



LAPORAN THESIS TK 142541

STRUKTUR DAN TUNING MODIFIKASI *INTERNAL MODEL CONTROL (IMC)* UNTUK PROSES TIDAK STABIL YANG TERDAPAT *TIME DELAY* DAN KETIDAKPASTIAN MODEL

ARINNE CHRISTIN PARAMUDITA

2314 201 020

DOSEN PEMBIMBING

Juwari, ST., M.Eng., Ph.D.

Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D.

PROGRAM MAGISTER

TEKNOLOGI PROSES

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2016



THESIS TK 142541

**MODIFIED STRUCTURE AND TUNING INTERNAL
MODEL CONTROL (IMC) FOR UNSTABLE
PROCESS WITH TIME DELAY AND UNCERTAINTY
MODEL**

ARINNE CHRISTIN PARAMUDITA

2314 201 020

ADVISORS

Juwari, ST., M.Eng., Ph.D.

Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D.

MASTER PROGRAM

PROCESS TECHNOLOGY

CHEMICAL ENGINEERING DEPARTEMENT

FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2016

LEMBAR PENGESAHAN

STRUKTUR DAN TUNING MODIFIKASI *INTERNAL MODEL CONTROL* (IMC) UNTUK PROSES TIDAK STABIL YANG TERDAPAT *TIME* *DELAY* DAN KETIDAKPASTIAN MODEL

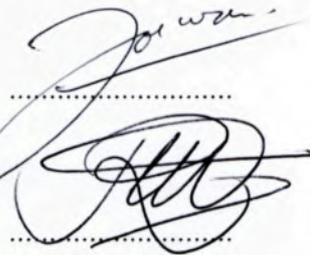
Laporan Thesis ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat mencapai gelar
Magister Teknik (MT)
di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS)

Oleh:
Arinne Christin Paramudita
NRP. 2314 201 020

Tanggal Ujian : 13 Juli 2016
Periode Wisuda : September 2016

Disetujui oleh:

1. Juwari, ST., M.Eng., Ph.D. (Pembimbing I)
NIP: 1973 06 15 1999 03 1003
2. Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D. (Pembimbing II)
NIP: 1953 07 19 1978 03 1001
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MS. (Penguji I)
NIP: 1951 08 04 1974 12 1001
4. Dr. Tantular Nurtono, ST., M.Eng. (Penguji II)
NIP: 1972 05 20 1997 02 1001
5. Dr. Siti Machmudah, ST., M.Eng. (Penguji III)
NIP: 1973 05 12 1999 03 2001



Direktur Program Pascasarjana


Prof. Ir. Djauhar Manfaat, M.Sc., Ph.D

NIP. 1960 12 02 1987 01 1001

**STRUKTUR DAN TUNING MODIFIKASI *INTERNAL MODEL CONTROL*
(*IMC*) UNTUK PROSES TIDAK STABIL YANG TERDAPAT *TIME*
DELAY DAN KETIDAKPASTIAN MODEL**

Nama Mahasiswa : Arinne Christin Paramudita
NRP : 2314201020
Pembimbing : 1. Juwari, ST., M.Eng., Ph.D.
2. Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D.

ABSTRAK

Pabrik kimia merupakan rangkaian dari berbagai unit pengolahan yang saling terintegrasi satu sama lain secara sistematis. Agar pabrik kimia berlangsung dengan aman, stabil, dan mencapai kondisi optimal maka diperlukan pengendalian proses. Secara umum, karakter proses terbagi menjadi dua macam yaitu proses *open loop* stabil dan proses *open loop* tidak stabil baik tanpa *time delay* maupun dengan *time delay*. Berbagai struktur pengendalian untuk proses tidak stabil dengan *time delay* telah dikembangkan, salah satunya adalah untuk struktur modifikasi *Internal Model Control (IMC)*. Pada penelitian ini dikaji beberapa kasus proses yang tidak stabil yaitu proses tidak stabil orde satu dengan $\theta/\tau < 1$, proses tidak stabil orde satu dengan $\theta/\tau > 1$, proses tidak stabil orde dua yang memiliki satu *unstable pole* dengan $\theta/\tau < 1$, proses tidak stabil orde dua yang memiliki satu *unstable pole* dengan juga $\theta/\tau > 1$ dan proses tidak stabil orde dua yang memiliki dua *unstable pole*. Selain itu, dikaji pula dengan contoh studi kasus yang ada yaitu pada non-isothermal CSTR untuk pembuatan propilene glycol dari propilene oksida dan air. Dari hasil beberapa kasus dan contoh studi kasus yang sudah dilakukan, dengan menggunakan struktur pengendali modifikasi *IMC* yang diusulkan, dihasilkan struktur yang tidak rumit dan metode tuning yang terstruktur.

Kata Kunci: *Internal Model Control*, Proses Tidak Stabil, *Time Delay*, *Maximum Peak*

**MODIFIED STRUCTURE AND TUNING OF INTERNAL MODEL
CONTROL (IMC) FOR UNSTABLE PROCESS WITH TIME DELAY AND
UNCERTAINTY MODEL**

Student's Name : Arinne Christin Paramudita
NRP : 2314201020
Supervisor : 1. Juwari, ST., M.Eng., Ph.D.
2. Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D.

ABSTRACT

Chemical plant consist of many integrated processing unit systematically. In order for chemical plant to be safe, stable, and optimum, process control is needed. In general, character process is divided into two: open loop stable process and open-loop unstable process without time delay or with time delay. Many control structures for unstable process with time delay have been developed, one of them is a modification of Internal Model Control (IMC). In this research, some unstable process cases are proposed. The cases are first order unstable process with $\theta/\tau < 1$, first order unstable process with $\theta/\tau > 1$, second order unstable process which has one unstable pole with $\theta/\tau < 1$, second order unstable process which has one unstable pole with $\theta/\tau > 1$ and second order unstable process which has two unstable poles. Futhermore, a case study about non-isothermal CSTR in production of propylene glycol from propylene oxide and water is also observed. By using modified control structure of IMC, can be obtain an uncomplicated structure and structured tuning method.

Keywords: Internal Model Control, Unstable process, Time delay, Maximum Peak

KATA PENGANTAR

Segala puji, syukur, hormat, dan kemuliaan hanya bagi Tuhan Yesus Kristus yang telah memberikan kasih karunia-Nya untuk penulis dalam menulis dan mengerjakan serta menyelesaikan thesis ini yang berjudul “**Struktur dan Tuning Modifikasi *Internal Model Control* (IMC) untuk Proses Tidak Stabil yang terdapat *Time Delay* dan *Ketidakpastian Model*”**. Dalam penyusunan thesis ini, penulis banyak mendapat bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung dari beberapa pihak. Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Juwari, S.T., M. Eng., Ph.D. , selaku Kepala Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS dan Dosen Pembimbing I.
2. Bapak Dr. Tantular Nurtono, ST., M.Eng., selaku Koordinator Program Pascasarjana Teknik Kimia ITS dan Dosen Penguji.
3. Bapak Prof. Ir. Renanto Handogo, M.S., Ph.D., selaku Dosen Pembimbing II dan selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, dan Bapak Dr. Soorathep Keawhom selaku Dosen Pembimbing saat *Exchange Program*.
4. Bapak Setiyo Gunawan, S.T, Ph.D, selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS.
5. Bapak Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MS. dan Ibu Dr. Siti Machmudah, ST., M.Eng selaku Dosen Penguji.
6. Bapak dan Ibu Dosen pengajar dan seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS.
7. Direktorat Jenderal Pendidikan Tinggi (DIKTI) yang telah memberikan beasiswa kepada penulis hingga lulus kuliah.
8. *Chulalongkorn University* yang telah memberikan kesempatan untuk menjadi bagian dalam program exchange ASEAN selama 4 bulan.
9. Bapak, Ibu, Brian, dan seluruh keluarga besar Vio, Ica, dan lain-lain yang telah memberikan dukungan, doa, dan kasih sayang kepada saya.
10. Keluarga kedua Connect Group East Youth-87: Risvia, Sena, Stevanus, Steafan, Lingga, dan Yosevina, serta teman-teman kepenilikan Yola: Kak

Yola, Martha, Andrew, Dea, Rossy, Lidya, Yudho, Ella, Dini, Iyus, Manda, Melvin, Malvin, Gabriel, Adrian, Hadi, Joke, John, dan Gilang yang telah memberikan support melalui doa.

11. Semua teman-teman Perdalpro Crew 2014/2015, Mbak Dyan, Mbak Atik, Mas Soni, Mas Misfa, Mas Adit, Daril, Cibon, Xavier, Pak Agus, Bu Shinta, Fritz, Mara, Bondan, Syauqi, Deva, Arisyi, Nana, Firda, Hasan, Ilham, Hana, Anggun, Nia, Gugum, Cakra, Novan, Indra, Marsha, Alif, Firqi, Icha, dan Amal yang membantu memberikan support dan keceriaan.
12. Semua teman-teman Perdalpro Crew 2015/2016, Pak Hairul, Mas Franco, Imam, Wega, Ma'mun, Lala, Dion, Garry, Desy, Indri, VDP, Opal, Riszy, Hermansyah, Jojo, Deby, Riska, dan Meita yang memberikan semangat dan kegembiraan.
13. Teman-teman Pasca Sarjana 2014/2015 yang memberikan kegilaan dan keceriaan.
14. Semua teman-teman *Process Control Engineering Chulalongkorn University* dan teman-teman yang ada di Bangkok selama saya berada disana.
15. Teman-teman: Jeffry, Doni, Andy, Siwi, Yosia, Bergas, Erik, Yorgi, Hesti, Jevon, Bobby, Ce Diana, Melly, Puput, Kak Dian, dan lainnya yang memberikan keceriaan ditengah kesuntukan dan penyemangat dikala susah.
16. Teman – teman pelayanan pendoa *Army of God* Gereja Mawar Sharon.
17. KK Tekkim ITS 2012: Mikha, Ajeng, Intan, Santi dan Sarah atas kebersamaan.
18. Teman-teman K-50 yang telah memberikan bantuan dalam pembuatan Thesis ini

Akhir kata semoga Thesis ini dapat bermanfaat untuk sekarang dan masa mendatang. Penulis menyadari dalam penulisan Thesis ini banyak terdapat kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat diperlukan.

Surabaya, 19 Juli 2016

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK	i
ABSTRACT	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR GAMBAR.....	vii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR NOTASI.....	xi
BAB 1 PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	5
1.3 Batasan Masalah	5
1.4 Tujuan Penelitian	6
1.5 Manfaat Penelitian	6
BAB 2 KAJIAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI	
2.1 Proses Tidak Stabil.....	7
2.2 Pengendalian Proses Tidak Stabil	10
2.3 <i>Internal Model Control (IMC)</i>	13
2.4 <i>Internal Model Control</i> untuk Proses Tidak Stabil.....	17
2.5 Tuning untuk <i>IMC Perfect Model</i> dan <i>Uncertainty Model</i> dengan <i>Maximum peak (Mp)</i>	25
BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN	
3.1 Tahap Penelitian.....	30
3.2 Menentukan Modifikasi Struktur <i>Internal Model Control</i> untuk Proses Tidak Stabil dengan <i>Time delay</i>	31
3.3 Tuning dengan <i>Maximum Peak (MP)</i> untuk mendapatkan Parameter Pengandali λ	32

3.4	Melakukan Simulasi Struktur Modifikasi <i>Internal Model Control</i> dengan SIMULINK.....	34
3.5	Membandingkan Respon Pengendalian.....	34
3.6	Melakukan Contoh Studi Kasus Pengendalian Proses	36
BAB 4	HASIL DAN PEMBAHASAN	
4.1	Struktur Baru <i>Internal Model Control (IMC)</i>	37
4.2	<i>Tuning Maximum Peak (Mp)</i> dengan Menggunakan Matlab	38
4.3	Pengujian Struktur Baru <i>Internal Model Control</i> dengan Berbagai Kasus Proses Tidak Stabil Penambahan <i>Time delay</i>	41
4.3.1	Proses Tidak Stabil Orde Satu dengan <i>Time delay</i> yang Memiliki $\theta/\tau < 1$	41
4.3.2	Proses Tidak Stabil Orde Satu dengan Penambahan <i>Time delay</i> ($\theta/\tau > 1$)	45
4.3.3	Proses Tidak Stabil Orde Dua (<i>Unstable Pole</i> satu) dengan <i>Time delay</i> yang Memiliki $\theta/\tau < 1$	48
4.3.4	Proses Tidak Stabil Orde Dua (<i>Unstable Pole</i> satu) dengan <i>Time delay</i> yang Memiliki $\theta/\tau > 1$	52
4.3.5	Proses Tidak Stabil Orde Dua (<i>Unstable Pole</i> dua) dengan <i>Time delay</i>	56
4.4	Contoh Studi Kasus Aplikasi Pengendalian Proses.....	60
BAB 5	KESIMPULAN DAN SARAN	66
	DAFTAR NOTASI	xii
	LAMPIRAN	A-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Kontribusi dari Persamaan Karakteristik Akar-Akar untuk Respon <i>Closed loop</i> (Seborg dkk, 2011).....	7
Gambar 2.2	Contoh Respon dari Proses Tidak Stabil (Seborg dkk, 2011)..	8
Gambar 2.3	<i>Stability Regions</i> pada <i>Complex Plane</i> untuk Akar-Akar dari Persamaan Karakteristik (Seborg dkk, 2011).....	9
Gambar 2.4	<i>Poles</i> dari $G(s)$ yang digambarkan pada Kompleks Bidang s (x merupakan Lokasi <i>Pole</i>) (Seborg dkk, 2011)	9
Gambar 2.5	Strategi Kontrol Lintas Terbuka.....	14
Gambar 2.6	Struktur Pengendali <i>Internal Model Control (IMC)</i> (Seborg dkk, 2011).....	15
Gambar 2.7	Konfigurasi <i>Internal Model Control</i> (Tan dkk, 2003).....	17
Gambar 2.8	Struktur Modifikasi <i>IMC</i> Chen dkk untuk Proses Tidak Stabil dengan <i>Time Delay</i> (Tan dkk, 2003)	20
Gambar 2.9	Struktur dari MIMC (Juan Chen dkk, 2008)	22
Gambar 2.10	Stabilisasi Sistem Tidak Stabil (Hamed & Issa, 2011).....	23
Gambar 2.11	Modifikasi <i>IMC</i> untuk Sistem Tidak Stabil (Hamed & Issa, 2011).....	23
Gambar 2.12	Blok Diagram Modifikasi Internal Model Control (Shibasaki dkk, 2013).....	24
Gambar 2.13	Modifikasi Struktur <i>Internal Model Control</i> (Abas & Juwari, 2013).....	25
Gambar 2.14	Respon dari $1/(s^2+s+1)$ untuk Unit Step pada Perubahan <i>Set point</i> (Brosilow & Joseph, 2001).....	27
Gambar 2.15	Frekuensi Respon dari $1/(s^2+s+1)$	28
Gambar 2.16	Korelasi nilai <i>Maximum Peak</i> terhadap <i>Overshoot</i> Maksimum Respon Step	28
Gambar 3.1	Blok Diagram Metodologi Penelitian.....	30
Gambar 3.2	Blok Diagram Simulasi Pencarian Nilai Parameter λ	33
Gambar 3.3	Struktur Modifikasi <i>IMC</i> (Tan & Fu, 2010).....	35

Gambar 3.4	Struktur Modifikasi <i>IMC</i> (Tan dkk, 2003)	35
Gambar 4.1	Struktur Baru <i>Internal Model Control</i>	38
Gambar 4.2	Hasil <i>Tuning Maximum Peak</i> pada <i>Unstable Process</i>	39
Gambar 4.3	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> G_p sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau < 1$).....	42
Gambar 4.4	Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau < 1$).....	42
Gambar 4.5	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> ($\theta/\tau < 1$) dengan G_p tidak sama dengan G_{pm}	44
Gambar 4.6	Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau < 1$).....	44
Gambar 4.7	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> G_p sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau > 1$)	45
Gambar 4.8	Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau > 1$).....	46
Gambar 4.9	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> ($\theta/\tau > 1$) dengan G_p tidak sama dengan G_{pm}	47
Gambar 4.10	Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau > 1$).....	48
Gambar 4.11	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> G_p sama dengan G_{pm} Orde Dua dengan satu <i>unstable pole</i> ($\theta/\tau < 1$)	49
Gambar 4.12	Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} Orde Dua dengan satu <i>unstable pole</i> ($\theta/\tau < 1$)	50
Gambar 4.13	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> Proses Orde Dua yang Memiliki Satu <i>Unstable Pole</i> ($\theta/\tau < 1$) dengan G_p tidak sama dengan G_{pm}	51
Gambar 4.14	Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} Proses Orde Dua yang Memiliki Satu <i>Unstable Pole</i> ($\theta/\tau < 1$).....	52
Gambar 4.15	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> G_p sama dengan G_{pm} Orde Dua dengan satu <i>unstable pole</i> ($\theta/\tau > 1$)	53
Gambar 4.16	Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} Orde Dua dengan satu <i>unstable pole</i> ($\theta/\tau > 1$)	53
Gambar 4.17	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> Proses Orde Dua yang Memiliki Satu <i>Unstable Pole</i> ($\theta/\tau > 1$) dengan G_p tidak sama dengan G_{pm}	55

Gambar 4.18	Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} Proses Orde Dua yang Memiliki Satu <i>Unstable Pole</i> ($\theta/\tau > 1$).....	55
Gambar 4.19	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> G_p sama dengan G_{pm} Orde Dua dengan Dua <i>Unstable Pole</i> ($\theta/\tau > 1$).....	56
Gambar 4.20	Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} Orde Dua dengan dua <i>unstable pole</i>	57
Gambar 4.21	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> Proses Orde Dua yang Memiliki Dua <i>Unstable Pole</i> dengan G_p tidak sama dengan G_{pm}	58
Gambar 4.22	Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} Proses Orde Dua yang Memiliki Satu <i>Unstable Pole</i>	59
Gambar 4.23	<i>Nonisothermal Continous Stirred-Tank Reactor (CSTR)</i> (Seborg dkk, 2011)	60
Gambar 4.24	Skema Proses CSTR pembuatan Propilene Glycol.....	61
Gambar 4.25	Hasil Respon <i>Open Loop</i> Proses	62
Gambar 4.26	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> Proses pada Studi Kasus yang Memiliki nilai G_{pm} sama dengan G_p	62
Gambar 4.27	Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} pada Studi Kasus.....	63
Gambar 4.28	Hasil dari <i>Tuning Maximum Peak</i> Proses pada Studi Kasus dengan G_{pm} tidak sama dengan G_p	64
Gambar 4.29	Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} pada Studi Kasus	64

DAFTAR TABEL

Tabel 4.1	Nilai Parameter Transfer Fungsi yang <i>dituning</i> Menggunakan <i>Maximum Peak</i> pada Kasus 1.....	43
Tabel 4.2	Nilai Parameter Transfer Fungsi yang <i>dituning</i> Menggunakan <i>Maximum Peak</i> pada Kasus 2.....	47
Tabel 4.3	Nilai Parameter Transfer Fungsi yang <i>dituning</i> Menggunakan <i>Maximum Peak</i> pada Kasus 3.....	51
Tabel 4.4	Nilai Parameter Transfer Fungsi yang <i>dituning</i> Menggunakan <i>Maximum Peak</i> pada Kasus 4.....	54

DAFTAR NOTASI

Notasi	Keterangan
D	Disturbance/Gangguan
$e(t)$	<i>Error signal</i>
$f(s)$	Filter
G	Transfer fungsi Proses
\tilde{G}	Transfer fungsi internal model
$G_c(s)$	Transfer fungsi kontroler
G_c^*	Transfer fungsi kontroler
G_{IMC}	Transfer fungsi kontroler IMC
$G_p(s)$	Transfer fungsi proses
$G_{pm}(s)$	Transfer fungsi internal model
$G_{pm}(s)^{-1}$	Inversi Transfer fungsi internal model
IAE	<i>Integral of the absolute value of the error</i>
K	<i>Proportional controller</i>
$K(s)$	<i>Stabilizing controller</i>
K_c	Gain pengendali
P	Transfer fungsi proses
P^*	Transfer fungsi internal model
Q	Transfer fungsi kontroler
τ	Waktu konstan dari proses
λ	<i>Filter time constant</i>
θ	Time delay
y	Respon pengukuran
Y	Hasil
Y_{sp}	Set point

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pabrik kimia merupakan rangkaian dari berbagai unit pengolahan yang saling terintegrasi satu sama lain secara sistematis dan rasional. Tujuan dari pengoperasian pabrik kimia adalah untuk mengkonversi/mengubah bahan baku menjadi produk yang lebih memiliki nilai guna. Dalam pengoperasian pabrik, pasti akan mengalami gangguan/disturbance dari lingkungan eksternal maupun internal, sehingga diperlukan pengendalian proses kimia untuk memberikan keuntungan maksimal dengan tetap memperhatikan keselamatan proses dan lingkungan.

Salah satu hal yang harus diperhatikan dalam menjalankan pabrik kimia adalah menjaga kondisi operasi sesuai dengan keadaan yang diinginkan. Hal tersebut dapat membantu industri mendapatkan hasil dengan kualitas tinggi sehingga memberikan keuntungan maksimal dengan tetap memperhatikan kondisi keselamatan yang ada. Untuk memperoleh kondisi tersebut, diperlukan rangkaian sistem pengendalian yang mampu menjaga proses produksi tetap berjalan sesuai dengan kondisi yang diharapkan (Coughanowr & Leblanc, 2009).

Dewasa ini selama kurang lebih 30 tahun, proses kontrol mengalami perkembangan yang pesat. Proses kontrol menjadi satu dari inti area dalam teknik kimia beserta termodinamika, transfer panas, transfer massa, mekanika fluida dan kinetika reaktor (Luyben & Luyben, 1997). Sistem kontrol digunakan untuk menjaga kondisi proses pada nilai yang diinginkan dengan memanipulasi variabel proses untuk menyesuaikan variabel yang penting. Kontrol proses adalah kemampuan untuk mempertahankan variabel proses pada nilai yang diinginkan meskipun ada gangguan yang mungkin dialami dan juga kemampuan untuk memindahkan proses variabel dari satu pengaturan ke pengaturan baru yang diinginkan.

Dalam proses kontrol dan pengendaliannya, stabilitas adalah masalah yang cukup rumit. Stabilitas proses mengacu pada konsistensi dari suatu proses sehubungan dengan karakteristik dari proses tersebut. Jika proses tersebut

berperilaku secara konsisten dari waktu ke waktu, maka dapat dikatakan bahwa proses tersebut adalah proses stabil atau dapat dikontrol. Apabila yang dikontrol mengalami osilasi dengan meningkatnya amplitudo proses tersebut adalah proses tidak stabil. Untuk itulah perlu ada suatu sistem pengendali yang menjadikan proses yang tidak stabil menjadi proses yang stabil (Coughanowr & Leblanc, 2009).

Pengendali *Proportional Integral Derivative (PID)* merupakan salah satu dari struktur pengendali yang ada yang paling banyak digunakan di dunia perindustrian sejak tahun 1940'an. Hal ini dikarenakan oleh pengendali *PID* yang memiliki algoritma yang paling sederhana bila dibandingkan dengan yang lainnya sehingga mudah dipahami. Selain itu, *PID* kontroler memiliki rasio biaya atau manfaat yang menguntungkan serta memeberikan kinerja yang memuaskan dalam tugas kontrol proses. Dewasa ini, *PID* kontroler memiliki algoritma kontrol yang paling umum digunakan dalam aplikasi kontrol proses. Menurut survei, lebih dari 90% dari loop kontrol adalah jenis *PID*. Kelebihan *PID* yaitu menyediakan feedback, memiliki kemampuan untuk menghilangkan offset melalui *integral action*, dan dapat mengantisipasi masalah ke depannya melalui *derivative action* (Korsane dkk, 2004).

Namun, semakin berkembangnya kemajuan dari teknologi menyebabkan proses industri semakin kompleks dalam beberapa hal seperti interaksi variabel manipulasi ataupun variabel yang dikendalikan, serta sifat nonlinear dan *time delay* sehingga menyebabkan proses menjadi lebih sulit untuk dikendalikan. Berbagai variasi dari struktur pengendali dan metode *tuning* untuk *PID* telah dikembangkan dalam mengatasi permasalahan yang ada tersebut. Namun saja, *PID* kontroler tidak dapat sepenuhnya mengimbangi kompleksitas proses industri yang ada terutama pada pengendalian proses dengan *time delay*. Dengan permasalahan yang timbul, teknologi komputer semakin dikembangkan dengan berbagai jenis kontroler untuk mengatasi kekurangan yang ada pada *PID*. Beberapa struktur pengendali yang dikembangkan antara lain adalah *Artificial Neural Network (ANN)*, *Fuzzy Logic*, *Internal Model Control (IMC)*, dan *Model Predictive Control (MPC)*, serta beberapa struktur pengendali advance lainnya.

Salah satu struktur pengendali yang mampu mengendalikan proses yang baik dengan adanya *time delay* yang besar adalah pengendali *IMC* (Lefkowitz &

Tien Li, 2010) . *Internal Model Control (IMC)* itu sendiri adalah salah satu model kontrol yang diajukan pertama kali oleh Garcia dan Morari pada tahun 1982. Pengendali ini dikembangkan berdasarkan filosofi prinsip model internal, dimana jika kita memiliki data yang lengkap dan pasti mengenai proses yang akan dikendalikan maka kita akan memperoleh sebuah permodelan proses yang memungkinkan kita untuk mendapatkan pengendalian yang sempurna pada *set point tracking*.

Internal Model Control telah terbukti dapat menjadi metode yang kuat dalam sintesa sistem kontrol (Morari & Zafiriou, 1989). Namun, apabila untuk proses tidak stabil struktur *IMC* sulit untuk mendapatkan hasil yang diinginkan, karena gangguan yang masuk akan membuat *set point* naik tanpa terikat jika transfer fungsi proses tidak stabil. Pada tahun 1996, Jacob dkk melakukan desain pengendalian untuk proses tidak stabil orde satu dengan *time delay*. Desain yang dihasilkan memberikan *overshoot* yang rendah dan waktu penyelesaian lebih sedikit dibandingkan dengan respon dari pengendalian PI konvensional (Jacob & Chidambaram, 1996). Penelitian selanjutnya dilakukan oleh Jung dkk pada tahun 1999 dengan menggunakan metode *tuning Direct Synthesis (DS)* untuk proses tidak stabil orde satu dengan *time delay*. Didapatkan bahwa metode yang didapatkan mudah untuk diimplementasikan dengan menghasilkan kinerja yang baik sebagai pengendali yang terbaik untuk metode two-stage *IMC* dengan *robustness* yang baik terhadap parameter proses *uncertainty* serta terhadap *signal noise* (Jung dkk, 1999). Penelitian ini dikembangkan lagi dengan sistem yang lebih kompleks yaitu proses tidak stabil dengan orde dua dan *time delay* oleh Huang dan Chen pada tahun 1999. Dalam penelitian mereka dilakukan dengan metode kontroler *PID auto-tuning* untuk *open loop* proses tidak stabil yang memiliki *single unstable pole* dan *time delay* (Huang & Chen, 1999).

Scott A. Geddes merancang *IMC* untuk sistem dengan *time delay* (Geddes, 2006). Namun, hal ini tidak cocok untuk sistem dengan *time delay* besar. Menurut Shan, dan Wang, desain akan bekerja dengan baik tetapi tidak untuk sistem nonlinear atau sistem tidak stabil (Shang & Wang, 2010). Untuk memecahkan masalah sistem yang tidak stabil adalah dengan menggunakan *IMC* sementara kontroler menjadi sangat kompleks (Fu & Tan, 2008). Pada tahun 2003, Chen dkk

melakukan penelitian untuk memodifikasi struktur *IMC* untuk proses tidak stabil dengan *time delay* dan menampilkan sistem *robustness*. Contoh yang ditampilkan bahwa struktur kontrol dapat diatur dengan mudah dan mencapai kompromi yang baik antara kinerja *time-domain* dan *robustness* (Tan dkk, 2003). Kekurangan yang terdapat dari beberapa penelitian yang dikembangkan adalah penambahan *time delay* yang besar dan adanya kompleksitas struktur (Yamada, 1999).

Juan Chen dkk pada tahun 2008 melakukan penelitian dengan mengembangkan modifikasi *Internal Model Control* untuk proses kimia dengan penambahan *time delay*. Metode baru untuk proses tidak stabil dengan penambahan *time delay* disini dinamakan MIMC (*Modified Internal Model Control*) (Chen dkk, 2008). Tahun 2011, Hamed dan Issa melakukan pengembangan dalam modifikasi model *Internal Model Control* dengan sistem *time delay*. Pendekatan dilakukan dengan menggabungkan antara struktur *IMC* dan struktur tradisional dari masalah kontrol (Hamed & Issa, 2011). Pada tahun 2010, Tan & Fu melakukan penelitian pada *robust* untuk modifikasi *IMC* pada *unstable process*, tetapi memiliki kekurangan yaitu tidak dapat digunakan pada sistem tidak stabil yang memiliki dua *poles* tidak stabil (Tan & Fu, 2010). Di tahun 2013, Shibasaki dkk, melakukan pengembangan pada penelitian pengendalian proses tidak stabil. Peneliti memodifikasi *Internal Model Control* untuk *plant* tidak stabil dengan integrator pada sistem *continous-time* (Shibasaki dkk, 2013). Pada tahun 2013, Abas dan Juwari melakukan penelitian dengan memodifikasi struktur dan *tuning Internal Model Control* untuk proses integrasi saja. Penelitian tersebut memperlihatkan bagaimana studi tentang efektivitas *Internal Model Control* pada *tuning* proses integrasi, khususnya untuk membuat proses kontrol lebih efektif dan lebih mudah untuk industri (Jamaluddin & Juwari, 2013).

Dari penelitian yang sudah diutarakan di atas, didapatkan bahwa untuk struktur dan *tuning IMC* pada proses tidak stabil dan *time delay* ini diperlukan pengembangan yang baru. Kelemahan yang ada pada penelitian terdahulu adalah kompleksitas struktur yang menyebabkan banyaknya parameter yang dibutuhkan sehingga terdapat metode *tuning* yang rumit. Selain itu, tidak adanya cara pada penentuan parameter *filter time constant* (λ) yang terdapat pada transfer fungsi dari kontroler *IMC*. Maka dari itu, dilakukan penelitian untuk modifikasi struktur dan

tuning pada proses tidak stabil yang terdapat *time delay* dan ketidakpastian model (*uncertainty model*). Didalam pengujiannya, dilakukan dengan berbagai studi kasus yang ada pada proses tidak stabil yang terdapat *time delay* dan ketidakpastian model. Selain itu nantinya struktur yang ada dapat mengatasi masalah yang ada seperti struktur yang rumit, tidak adanya penetapan parameter, dan ketidakpastian model. Perlu dilakukan pula modifikasi lebih lanjut untuk menghasilkan proses yang hasilnya sesuai.

1.2 Rumusan Masalah

Permasalahan yang timbul dalam penelitian ini adalah bagaimana pengendalian sistem tidak stabil yang terdapat *time delay* dengan modifikasi struktur pengendali *Internal Model Control (IMC)*. Proses yang digunakan adalah proses tidak stabil dengan *time delay* yang terdapat ketidakpastian model (*uncertainty model*).

1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah dalam penelitian ini adalah:

1. Sistem yang ditinjau adalah sistem pengendali proses tidak stabil (*unstable process*) untuk perubahan *set point* dan penolakan gangguan.
2. Kasus yang ditinjau adalah Proses tidak stabil orde satu ditambah *time delay* dengan $\theta/\tau < 1$ dan $\theta/\tau > 1$, proses tidak stabil orde dua ditambah *time delay* yang memiliki satu *unstable pole* dengan $\theta/\tau < 1$ dan $\theta/\tau > 1$ dan juga proses tidak stabil orde dua ditambah *time delay* yang memiliki dua *unstable pole*.
3. Ketidakpastian model yang dipakai yaitu sebesar $\pm 10\%$ pada nilai konstanta waktu (k) dan *time delay* (θ).
4. Simulasi dilakukan pada sistem dengan beberapa fungsi transfer sistem tidak stabil dan penambahan *time delay* dengan persamaan transfer fungsi dan persamaan internal model yang sama serta dengan nilai konstanta waktu (k) dan *time delay* (θ) yang berbeda.
5. Nilai-nilai parameter didapat dengan menggunakan program MATLAB dan simulasi proses menggunakan SIMULINK.

1.4 Tujuan Penelitian

Penelitian ini bertujuan untuk:

1. Mengembangkan struktur baru modifikasi *Internal Model Control (IMC)* untuk pengendalian proses tidak stabil yang memiliki *time delay* dan ketidakpastian model (*uncertainty*).
2. Mengembangkan cara *tuning* struktur baru modifikasi *IMC* untuk proses tidak stabil yang memiliki *time delay* dan ketidakpastian model.
3. Mengimplementasikan modifikasi *Internal Model Control (IMC)* pada studi kasus pemodelan matematika non-isothermal CSTR untuk pembuatan propilen glycol dari propilen oksida dan air.

1.5 Manfaat Penelitian

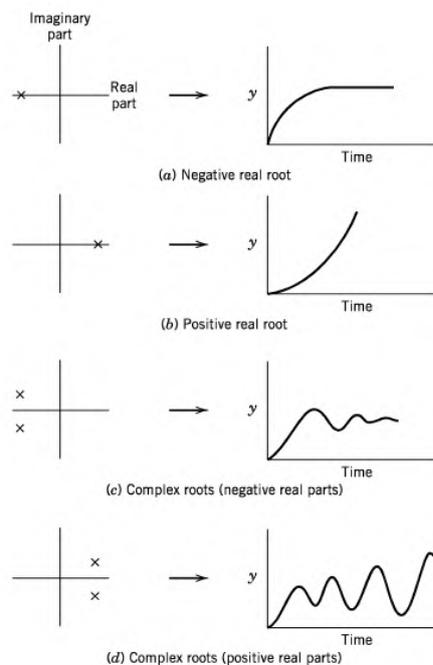
Manfaat penelitian ini adalah untuk menghasilkan modifikasi struktur *Internal Model Control* dan cara *tuningnya* untuk mengendalikan proses yang tidak stabil dengan *time delay* dan ketidakpastian model (*uncertainty*) yang kemudian diujikan ke dalam beberapa kasus proses tidak stabil dengan *time delay* yang telah ditetapkan.

BAB 2

KAJIAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

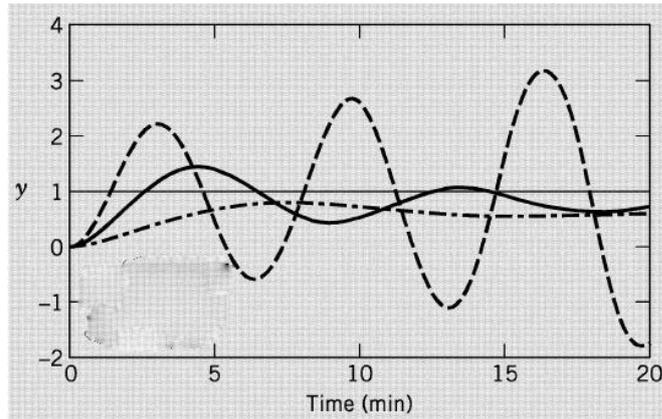
2.1 Proses Tidak Stabil

Stabilitas proses mengacu pada konsistensi dari suatu proses sehubungan dengan karakteristik dari proses tersebut. Jika proses tersebut berperilaku secara konsisten pada satu nilai dari waktu ke waktu, maka dapat dikatakan bahwa proses tersebut adalah proses stabil atau dapat dikontrol. Apabila yang dikontrol mengalami osilasi dengan meningkatnya amplitudo yang meningkat sampai batas waktu, seperti katup kontrol terbuka sepenuhnya atau benar benar menutup, maka proses tersebut adalah proses tidak stabil (Coughanowr & Leblanc, 2009). Dapat dikatakan bahwa respon yang menjauhi nilai atau dan tidak mencapai pada satu nilai (memiliki respon dengan nilai yang berbeda) dapat dikatakan proses tersebut tidak stabil. Contoh dari respon proses tidak stabil dapat dilihat pada gambar 2.1 bagian b dan d, sedangkan untuk proses yang stabil dapat dilihat pada bagian a dan c.



Gambar 2.1 Kontribusi dari Persamaan Karakteristik Akar-Akar untuk Respon *Closed loop* (Seborg dkk, 2011)

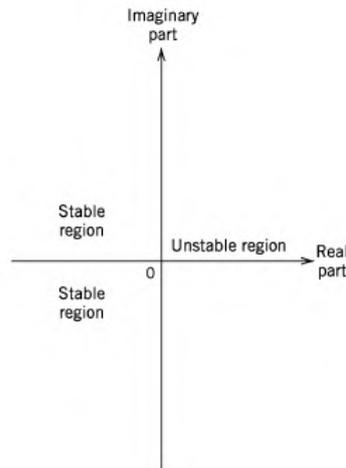
Gambar 2.1 menunjukkan letak akar polinomial dari persamaan karakteristik untuk respon *closed loop*. Gambar tersebut memperlihatkan respon pada suatu sistem untuk setiap kasus. Dapat dilihat bahwa akar-akar yang berada pada sebelah kanan dan bagian real, menghasilkan respon yang tidak mendekati *set point* (Seborg dkk, 2011).



Gambar 2.2 Contoh Respon dari Proses Tidak Stabil (Seborg dkk, 2011)

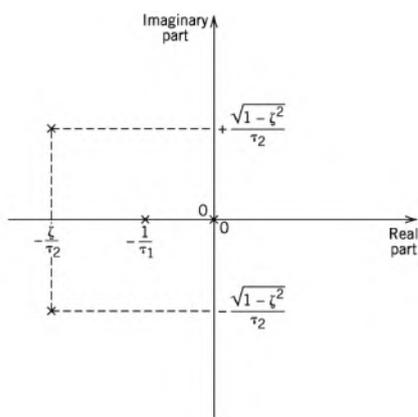
Respon pada gambar 2.2 menunjukkan adanya osilasi dengan amplitudo yang naik di setiap siklus yang berturut-turut. Respon tidak stabil akan memanifestasikan dirinya sebagai osilasi berkelanjutan dengan amplitudo konstan. Sistem *Feedback Control* harus stabil sebagai identifikasi pengendalian yang diinginkan. Karena itu, hal ini penting untuk dapat menentukan apa yang menjadikan kontrol menjadi tidak stabil maka dari itu dibutuhkan parameter-parameter untuk mengontrol.

Proses industri pada umumnya adalah stabil tanpa *feedback control*. Hal tersebut dapat disebut *open loop stable* atau *self-regulating*. Sebuah proses *open loop stable* akan kembali ke keadaan *steady state* setelah gangguan sementara terjadi. Sebaliknya, ada beberapa proses seperti reaktor kimia eksotermik yang bersifat tidak stabil. Gambar 2.3 menampilkan grafik interpretasi dari kriteria stabilitas. Apabila pada transfer fungsi memiliki semua akar yang berada pada sebelah kiri dari *imaginary axis*, semua berada pada region stabil (sistem menjadi stabil). Begitu sebaliknya, apabila pada transfer fungsi memiliki akar yang berada pada sebelah kanan dari *imaginary axis*, maka berada pada region tidak stabil.



Gambar 2.3 Stability Regions pada Complex Plane untuk Akar-Akar dari Persamaan Karakteristik (Seborg dkk, 2011)

Plot pada gambar 2.4 telah memainkan peran penting dalam desain sistem kontrol mekanik dan listrik, tetapi jarang digunakan dalam merancang sistem kontrol proses. Namun, akan sangat membantu untuk mengembangkan beberapa intuitif bagi pengaruh lokasi *pole*. *Pole* pada kanan sumbu imajiner (disebut *Right Half Plane (RHP) pole*), contoh $s=+1/\tau$, mengindikasikan bahwa satu mode respon sistem adalah $e^{t/\tau}$. Mode meningkat tanpa *bound* sebagai t yang menjadi besar, karakteristik dari sistem tidak stabil.



$$G(s) = \frac{K}{s(\tau_1 s + 1)(\tau_2^2 s^2 + 2\zeta\tau_2 s + 1)}$$

Gambar 2.4 Poles dari G(s) yang digambarkan pada Kompleks Bidang s (x merupakan Lokasi Pole) (Seborg dkk, 2011)

Maka dari itu, proses yang menghasilkan respon tidak stabil perlu dilakukan pengendalian agar menjadi stabil dengan kontroler yang dikembangkan dari waktu ke waktu.

2.2 Pengendalian Proses Tidak Stabil

Suatu proses dapat menjadi tidak stabil sebagai akibat dari gangguan-gangguan yang berasal dari dalam ataupun luar. Faktor-faktor ini tidak dapat dihilangkan tanpa adanya sistem pengendalian pada suatu proses. Pengendalian terhadap variabel-variabel proses yang bertujuan untuk mereduksi penyimpangan nilai variabel-variabel tersebut terhadap nilai sarannya harus dijalankan. Sejumlah skema pengendalian proses secara teknik yang umumnya dijalankan secara otomatis, dapat diimplementasikan pada proses tidak stabil (Mursadin, 2000).

Dalam proses kontrol dan pengendaliannya, stabilitas adalah masalah yang cukup rumit. Stabilitas proses mengacu pada konsistensi dari suatu proses sehubungan dengan karakteristik dari proses tersebut. Jika proses tersebut berperilaku secara konsisten dari waktu ke waktu, maka dapat dikatakan bahwa proses tersebut adalah proses stabil atau dapat dikontrol. Apabila yang dikontrol mengalami osilasi dengan meningkatnya amplitudo proses tersebut adalah proses tidak stabil. Untuk itulah perlu ada suatu sistem pengendali yang menjadikan proses yang tidak stabil menjadi proses yang stabil (Coughanowr, 2009).

Pengendali *Proportional Integral Derivative (PID)* merupakan salah satu dari struktur pengendali yang ada yang paling banyak digunakan di dunia perindustrian sejak tahun 1940'an. Hal ini dikarenakan oleh pengendali *PID* yang memiliki algoritma yang paling sederhana bila dibandingkan dengan yang lainnya sehingga mudah dipahami. Selain itu, *PID* kontroler memiliki rasio biaya atau manfaat yang menguntungkan serta memeberikan kinerja yang memuaskan dalam tugas kontrol proses. Dewasa ini, *PID* kontroler memiliki algoritma kontrol yang paling umum digunakan dalam aplikasi kontrol proses. Menurut survei, lebih dari 90% dari loop kontrol adalah jenis *PID*. Kelebihan *PID* yaitu menyediakan *feedback*, memiliki kemampuan untuk menghilangkan offset melalui *integral*

action, dan dapat mengantisipasi masalah ke depannya melalui *derivative action* (Korsane, 2004).

Namun, semakin berkembangnya kemajuan dari teknologi menyebabkan proses industri semakin kompleks dalam beberapa hal seperti interaksi variabel manipulasi ataupun variabel yang dikendalikan, serta sifat nonlinear dan *time delay* sehingga menyebabkan proses menjadi lebih sulit untuk dikendalikan. Berbagai variasi dari struktur pengendali dan metode *tuning* untuk *PID* telah dikembangkan dalam mengatasi permasalahan yang ada tersebut. Namun saja, *PID* kontroler tidak dapat sepenuhnya mengimbangi kompleksitas proses industri yang ada terutama pada pengendalian proses dengan *time delay*. Dengan permasalahan yang timbul, teknologi komputer semakin dikembangkan dengan berbagai jenis kontroler untuk mengatasi kekurangan yang ada pada *PID*. Beberapa struktur pengendali yang dikembangkan antara lain adalah *Artificial Neural Network* (ANN), *Fuzzy Logic*, *Internal Model Control* (IMC), dan *Model Predictive Control* (MPC), serta beberapa struktur pengendali advance lainnya.

Internal Model Control (IMC) itu sendiri adalah salah satu model kontrol yang diajukan pertama kali oleh Garcia dan Morari pada tahun 1982. *Internal Model Control* telah terbukti dapat menjadi metode yang kuat dalam sintesa sistem kontrol (Morari, 1989). Namun, apabila untuk proses tidak stabil struktur *IMC* sulit untuk mendapatkan hasil yang diinginkan, karena gangguan yang masuk akan membuat *set point* naik tanpa terikat jika transfer fungsi proses tidak stabil. Maka dari itu perlu dilakukan modifikasi dalam struktur *IMC* untuk menghasilkan respon yang diinginkan.

Dewasa ini, perluasan desain dan metode *tuning* dari proses stabil hingga proses tidak stabil banyak dilakukan oleh berbagai peneliti. Dilihat dari *RHP pole*, pengendalian untuk proses tidak stabil lebih sulit dan lebih rumit dibandingkan dengan proses stabil.

Pengendali untuk tujuan desain, dinamika proses dijelaskan dengan model orde satu dan *time delay*. Formula sederhana yang tersedia untuk pengendali PI (*Proportional Integral*) untuk proses stabil orde satu dengan penambahan *time delay* (Ziegler-Nichols, 1942). Salah satu masalah kontrol adalah proses tidak stabil. Pada tahun 1989 dilakukan penelitian dengan metode dua desain untuk pengendali *P* dan

PI untuk proses tidak stabil orde satu ditambah dengan *time delay* (De Paor & O'Malley, 1989). Setelah itu, Jacob dkk melakukan desain pengendalian untuk proses tidak stabil orde satu dengan *time delay*, dihasilkanlah metode yang kuat dalam gangguan pada *time delay*, *time constant*, dan *gain* proses. Desain yang dihasilkan memberikan *overshoot* yang rendah dan waktu penyelesaian lebih sedikit dibandingkan dengan respon dari pengendalian *PI* konvensional. *PI* konvensional menghasilkan osilasi berkelanjutan dalam *output* untuk *uncertainty* pada *time delay* (Jacob & Chimdambaram, 1996).

Jung dkk dengan menggunakan metode *tuning Direct synthesis (DS)* untuk proses tidak stabil orde satu dengan *time delay*. Metode yang didapatkan mudah untuk diimplementasikan dengan menghasilkan kinerja yang baik sebagai pengendali yang terbaik untuk metode *two-stage IMC* dengan *robustness* yang baik terhadap parameter proses *uncertainty* serta terhadap *signal noise*. Untuk mencari nilai λ digunakan *Direct synthesis* yang tidak membutuhkan pedoman *tuning* dan hal ini kontras dengan struktur pengendalian *cascade* diadopsi dari metode *two-stage IMC*. Hal ini membuat struktur kontrol *feedback* menghasilkan pelacakan yang halus pada *over damped set point* dan kontrol peraturan yang baik untuk sistem orde satu ditambah *time delay* (Jung dkk, 1999). Penelitian ini dikembangkan lagi dengan sistem yang lebih kompleks yaitu proses tidak stabil dengan orde dua dan *time delay* oleh Huang dan Chen pada tahun 1999. Metode kontroler *PID auto-tuning* untuk *open loop* proses tidak stabil yang memiliki *single unstable pole* dan *time delay*. *Asymmetric relay feedback test* digunakan untuk mencari konstan *limit cycle*. Dari konstan *limit cycle*, model orde satu tentatif didapatkan. Kemudian, model tersebut divalidasi dengan rasio yang terhitung dan *time delay* yang terukur. Apabila model tentatif tidak memuaskan hasilnya, prosedur identifikasi dilakukan untuk mencari model orde dua. Parameter kontroler dari *PID* kemudian dihitung dari *tuning* yang sederhana (Huang & Chen, 1999).

Modifikasi *IMC* oleh Yamada dilakukan tetapi memiliki kekurangan yaitu struktur yang kompleks dan tidak menjamin adanya sistem yang stabil apabila ditambahkan *time delay* (Yamada, 1999). Sedangkan untuk modifikasi struktur *IMC* untuk proses tidak stabil dengan *time delay* oleh Tan dkk menampilkan sistem *robustness*. Dari penelitian ini, peneliti menggunakan beberapa *case* dari proses

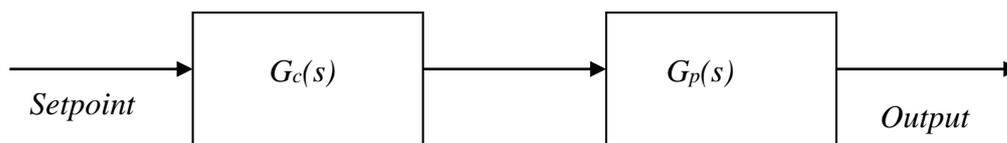
tidak stabil yaitu proses tidak stabil orde satu dengan *time delay*, proses tidak stabil orde dua dengan satu *unstable pole* dan *time delay*, dan proses tidak stabil orde dua dengan dua *unstable pole* dan *time delay*, tetapi memiliki kekurangan tidak adanya metode dalam pencarian parameter λ (Tan dkk, 2003). Hamed dan Issa melakukan pengembangan dalam modifikasi model *Internal Model Control* dengan sistem *time delay*. Pendekatan dilakukan dengan menggabungkan antara struktur *IMC* dan struktur tradisional dari masalah kontrol. Jika sistem memiliki proses yang tidak stabil, sistem tersebut harus distabilkan dulu sebelum kontroler *IMC* diterapkan oleh *proportional controller* atau pengendali lainnya (Hamed dan Issa, 2011).

Metode modifikasi *IMC* Juan Chen dkk yang didapatkan dapat meningkatkan kinerja kontrol dan mencapai keseimbangan *robustness* dan gangguan penolakan. Ketahanan sistem kontrol dapat ditingkatkan dengan *tuning* filter waktu konstan ketika model *mismatch* digunakan (Chen dkk, 2008). Selanjutnya, Tan dan Fu melakukan penelitian untuk sistem *robust* dan *tuning* yang baru pada modifikasi *IMC*, tetapi memiliki kekurangan yaitu tidak menghasilkan hasil yang signifikan pada proses tidak stabil dengan *time delay* yang memiliki dua *poles* tidak stabil dan juga tidak adanya metode pencarian nilai parameter λ yang digunakan (Tan & Fu, 2010). Untuk modifikasi struktur dan *tuning Internal Model Control* pada proses integrasi tersebut memperlihatkan bagaimana studi tentang efektivitas *Internal Model Control* pada *tuning* proses integrasi, khususnya untuk membuat proses kontrol lebih efektif dan lebih mudah untuk industri. Di tahun yang sama, Shibasaki mendapatkan desain *smith compensator* menggunakan modifikasi *IMC* untuk *plant* tidak stabil dengan *time delay*. Proses tidak stabil dengan *time delay* dikendalikan dengan metode *predicted-state feedback*. Disini, menampilkan *disturbance compensator* untuk mengatasi problema *predicted-state feedback* (Shibasaki dkk, 2013).

2.3 Internal Model Control (IMC)

Internal Model Control atau yang disingkat dengan *IMC* adalah salah satu tipe pengendali model *based control* dan sudah banyak diaplikasikan pada proses industri kimia (Brosilow & Joseph, 2001). *IMC* itu sendiri adalah salah satu model kontrol yang diajukan pertama kali oleh Garcia dan Morari pada tahun 1982.

Filosofi *IMC* didasarkan pada prinsip Internal Model yang menyatakan bahwa kontrol yang baik dapat dicapai jika sistem kontrol mengandung beberapa perwakilan dari proses yang akan dikendalikan baik secara eksplisit dan implisit. Ini berarti jika *stable*, stabilitas proses respon dapat dijamin menggunakan pengendali dengan model yang stabil. Metode *IMC*, seperti metode *DS* (*Direct Substitution*), didasarkan pada model proses yang diasumsikan dan mengarah kepada ekspresi analitis untuk pengaturan kontroler. Dua metode desain tersebut berkaitan erat dan menghasilkan pengendali identik apabila parameter desain ditentukan dengan cara yang konsisten (Seborg dkk, 2011). *Internal Model Control* menggunakan model secara eksplisit pada algoritma pengendalinya. Prinsip dari Internal model itu sendiri dapat dilihat pada gambar 2.5.



Gambar 2.5 Strategi Kontrol Lintas Terbuka

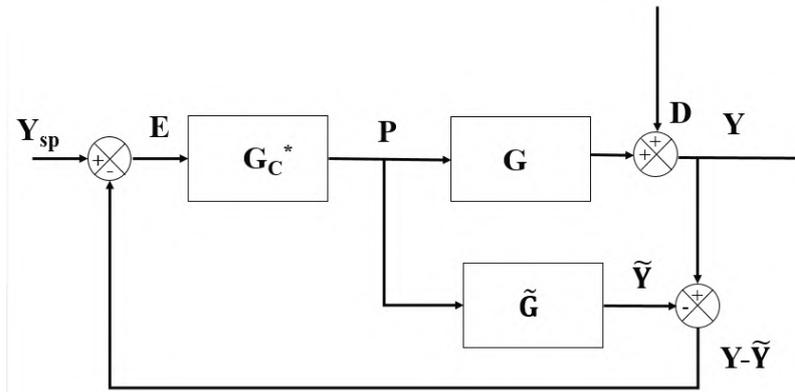
Pada gambar 2.5, pengendali $G_c(s)$ digunakan untuk mengendalikan proses, sedangkan $G_{pm}(s)$ adalah model dari $G_p(s)$. Dengan membuat $G_c(s)$ sebagai inverse dari $G_{pm}(s)$ yang berarti sebagai berikut:

$$G_c(s) = G_{pm}(s)^{-1} \quad (2.1)$$

Dan apabila $G_p(s) = G_{pm}(s)$ (transfer fungsi model sama dengan transfer fungsi proses), maka akan didapatkan *output* yang sama dengan *set point*. Dengan demikian tanpa kita mengukur variabel *output* (memasang struktur dari *Feedback*), kontrol ideal akan dicapai apabila pengendalian mengandung informasi tentang proses yang akan dikontrol. Pengukuran dari variabel keluaran hanya diperlukan jika terdapat informasi dari proses yang tidak akurat atau tidak diketahui (Ming Tham, 2002).

Pada kenyataannya yang umum terjadi tidak ada proses yang memiliki kesamaan pada transfer fungsi model dengan transfer fungsi proses yang ada. Model tidak akan selalu dapat mewakili proses secara sempurna oleh karena proses sering terpengaruh oleh gangguan-gangguan yang tidak dapat teridentifikasi,

sehingga gambar 2.5 (struktur lintas terbuka) tidak dapat menjanjikan tercapainya variabel *output* yang sama dengan *set point*. Hal tersebut yang menjadi dasar pengembangan strategi kontrol yang sempurna yang biasa dikenal dengan *Internal Model Control*.



Gambar 2.6 Struktur Pengendali *Internal Model Control* (IMC) (Seborg dkk,2011)

Gambar 2.6 menunjukkan skema umum dari *Internal Model Control*. Pada gambar 2.6, D menunjukkan gangguan yang mempengaruhi sistem. Sedangkan untuk Y_{sp} adalah *set point* dan Y adalah *output*. \tilde{G} adalah proses model dan kontroler keluaran diimplementasikan sebagai P yang digunakan untuk menghitung model respon \tilde{Y} . Model respon dikurangi dengan respon sebenarnya Y, dan pengurangan, $Y - \tilde{Y}$, digunakan sebagai input sinyal dari kontroler IMC, G_c^* . Secara umum, $Y \neq \tilde{Y}$ disebabkan oleh *error* model ($\tilde{G} \neq G$) dan gangguan yang tidak diketahui ($D \neq 0$) yang tidak diperhitungkan dalam model.

Dengan demikian:

$$e(s) = Y - \tilde{Y} \quad (2.2)$$

$$e(s) = [G(s) - \tilde{G}(s)]Y(s) + D(s) \quad (2.3)$$

Apabila $D(s) = 0$, maka $E(s)$ adalah perbedaan dari proses dengan model. Apabila $G(s) = \tilde{G}(s)$, maka $E(s)$ menjadi gangguan yang tidak teridentifikasi, sehingga $E(s)$ dapat dikatakan sebagai informasi yang hilang dari model ($\tilde{G}(s)$) yang dapat memperbaiki pengendalian. Hal tersebut dapat diperoleh dengan membandingkan $E(s)$ terhadap Y_{sp} (*set point*) dan sinyal dari *output*, $E(s)$, adalah sebagai berikut:

$$P(s)=E(s).G_c^* \quad (2.4)$$

$$P(s)=[Y_{sp}(s) - e(s)]G_c^* \quad (2.5)$$

$$P(s)=[Y_{sp}(s)-\tilde{G}(s)]G_c^*(s) \quad (2.6)$$

Sehingga *sensitivity function* (pengendalian beban gangguan) adalah sebagai berikut,

$$P(s)=\frac{[Y_{sp}(s)-D(s)]G_c^*(s)}{1+[G(s)-\tilde{G}(s)]G_c^*(s)} \quad (2.7)$$

Karena, $Y(s)=G_p(s)P(s)+D(s)$, transfer fungsi dari lintas tertutupnya menjadi:

$$Y(s)=\frac{[Y_{sp}(s)-D(s)]G_c^*(s)G(s)}{1+[G(s)-\tilde{G}(s)]G_c^*(s)}+D(s) \quad (2.8)$$

$$Y(s)=\frac{Y_{sp}(s)G_c^*(s)G(s)+[1-G_c^*(s)\tilde{G}(s)]D(s)}{1+[G(s)-\tilde{G}(s)]G_c^*(s)} \quad (2.9)$$

Apabila $G_c^*(s)=\tilde{G}(s)^{-1}$ dan $G(s)=\tilde{G}(s)$ dapat dipastikan bahwa kontrol sempurna terhadap perubahan *set point* dan perubahan ataupun adanya gangguan dapat dicapai. Selain itu, untuk memperkuat aksi dari pengendalian, diperlukan untuk meminiliasi ketidaksesuaian proses dengan model, dengan cara menambahkan *low-pass filter* $G_f(s)$ dimana:

$$f(s)=\frac{1}{(\lambda s+1)^r} \quad (2.10)$$

dengan r adalah orde dari filter yang biasanya bernilai 1 (Ming Tham, 2002).

Dalam mendesain sebuah model *Internal Model Control* sangatlah sederhana dengan cara memberikan sebuah fungsi transfer model proses $\tilde{G}(s)$, maka faktorkan $\tilde{G}(s)$ menjadi komponen *invertible* dan *non-invertible*, sebagai berikut:

$$\tilde{G} = \tilde{G}^+\tilde{G}^- \quad (2.11)$$

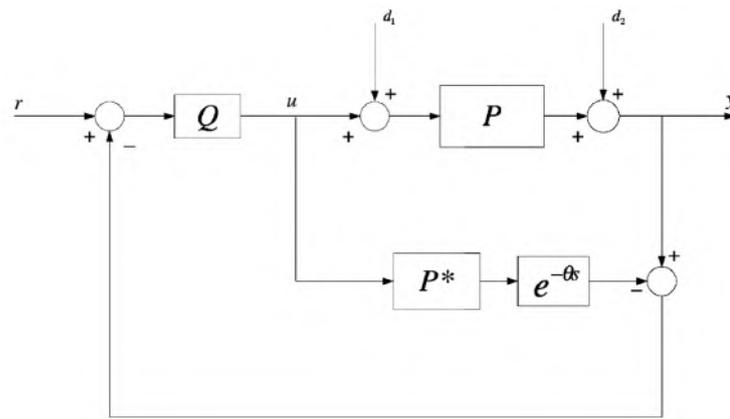
Dimana \tilde{G}^+ adalah komponen yang mengandung *time delay* dan *right-half-plane* pada bagian *zeros* (Seborg dkk, 2011). Maka dapat di setting:

$$G_c=[\tilde{G}^-]^{-1} \quad (2.12)$$

$$\text{Dan, } G_{IMC}=[\tilde{G}^+]^{-1} G_f \quad (2.13)$$

2.4 Internal Model Control untuk Proses Tidak Stabil

Internal Model Control telah terbukti dapat menjadi metode yang kuat dalam sintesa sistem kontrol (Morari, 1989). Namun, apabila untuk proses tidak stabil struktur *IMC* sulit untuk mendapatkan hasil yang diinginkan, karena gangguan yang masuk akan membuat *set point* naik tanpa terikat jika transfer fungsi proses (P) tidak stabil. Dapat dilihat pada gambar 2.7 mengenai gambar dari konfigurasi *Internal Model Control*, sebagai berikut:



Gambar 2.7 Konfigurasi *Internal Model Control* (Tan dkk, 2003)

Namun dalam beberapa penelitian yang dilakukan, problem ini dapat diatasi dengan pendekatan *Internal Model Control* yang dirancang sedemikian rupa untuk proses tidak stabil tersebut, jika kondisi berikut dipenuhi untuk stabilitas internal dari sistem *loop* tertutup:

- Q stabil
- PQ stabil
- $(1-PQ)P$ stabil

(Morari, 1989)

Kondisi ini mengakibatkan kondisi interpolasi standart dengan perhitungan:

- Right Half Plane (RHP) poles* dari P akan hilang dengan *zeros* dari Q (Kondisi b)
- RHP poles* dari P akan hilang dengan *zeros* dari $(1-PQ)$ (Kondisi c)

Misalnya saja transfer fungsi proses didapatkan:

$$P = \frac{1}{s-1} \quad (2.14)$$

Maka kontroler *IMC* untuk proses tersebut adalah:

$$Q = (s-1) \frac{\alpha s + 1}{(\lambda s + 1)^2} \quad (2.15)$$

Dimana λ adalah *tuning* parameter dan α adalah parameter untuk menjamin bahwa $(1-PQ)$ menghentikan *RHP poles* dari P , yaitu,

$$(1-PQ)|_{s=1} = \left(\frac{\alpha s + 1}{(\lambda s + 1)^2} \right) \Big|_{s=1} = 0 \quad (2.16)$$

Untuk implementasi aktual, hukum dari *Internal Model Control* harus dikurangi untuk kontroler ekuivalen konvensional, sehingga:

$$K = \frac{Q}{1-PQ} = \frac{\frac{(s-1)(\alpha s + 1)}{(\lambda s + 1)^2}}{1 - \frac{\alpha s + 1}{(\lambda s + 1)^2}} \quad (2.17)$$

Dari persamaan (2.16), *RHP zero* pada $s=1$ dapat dibatalkan dengan *pole* di lokasi yang sama, jadi K dapat diimplementasikan. Dimisalkan, apabila dipilih nilai $\lambda=1$ dan $\alpha=3$ maka persamaan (2.16) menjadi

$$K = \frac{(s-1)(3s+1)}{(s+1)^2 - 3s - 1} = \frac{(s-1)(3s+1)}{s(s-1)} = 3 + \frac{1}{s} \quad (2.18)$$

Prosedur di atas tidak bekerja untuk proses tidak stabil dengan *time delay* yang sempurna. Contohnya saja transfer fungsi proses di bawah ini:

$$P_d = \frac{1}{s-1} e^{-s} \quad (2.19)$$

Sehingga kontroler *IMC* (Q_d) didapatkan dari persamaan (2.15). Untuk membuat $(1-P_d Q_d)P_d$ stabil, maka kondisi yang harus ada:

$$(1-P_d Q_d)|_{s=1} = \left(1 - \frac{(\alpha s + 1)e^{-s}}{(\lambda s + 1)^2} \right) \Big|_{s=1} = 0 \quad (2.20)$$

Maka kontroler konvensional yang didapatkan:

$$K = \frac{Q_d}{1-P_d Q_d} = \frac{\frac{(s-1)(\alpha s + 1)}{(\lambda s + 1)^2}}{1 - \frac{(\alpha s + 1)e^{-s}}{(\lambda s + 1)^2}} \quad (2.21)$$

Namun dalam kasus di atas *RHP pole* dan *zero* pada $s=1$ tidak dapat dibatalkan secara eksplisit seperti pada persamaan (2.18), sehingga kontroler tidak dapat diimplementasikan.

Kasus di atas dapat diatasi dengan menggunakan pendekatan kontroler untuk membatalkan faktor tidak stabil pada proses. Biasanya, *time delay* sempurna harus didekati dengan beberapa fungsi yang rasional. Pada penelitian sebelumnya, peneliti menggunakan serangkaian ekspansi untuk pendekatan kontroler akhir dengan menggunakan struktur *PID* (Lee dkk, 2000). Metode sederhana yang dilakukan untuk *time delay* dilakukan dengan pendekatan Taylor. Dimisalkan transfer fungsi dari *first-order unstable*:

$$\frac{k}{\tau s - 1} e^{-\theta s} \quad (2.22)$$

Dengan menggunakan pendekatan Taylor untuk *time delay*, maka menjadi:

$$\tilde{P} = \frac{k(1-\theta s)}{(\tau s - 1)} \quad (2.23)$$

Sehingga transfer fungsi dari kontroler *IMC* menjadi:

$$\tilde{Q} = \frac{1}{k(\lambda s + 1)} \quad (2.24)$$

dengan λ adalah *tuning* parameter.

Dua langkah desain kontroler dapat digunakan untuk mengatasi masalah implementasi. Prosedur ini terdiri dari merancang kompensator untuk menstabilkan instalasi dan kemudian merancang sebuah pengendali *IMC* untuk model stabil (Hung & Chen, 1997). Namun, pendekatan ini memiliki kelemahan yaitu kompleksitas. Bahkan, sejak model stabil tidak rasional, kontroler *IMC* menjadi sangat kompleks dibandingkan dengan kontroler *IMC* konvensional untuk proses stabil.

Selanjutnya, Tan dkk melakukan penelitian untuk memodifikasi struktur *IMC* untuk proses tidak stabil dengan *time delay* dan menampilkan sistem *robustness*. Contoh yang ditampilkan bahwa struktur kontrol dapat diatur dengan mudah dan mencapai kompromi yang baik antara kinerja *time-domain* dan *robustness*. Dapat dilihat pada gambar 2.8 yang memperlihatkan modifikasi struktur *IMC* oleh Tan dkk.

Dapat dipilih $K_0 = \frac{2}{k}$ untuk membuat G^* sama dengan $\frac{k}{\tau s + 1}$

Sedangkan untuk K_1 adalah digunakan untuk kontroler *IMC* menjadi model stabil:

$$G = G^* e^{-\theta s} = \frac{k}{\tau s + 1} e^{-\theta s} \quad (2.31)$$

Sehingga K_1 dapat dirumuskan:

$$K_1 = \frac{\tau s + 1}{k(\lambda s + 1)} \quad (2.32)$$

K_2 adalah digunakan untuk menstabilkan *original delayed* proses tidak stabil. K_2 didekati dengan kontroler *PD* yang nantinya akan didapatkan dari pendekatan kurva fitting yang memiliki formula sebagai berikut:

$$K_2 = K_c (T_c s + 1) \quad (2.33)$$

dimana,

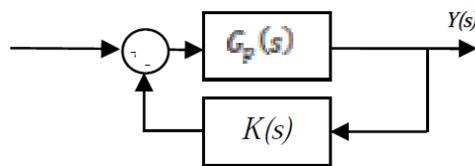
$$K_c = \begin{cases} \frac{1}{k} \left(\frac{0.533}{\theta/\tau} + 0,746 \right) & \text{jika } \theta/\tau \leq 0.7 \\ \frac{1}{k} \left(\frac{0.490}{\theta/\tau} + 0,694 \right) & \text{jika } 0.7 \leq \theta/\tau \leq 1.5 \end{cases} \quad (2.34)$$

$$T_c = (0.426\theta/\tau - 0.014)\tau \quad (2.35)$$

Juan Chen dkk melakukan penelitian dengan mengembangkan modifikasi *Internal Model Control* untuk proses kimia dengan penambahan *time delay*. Metode baru untuk proses tidak stabil dengan penambahan *time delay* disini dinamakan *MIMC (Modified Internal Model Control)* seperti pada gambar 2.9. Ketika $1 < \varepsilon < 2$, kontroler dapat didesain terpisah dengan metode yang diusulkan oleh peneliti. *IMC* dapat digunakan dalam *servo tracking* dan pengendali *feed forward-feedback* dapat digunakan pada penolakan gangguan. Peneliti membuat kontroler *MIMC* dengan cara:

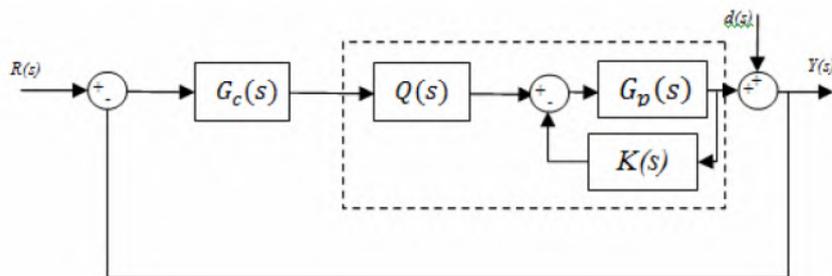
1. Mendesain *feedback* kontroler dalam order untuk merubah proses tidak stabil menjadi stabil.
2. Mendesain kontroler *feedforward-feedback* untuk penolakan gangguan.
3. Mendesain kontroler *IMC* dari proses model untuk *set point tracking*.

tersebut harus distabilkan dulu sebelum kontroler *IMC* diterapkan oleh *proportional controller* atau pengendali lainnya. Aturan ini dianggap sebagai kondisi yang diperlukan untuk menerapkan modifikasi kontroler *IMC*. Maka dari itu, di semua kasus perlu dua kontroler untuk menangani sistem tidak stabil (Hamed & Issa, 2011). Untuk stabilisasi transfer fungsi proses dilakukan juga seperti pada penelitian Tan dkk pada tahun 2003 (ditunjukkan pada gambar 2.10)



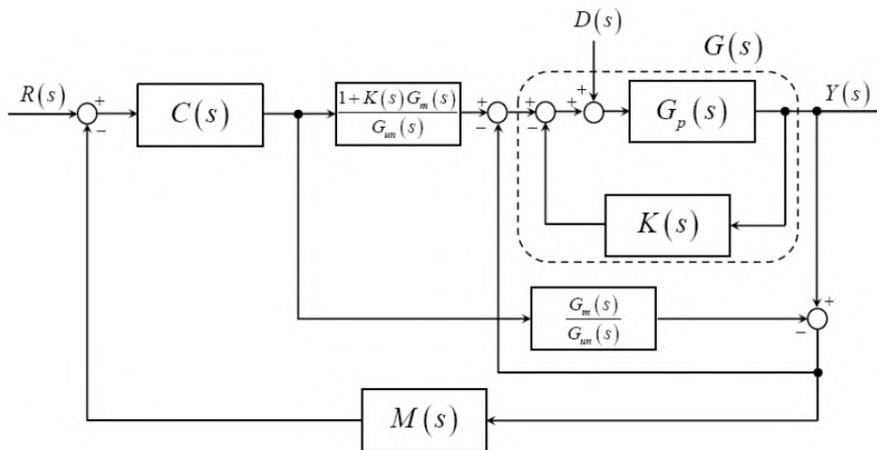
Gambar 2.10 Stabilisasi Sistem Tidak Stabil (Hamed & Issa, 2011)

Kasus yang digunakan oleh Hamed dan Issa adalah proses tidak stabil orde satu dengan *time delay* yang dapat dilihat pada gambar 2.11. Transfer fungsi dapat dilihat pada persamaan (2.27) yang kemudian dipilih *proportional controller* K untuk menstabilkan sistem tersebut seperti tahap yang ditunjukkan pada persamaan (2.28)-persamaan (2.30) sehingga dapat digambarkan sebagai berikut:



Gambar 2.11 Modifikasi *IMC* untuk Sistem Tidak Stabil (Hamed & Issa, 2011)

Dalam pengembangan struktur oleh Shibasaki dkk dengan memodifikasi Internal Model Control untuk plant tidak stabil dengan integrator pada sistem *continuous-time* tanpa *time delay*. Dapat dilihat pada gambar 2.12 yang adalah blok diagram modifikasi *IMC* dari Shibasaki dll.



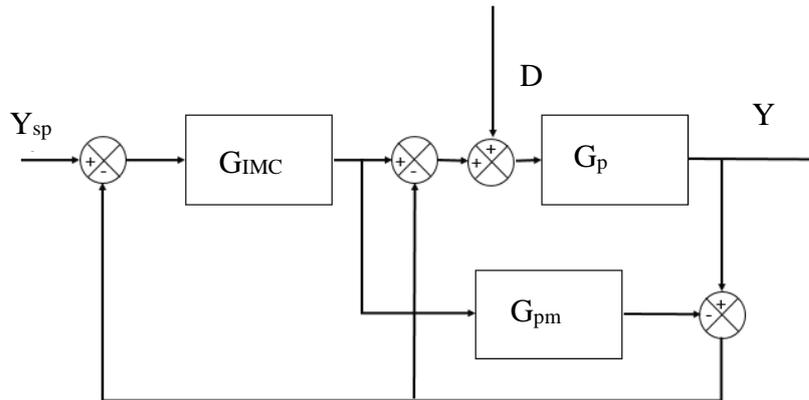
Gambar 2.12 Blok Diagram Modifikasi *Internal Model Control* (Shibasaki dkk, 2013)

Dilakukan desain untuk proses ini dengan menstabilkan proses tidak stabil, desain untuk *compensator* disturbance, dan untuk desain untuk seluruh sistem (Shibasaki dkk, 2013). Dari blok diagram di atas didapatkan bahwa:

$$G(s) = \frac{b}{s(s+(bk-a))} \quad (2.36)$$

$G(s)$ menjadi stabil apabila $bk > a$. Untuk mendapatkan parameter pada Stabilisasi di atas (persamaan 2.36) didasarkan pada metode stabilisasi transfer fungsi proses dan model Tan dkk pada tahun 2003.

Abas dan Juwari melakukan penelitian dengan memodifikasi struktur dan *tuning Internal Model Control* untuk proses integrasi. Penelitian tersebut memperlihatkan bagaimana studi tentang efektivitas *Internal Model Control* pada *tuning* proses integrasi, khususnya untuk membuat proses kontrol lebih efektif dan lebih mudah untuk industri. Struktur modifikasi *Internal Model Control* Abas adalah sebagai berikut:



Gambar 2.13 Modifikasi Struktur *Internal Model Control* (Abas & Juwari, 2013)

Dimana untuk integrasi orde satu $G_p(s)$ memiliki persamaan sebagai berikut:

$$G_p(s) = \frac{k}{s(s+1)} e^{-\theta s} \quad (2.37)$$

Dengan nilai $G_{pm}(s)$ sama dengan nilai $G_p(s)$ dan $G_c(s)$ sebagai berikut:

$$G_c(s) = \frac{1}{k_m} \times \frac{(\tau_m s + 1)}{(\lambda s + 1)} \times \frac{s}{(\lambda s + 1)} \quad (2.38)$$

Parameter λ didapat dari *tuning Maximum-Peak (Mp)*.

Dari penelitian-penelitian yang ada, selanjutnya dilakukan kajian ulang untuk proses yang lebih kompleks yaitu proses tidak stabil dengan berbagai studi kasus yang ada pada proses tidak stabil dan juga metode *tuning* untuk parameter λ . Perlu dilakukan pula modifikasi lebih lanjut untuk menghasilkan proses yang memiliki hasil yang sesuai.

2.5 *Tuning* untuk IMC *Perfect Model* dan *Uncertainty Model* dengan *Maximum peak (Mp)*

Tujuan pada *tuning* setiap sistem kontrol adalah untuk mencapai waktu domain kinerja *closed loop* yang diinginkan, seperti kinerja yang diukur dari kecepatan respon, bagaimana osilasi itu, dan berapa banyak respon yang melampaui *set point*. Satu dapat memperkirakan seperti ukuran kinerja waktu domain yang paling mudah dari respon frekuensi *closed loop* antara *output* dan *set point*.

Perfect Model adalah dimana transfer fungsi proses dan model dianggap sama. Namun pada dunia industri saat ini, kebanyakan proses yang ada di lapangan tidak bersifat demikian. Suatu keadaan dimana terdapat ketidak akuratan antara transfer fungsi proses dan model disebut dengan proses model ketidak-tentuan. Model ini datang dari beberapa sumber seperti:

1. Variasi dari parameter yang sebenarnya dan kemudian mempengaruhi operasi pabrik
2. Proses dengan sifat non-linier
3. Identifikasi percobaan dari proses
4. Variasi dari transfer fungsi atau respon frekuensi
5. Model matematika yang dikembangkan.

(Laughin dkk, 1986)

Sistem proses yang terdapat di lapangan umumnya bersifat non linier sehingga diperlukan proses linierisasi. Proses linierisasi ini akan mengakibatkan keakuratan model yang dikembangkan hanya pada kondisi batas linier yang telah ditentukan. Jika proses dilakukan pada kondisi yang berbeda dengan kondisi batas yang telah ditentukan maka dapat mengakibatkan perubahan parameter model liniernya. Contoh seperti pada kenaikan dari laju aliran proses yang menghasilkan *dead time* ataupun *time constant* yang lebih kecil pada proses (Morari & Zafiriou, 1989).

Sumber dari ketidak-tentuan sebuah proses dapat dibagi menjadi dua yaitu *parametric uncertainty* (ketidakt-tentuan nyata) dan *dynamic uncertainty* (ketidak-tentuan yang berdasarkan frekuensi). *Parametric uncertainty* adalah suatu kondisi ketidaktentuan dimana struktur model proses diketahui dengan parameter yang bersifat tidak tentu. Keadaan ini diukur melalui asumsi bahwa setiap parameter yang tidak tentu dibatasi dalam beberapa wilayah domainnya. Sebaliknya, *dynamic certainty* adalah kesalahan dari model *dynamic* karena kesalahan pada proses fisiknya (Skogestad & Postlethwaite, 2005).

Parametric uncertainty biasanya direferensikan sebagai struktur ketidak-tentuan karena model dibuat pada struktur yang tidak diketahui. Pada proses dilapangan hal ini digambarkan melalui pengaturan parameter yang tidak diketahui dalam beberapa batasan. Pengaturan Π yang digambarkan sebagai variasi parameter

real pada proses linierisasi disekitar perbedaan kondisi *steady state* pada model FOPDT diberikan sebagai berikut (Brosilow dan Joseph, 2001):

$$\Pi = \{Gp(s) | Gp(s) = \frac{k}{(s+1)} e^{-\theta s}\} \quad (2.39)$$

Ketiga *parametric uncertainty* dari proses tersebut adalah;

$$k_{min} \leq k \leq k_{max}$$

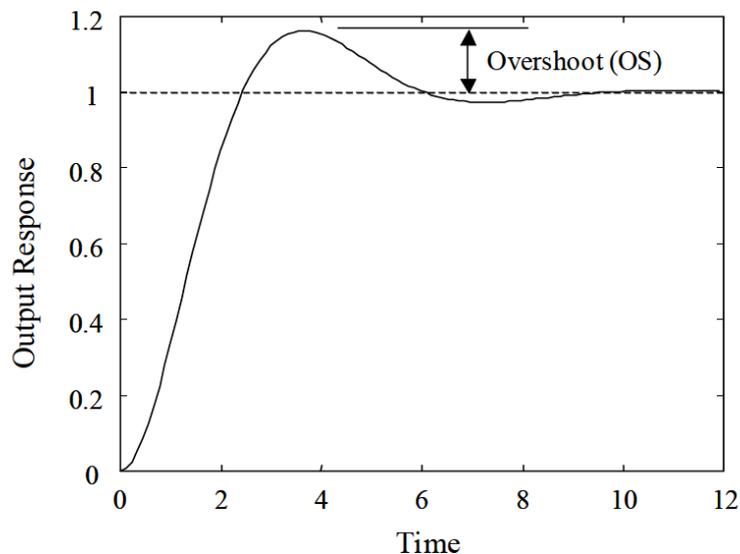
$$\tau_{min} \leq \tau \leq \tau_{max}$$

$$\theta_{min} \leq \theta \leq \theta_{max}$$

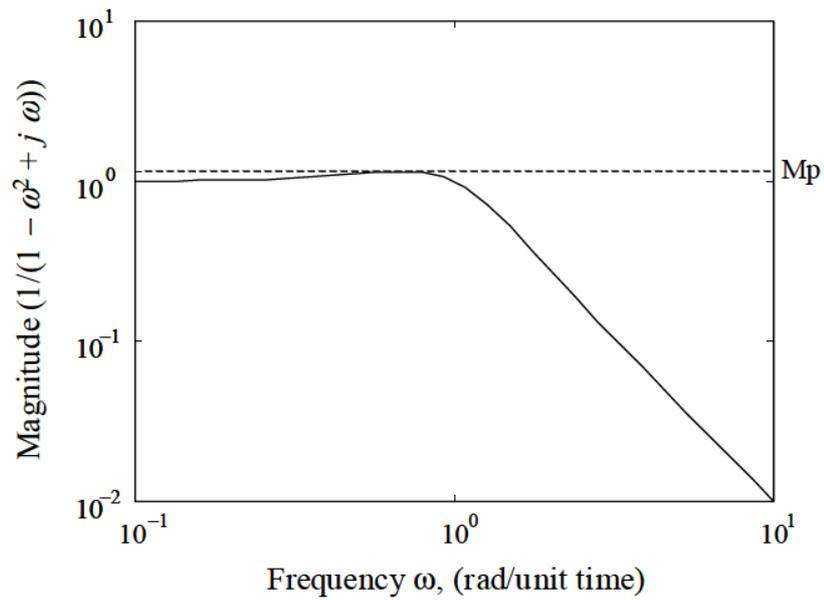
Dynamic uncertainty dapat digambarkan dengan batasan normal kompleks gain dan phase perturbasi atau batasan *uncertainty*. Batasan normal *uncertainty* meliputi penambahan dan perkalian *uncertainty*.

Maximum peak adalah magnituda maximum dari frekuensi respon sistem lintas tertutup. *Maximum peak* merupakan salah satu prinsip dari analisa kestabilan dimana dapat memberikan indikasi kestabilan suatu sistem.

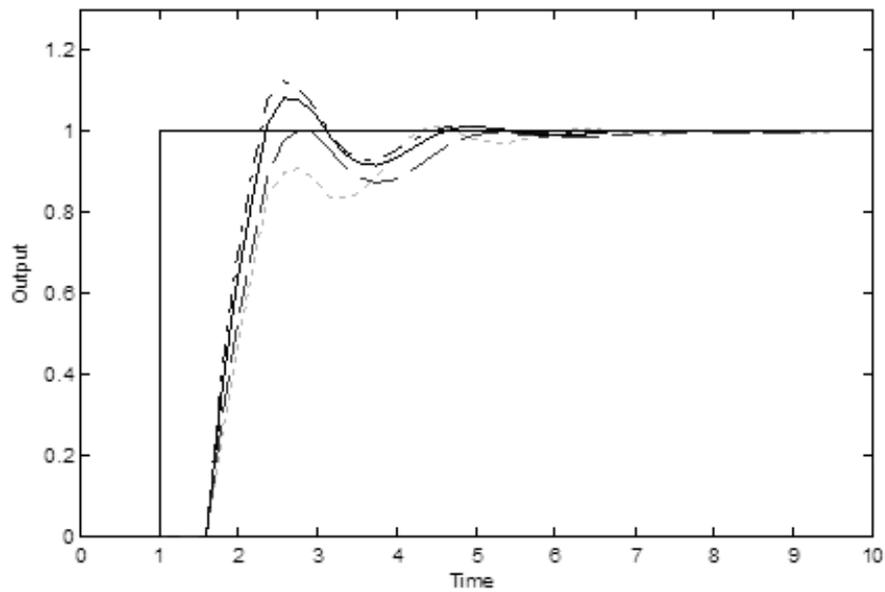
Besar respon frekuensi *closed loop* antara *output* dan *set point* untuk sistem kontrol dapat didekati dengan besarnya respon frekuensi orde kedua dari bentuk $1/(\tau^2 s^2 + 2\zeta\tau s + 1)$. Gambar 2.14 dan 2.15 menunjukkan waktu dan frekuensi respon untuk $1/(\tau^2 s^2 + 2\zeta\tau s + 1)$ dengan $\tau=1$ dan $\zeta=5$. *Gain* akan naik karena umumnya berurusan dengan sistem *closed loop* yang tidak ada *offset*.



Gambar 2.14 Respon dari $1/(s^2+s+1)$ untuk Unit Step pada Perubahan *Set point* (Brosilow & Joseph, 2001)



Gambar 2.15 Frekuensi Respon dari $1/(s^2+s+1)$



-- Mp = 1, OS = 1.0026; — Mp = 1.05, OS = 1.0810;
 - - - Mp = 1.1, OS = 1.1235

Gambar 2.16 Korelasi nilai *Maximum Peak* terhadap *Overshoot* Maksimum Respon Step

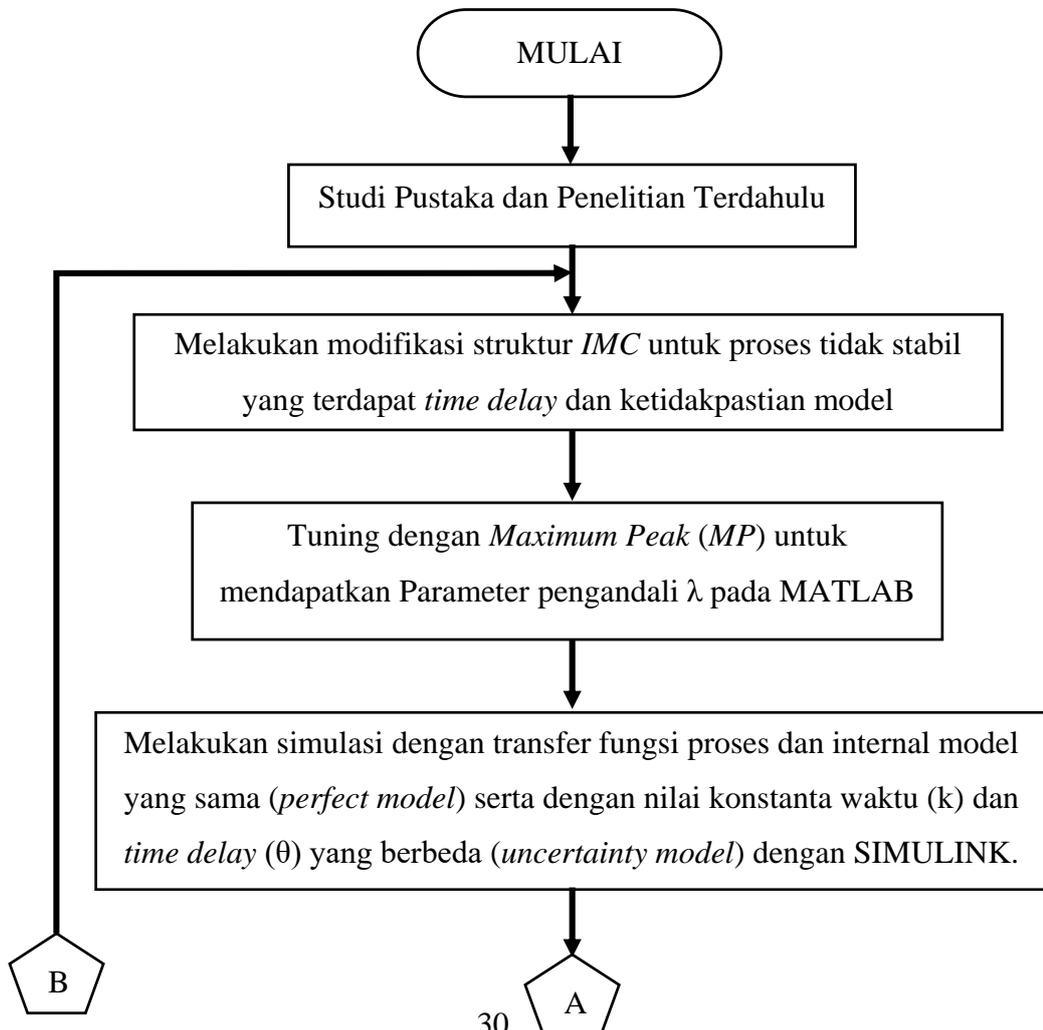
Nilai *Maximum peak* yang besar menunjukkan bahwa maksimum *overshoot* yang besar pada respon step (Levine, 1995). Pada umumnya, nilai *Maximum peak* pada sistem pengendali yang dapat diterima sistem pada range 1-1,5 (Kuo, 1995). Apabila nilai *Maximum peak* kecil maka efek pengendalian yang ditunjukkan lambat, sedangkan untuk nilai *Maximum peak* yang besar menyebabkan maksimum *overshoot* yang besar juga sehingga dapat memicu respon yang tidak stabil. Dapat disimpulkan bahwa nilai *Maximum peak* yang optimal adalah sebesar 1,05 dan dengan nilai tersebut didapatkan *overshoot* maksimum sebesar 10% (Brosilow & Joseph, 2001).

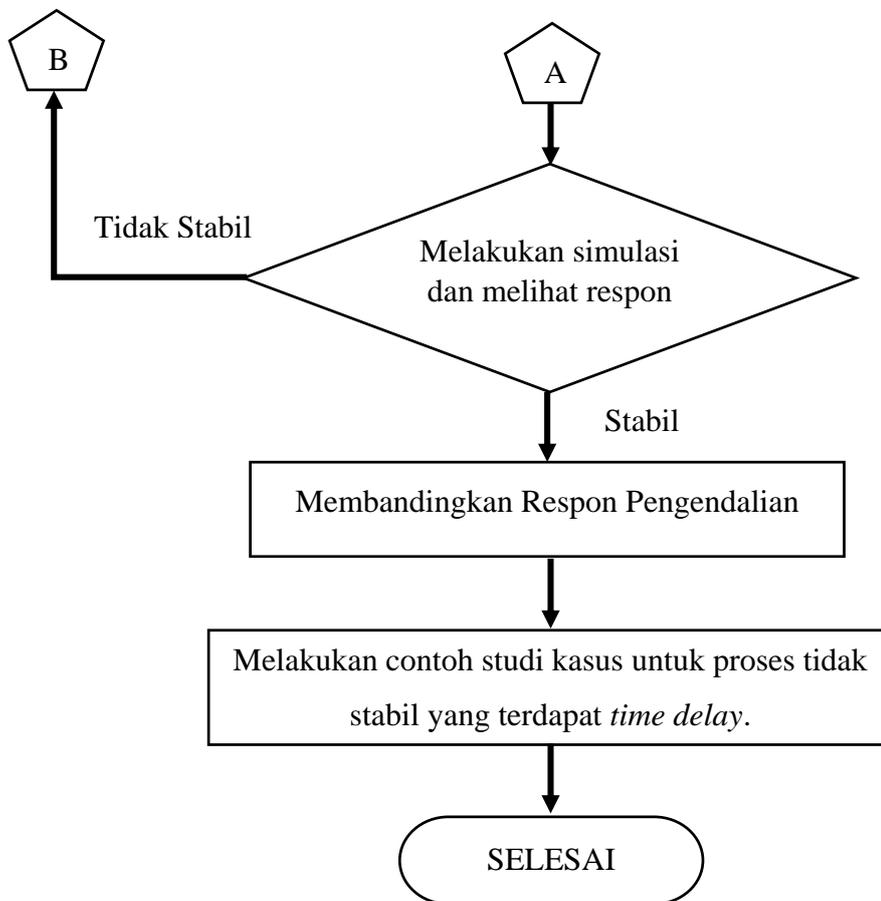
BAB 3

METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Tahap Penelitian

Pada bab ini berisi tentang metodologi yang akan memandu pelaksanaan penelitian, digambarkan melalui proses pengambilan keputusan untuk mendapatkan modifikasi struktur dan *tuning Internal Model Control (IMC)* pada proses tidak stabil dan ditambah dengan *time delay*. Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan struktur dan *tuning* yang digunakan pada proses tidak stabil yang terdapat *time delay* dan ketidakpastian model (*uncertainty*) sehingga respon yang didapat menjadi stabil dan sesuai dengan yang diinginkan. Tahapan penelitian yang dibuat dalam menyelesaikan topik permasalahan tersebut adalah sebagai berikut seperti pada gambar 3.1:





Gambar 3.1 Blok Diagram Metodologi Penelitian

Penelitian ini dilakukan di Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya.

3.2 Menentukan Modifikasi Struktur *Internal Model Control* untuk Proses Tidak Stabil dengan *Time delay*

Penelitian ini dilakukan dengan memodifikasi struktur *Internal Model Control* konvensional menjadi modifikasi struktur *Internal Model Control*. Hasil yang ingin didapatkan adalah modifikasi struktur *Internal Model Control* yang dapat digunakan untuk proses tidak stabil dengan *time delay* sehingga respon yang didapatkan menjadi respon stabil.

Beberapa studi kasus yang digunakan adalah sebagai berikut:

1. Proses tidak stabil orde satu dan *time delay* dengan $\theta/\tau < 1$

$$G_p(s) = \frac{1}{s-1} e^{-0.4s} \quad (3.1)$$

2. Proses tidak stabil orde satu dan *time delay* dengan $\theta/\tau > 1$

$$G_p(s) = \frac{1}{s-1} e^{-1.2s} \quad (3.2)$$

3. Proses tidak stabil orde dua dan *time delay* yang memiliki satu *unstable pole* dengan $\theta/\tau < 1$

$$G_p(s) = \frac{1}{(s-1)(0.2s+1)} e^{-0.5s} \quad (3.3)$$

4. Proses tidak stabil orde dua dan *time delay* yang memiliki satu *unstable pole* dengan $\theta/\tau > 1$

$$G_p(s) = \frac{1}{(s-1)(0.5s+1)} e^{-1.2s} \quad (3.4)$$

5. Proses tidak stabil orde dua dan *time delay* yang memiliki dua *unstable pole*

$$G_p(s) = \frac{2}{(3s-1)(s-1)} e^{-0.3s} \quad (3.5)$$

3.3 Tuning dengan *Maximum Peak* (MP) untuk mendapatkan Parameter Pengendali λ

λ adalah parameter *filter time constant* untuk pengendali G_c pada struktur *Internal Model Control*. Dengan *software* MATLAB, membuat sebuah program optimasi yang dapat menentukan harga parameter tersebut dan menghasilkan magnituda maksimum (Mp) 1,05 apabila dibuat plot respon frekuensinya.

Implementasi langkah *tuning* Mp pada struktur modifikasi *Internal Model Control* (Juwari dkk, 2013) adalah sebagai berikut:

1. Menentukan *worst case*. *Worst case* pada proses model ini dapat diidentifikasi melalui nilai terbesar dari *Maximum peaknya* atau nilai $\max |T(j\omega)|$. Untuk menentukan *worst case*, maka nilai *filter time constant* (λ) ditetapkan sama dengan *time delay* (θ) pada model.
2. Menentukan parameter λ untuk pengendali *set point* dengan menggunakan perhitungan *complementary sensitivity function* dari struktur *Internal Model Control* sehingga didapatkan nilai $\max |T(j\omega)|$ sebesar 1,05. Langkah ini

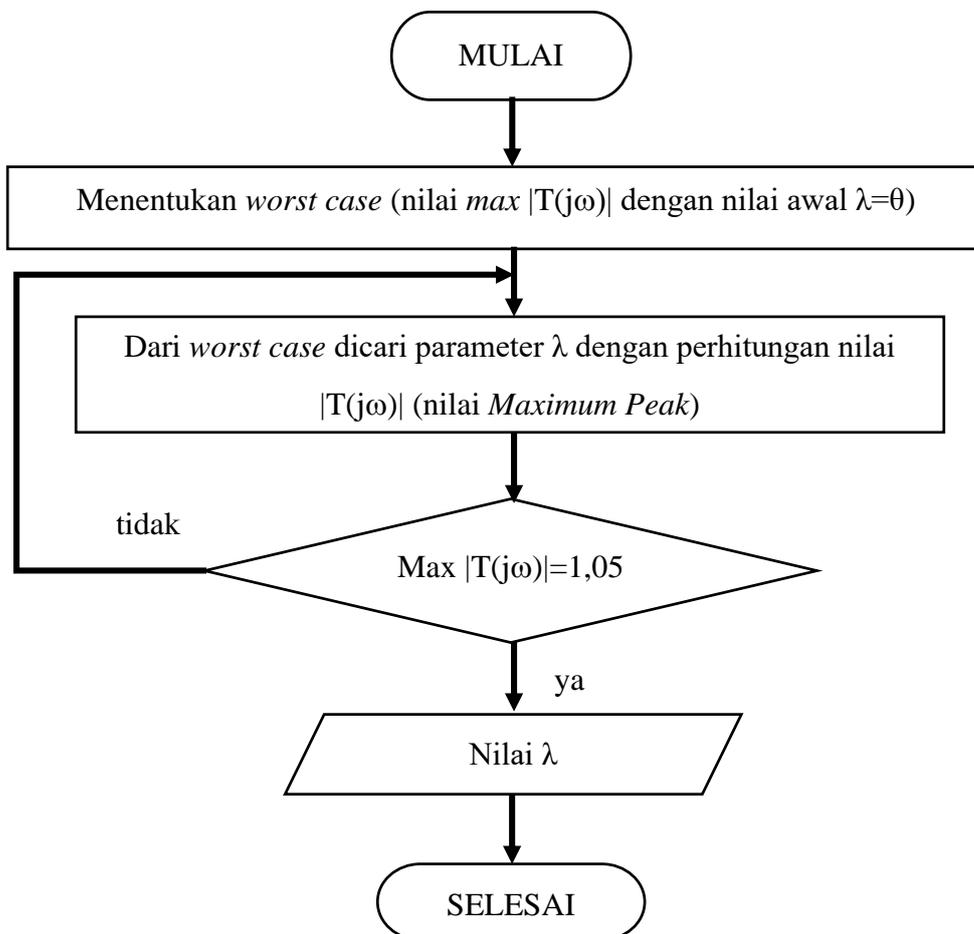
dilakukan dengan metode *looping* menggunakan program yang telah diolah pada software MATLAB.

3. Nilai filter *time constant* (λ) yang didapatkan dimasukkan ke dalam transfer fungsi dari kontroler IMC seperti sebagai berikut:

$$G_{IMC}(s) = G_{pm}^{-1} \frac{1}{(\lambda s + 1)^r} \quad (3.6)$$

G_{pm}^{-1} adalah *inverse* dari *zeros* pada transfer fungsi proses model. Sedangkan untuk r adalah orde dari transfer fungsi proses yang ada.

Tahapan untuk simulasi pencarian nilai λ melalui MATLAB dapat digambarkan pada gambar 3.2 yang adalah sebagai berikut:



Gambar 3.2 Blok Diagram Simulasi Pencarian Nilai Parameter λ

3.4 Melakukan Simulasi Struktur Modifikasi *Internal Model Control* dengan SIMULINK

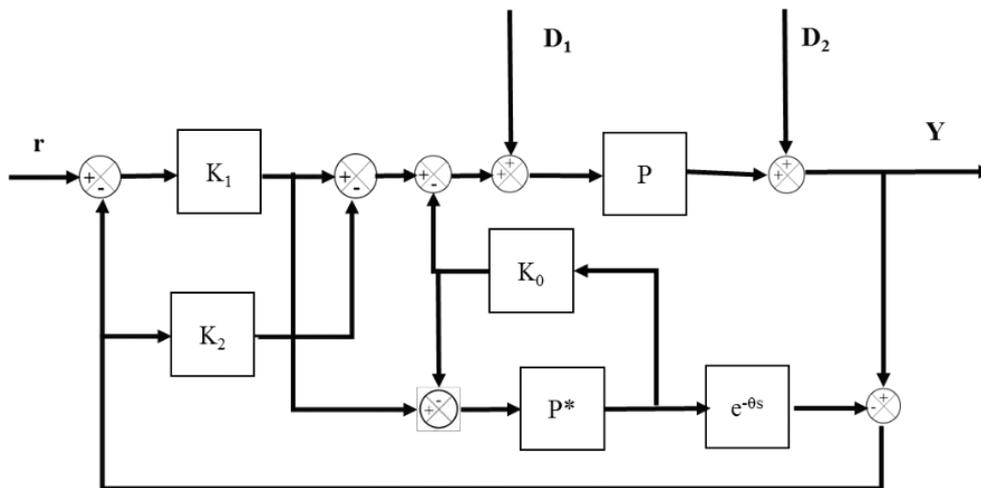
Langkah selanjutnya adalah melakukan simulasi proses pengendalian dengan menggunakan software SIMULINK. Modifikasi struktur *Internal Model Control* yang sudah didapatkan dan juga nilai parameter λ yang sudah didapatkan dari *tuning* dengan *Maximum Peak* disimulasikan sehingga didapatkan hasil yaitu respon. Dilakukan dengan 2 tahap yaitu:

1. Transfer fungsi proses dan transfer fungsi Internal model memiliki nilai yang sama atau yang disebut dengan *perfect model*.
2. Transfer fungsi proses dan transfer fungsi Internal model dengan nilai konstanta waktu (k) dan nilai *time delay* (θ) memiliki nilai yang berbeda untuk mencari *worst case* atau kondisi yang memungkinkan terjadinya respon yang tidak stabil dengan parameter ketidakpastian (*uncertainty*) diasumsikan sebesar $\pm 10\%$ dari model proses karena untuk proses dapat berubah dipengaruhi oleh waktu sedangkan untuk model proses tidak.

Kemudian melakukan simulasi sesuai dengan tahap yang ada di atas. Respon kemudian dibandingkan dengan beberapa penelitian yang terdahulu. Nantinya, apabila respon yang didapatkan stabil dan hasil lebih baik dibandingkan dengan penelitian sebelumnya, maka modifikasi struktur dan *tuning Internal Model Control* dapat diimplementasikan ke dalam salah satu alat industri kimia.

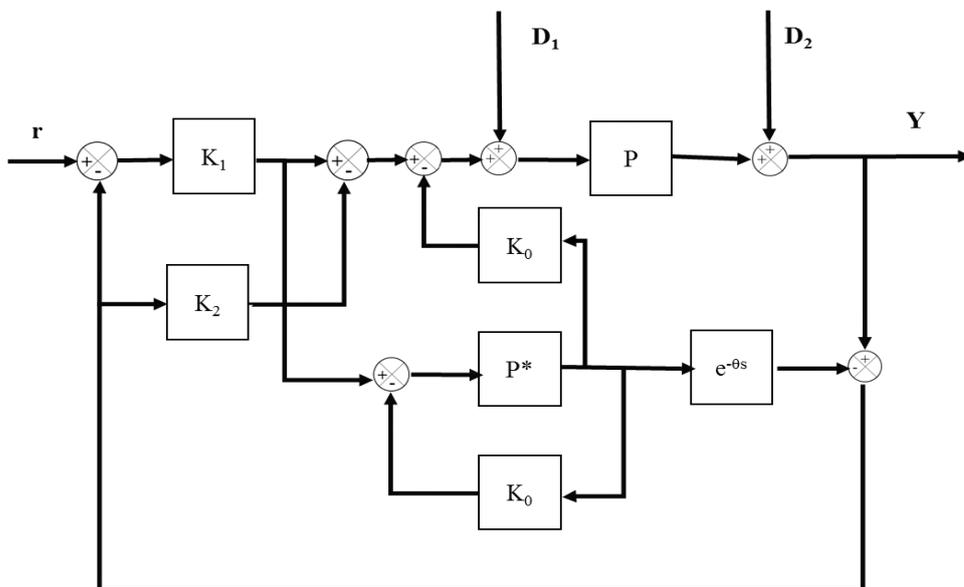
3.5 Membandingkan Respon Pengendalian

Langkah selanjutnya adalah membandingkan hasil dari metode yang kita dapatkan dengan penelitian yang terdahulu. Dalam hal ini, kita membandingkan dengan metode Tan dan Fu pada tahun 2010 (dibandingkan dengan penelitian tersebut karena adanya modifikasi pada struktur *IMC*). Gambar 3.3 adalah struktur pengendalian modifikasi *Internal Model Control* oleh Tan dan Fu 2010.



Gambar 3.3 Struktur Modifikasi IMC (Tan & Fu, 2010)

Sedangkan untuk proses tidak stabil orde dua penambahan *time delay* dengan dua *poles* tidak stabil akan dibandingkan dengan metode Tan dkk pada tahun 2003 dikarenakan metode Tan dan Fu tidak memberikan hasil yang signifikan. Gambar 3.4 adalah struktur pengendalian modifikasi *Internal Model Control* oleh Tan dkk 2003.



Gambar 3.4 Struktur Modifikasi IMC (Tan dkk, 2003)

Pengujian struktur dilakukan dengan penambahan *set point tracking* dan juga *disturbance rejection*. Selain itu dihitung pula nilai dari IAE (*Intregal Absolute*

Error) dari setiap metode yang ada. Untuk IAE itu sendiri adalah nilai dari *integral error signal* dimana adanya perbedaan antara *set point* dan yang terukur. Secara matematik dapat dituliskan sebagai berikut:

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (3.7)$$

Dengan $e(t)$ adalah perbedaan antara *set point* dan yang terukur. (Seborg dkk, 2011)

3.6 Melakukan Contoh Studi Kasus Pengendalian Proses

Setelah didapatkan struktur baru dan *tuning IMC* untuk proses tidak stabil dengan *time delay* (setelah dilakukan pengujian di atas), langkah selanjutnya adalah melakukan penurunan pemodelan matematika sebagai contoh studi kasus dalam pengendalian proses. Simulasi dilakukan untuk mengetahui respon yang dihasilkan sebelum ataupun sesudah dilakukan pengendalian. Contoh studi kasus pada bagian ini adalah pengendalian suhu untuk proses pembuatan propilene glycol dari propilene oksida dan air pada CSTR dengan parameter pengendali yang diperoleh dari *tuning Mp*.

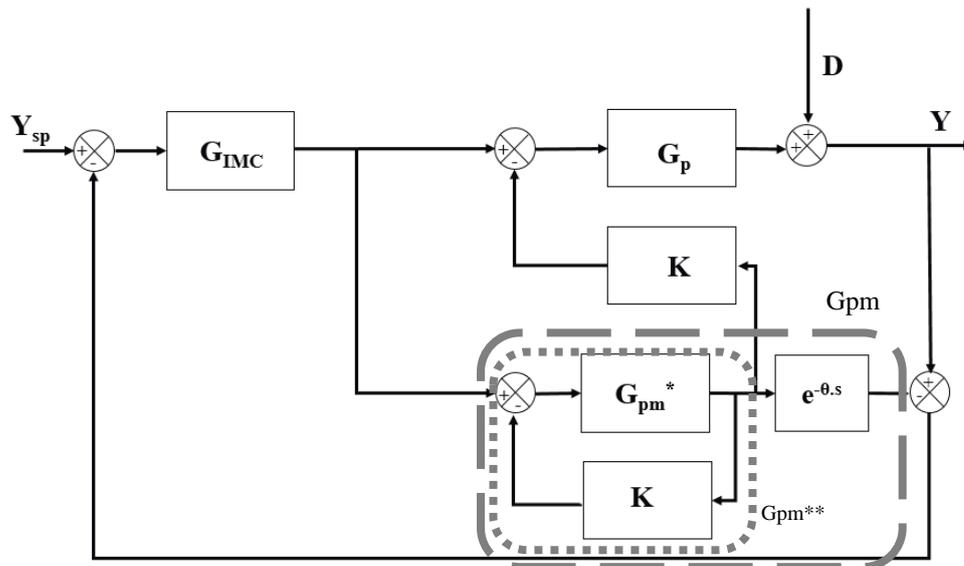
BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

Berdasarkan studi pustaka yang telah diuraikan pada bab 2, penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan struktur baru *Internal Model Control (IMC)* dan *tuning* yang mudah untuk proses tidak stabil dengan penambahan *time delay*. Kasus yang ditinjau dalam penelitian ini adalah Proses tidak stabil orde satu dengan $\theta/\tau < 1$ dan $\theta/\tau > 1$, proses tidak stabil orde dua yang memiliki satu *unstable poles* dengan $\theta/\tau < 1$ dan $\theta/\tau > 1$, dan juga proses tidak stabil orde dua yang memiliki dua *unstable poles*. Simulasi akan dilakukan juga dengan adanya persamaan transfer fungsi antara model dengan proses (*perfect model*) serta perbedaan transfer fungsi antara model dengan proses (*uncertainty model*). Perbedaan yang didapatkan dikarenakan adanya parameter *uncertainty* sebesar $\pm 10\%$ untuk konstanta waktu (k) dan nilai *time delay* (θ).

4.1 Struktur Baru *Internal Model Control (IMC)*

Dari hasil penelitian sebelumnya yang memiliki beberapa kekurangan yaitu tidak adanya *tuning* dalam pencarian nilai λ , juga kompleksitas *tuning*, serta kompleksitas struktur, maka dalam penelitian ini diharapkan dengan pengujian yang ada dan beberapa tahapan maka modifikasi struktur dan *tuning Internal Model Control* dapat digunakan untuk proses tidak stabil ditambah *time delay* dengan adanya parameter *uncertainty* untuk konstanta waktu (k) dan nilai *time delay* (θ). Pada bab 3, telah dijelaskan beberapa langkah yang diambil untuk mendapatkan struktur baru dan *tuning* dari *Internal Model Control* untuk proses tidak stabil ditambah dengan *time delay*. Didapatkan struktur baru dari *Internal Model Control* yang dimodifikasi yaitu pada Gambar 4.1. Gambar 4.1 memperlihatkan stuktur baru dari *IMC* untuk proses tidak stabil ditambah dengan *time delay*. Dari struktur tersebut akan digunakan pada beberapa kasus proses yang ada.



Gambar 4.1 Struktur Baru *Internal Model Control*

4.2 *Tuning Maximum Peak (Mp)* dengan Menggunakan Matlab

Dari Brosilow dan Joseph pada tahun 2001, *tuning Maximum Peak* dapat diimplementasikan ke dalam berbagai proses yaitu proses stabil, proses *overdamped uncertain*, proses tidak stabil maupun proses *underdamped*. *Tuning Maximum Peak* ini digunakan untuk mencari parameter *filter time constant* (λ).

Implementasi metode Mp untuk *tuning* proses terdiri dari dua langkah utama yang ada. Langkah pertama yaitu adalah penentuan *worst case* atau kondisi yang memungkinkan terjadinya respon pengendalian yang tidak stabil atau yang paling buruk. *Worst case* dari model *uncertainty* dapat ditentukan dari batasan terendah dan tertinggi parameter model proses tersebut. Penentuan *worst case* sebagai kasus yang akan dikendalikan akibat dari adanya ketidaktentuan parameter proses yang diasumsikan sebesar $\pm 10\%$ untuk konstanta waktu (k) dan nilai *time delay* (θ). Sebelum dilakukan dengan parameter *uncertainty* dilakukan terlebih dahulu dengan persamaan antara transfer fungsi model dengan transfer fungsi proses. Langkah kedua adalah menentukan nilai parameter λ sebagai parameter pengendali pada struktur ini. Parameter λ akan ditentukan dengan menghitung nilai *complementary sensitivity function* berdasarkan gambar 4.1 sehingga diperoleh nilai $\max |T(j\omega)|$ sebesar 1,05. Untuk persamaan fungsi transfer pengendalian

perubahan *set point* pada pengendali proses tidak stabil dengan *time delay* akan digunakan persamaan:

$$|T(j\omega)| = \frac{G_p \cdot G_{IMC} - G_p \cdot G_{IMC} \cdot G_{pm} \cdot K}{1 - G_{pm} \cdot e^{-\theta s} \cdot G_{IMC} - G_p \cdot G_{IMC} \cdot G_{pm} \cdot K + G_p + G_p \cdot G_{IMC}} \quad (4.1)$$

$$G_{IMC} = G_{pm}^{-1} \frac{1}{(\lambda s + 1)^r} \quad (4.2)$$

Gambar 4.2 memperlihatkan salah satu contoh hasil simulasi dari pemrograman *tuning Mp* menggunakan program Matlab.

```

.:                               Tuning for search Parameter                               :.
.:   A Modification Internal Model Control for Unstable Process with Time Delay         :.
.:=====:.

---Parameter of Process---
masukkan nilai kp = [0.9 1.1]
masukkan nilai taup = [1 1]
masukkan nilai tetap = [0.36 0.44]

---Parameter of Model---
masukkan nilai km = 1
masukkan nilai taum = 1
masukkan nilai tetam = 0.4

masukkan nilai k0 = 2
-----

Case ( 1) k= 0.9,tau= 1.0,theta=0.36, max|T (jw)|=1.0000
Case ( 2) k= 0.9,tau= 1.0,theta=0.44, max|T (jw)|=1.0000
Case ( 3) k= 0.9,tau= 1.0,theta=0.36, max|T (jw)|=1.0000
Case ( 4) k= 0.9,tau= 1.0,theta=0.44, max|T (jw)|=1.0000
Case ( 5) k= 1.1,tau= 1.0,theta=0.36, max|T (jw)|=1.0000
Case ( 6) k= 1.1,tau= 1.0,theta=0.44, max|T (jw)|=1.0000
Case ( 7) k= 1.1,tau= 1.0,theta=0.36, max|T (jw)|=1.0000
Case ( 8) k= 1.1,tau= 1.0,theta=0.44, max|T (jw)|=1.0000

The worst case is case ( 6)

```

Gambar 4.2 Hasil *Tuning Maximum Peak* pada *Unstable Process*

Fungsi transfer model diasumsikan sebagai nilai rata-rata dari tiap parameter proses yang akan dikendalikan. Sedangkan untuk transfer fungsi proses yang akan dikendalikan merupakan proses yang memiliki *worst case* atau yang sulit dikendalikan. *Worst case* dapat dilihat dari proses yang memiliki transfer fungsi dengan nilai paling besar pada *complementary sensitivity function*. Setelah itu didapatkan hasil parameter λ yang nantinya akan dimasukkan ke dalam transfer fungsi kontroler *IMC*.

Sedangkan untuk parameter K didapatkan dari:

$$G_{pm}^*(s) = \frac{k}{\tau s - 1} \quad (4.3)$$

$$G_{pm}^*(s) = \frac{k}{\tau s - 1 + k * K} \quad (4.4)$$

G_{pm}^* akan stabil apabila:

$$K > \frac{1}{k} \quad (4.5)$$

Dapat dipilih $K = \frac{2}{k}$ untuk membuat G_{pm} , sama dengan $\frac{k}{\tau s + 1}$

Contoh apabila kita memiliki transfer fungsi proses tidak stabil orde satu sebagai berikut:

$$G_{pm}^*(s) = \frac{k}{\tau s - 1} e^{-\theta s} \quad (4.6)$$

Sehingga:

$$G_{pm}^{**}(s) = \frac{k}{\tau s + 1} \quad (4.7)$$

Dan didapatkan:

$$G_{pm}(s) = \frac{k}{\tau s + 1} e^{-\theta s} \quad (4.8)$$

Maka transfer fungsi dari kontroler akan menjadi:

$$G_{IMC} = \frac{\tau s + 1}{k(\lambda s + 1)} \quad (4.9)$$

Sedangkan untuk transfer fungsi proses tidak stabil orde dua adalah sebagai berikut:

$$G_{pm}^*(s) = \frac{k}{(\tau_1 s - 1)(\tau_2 s + 1)} e^{-\theta s} \quad (4.10)$$

Sehingga:

$$G_{pm}^{**}(s) = \frac{k}{\tau_1 \tau_2 s^2 + \tau_1 s - \tau_2 s - 1 + k * K} \quad (4.11)$$

G_{pm}^{**} akan stabil apabila: $K > \frac{1}{k}$

Dapat dipilih $K = \frac{2}{k}$ untuk membuat G_{pm} , sama dengan $\frac{k}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}$

Apabila $\tau_1 > \tau_2$ maka didapatkan:

$$G_{pm}(s) = \frac{k}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} e^{-\theta s} \quad (4.12)$$

Maka transfer fungsi dari kontroler akan menjadi:

$$G_{IMC} = \frac{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}{k(\lambda s + 1)(\lambda s + 1)} \quad (4.13)$$

4.3 Pengujian Struktur Baru *Internal Model Control* dengan Berbagai Kasus Proses Tidak Stabil Penambahan *Time delay*

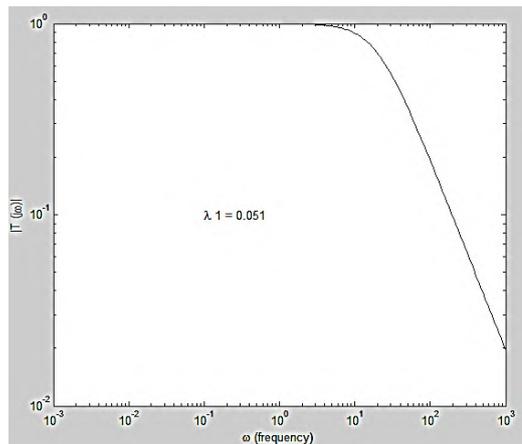
Untuk dapat menentukan apakah modifikasi dari struktur *Internal Model Control* dapat digunakan untuk proses tidak stabil atau tidak maka perlu dilakukan pengujian dengan berbagai macam kasus yang ada. Kasus-kasus yang digunakan dalam penelitian ini adalah proses tidak stabil orde satu penambahan *time delay* yang memiliki $\theta/\tau < 1$ dan $\theta/\tau > 1$, proses tidak stabil orde dua penambahan *time delay* yang memiliki $\theta/\tau < 1$ dan $\theta/\tau > 1$ (satu *pole* tidak stabil) dan proses tidak stabil orde dua penambahan *time delay* (dua *pole* tidak stabil). Hasil dari respon proses metode yang diusulkan akan dibandingkan dengan metode Tan dan Fu 2010, sedangkan untuk proses tidak stabil orde dua penambahan *time delay* (dua *poles* tidak stabil) akan dibandingkan dengan metode dari Tan dkk 2003.

4.3.1 Proses Tidak Stabil Orde Satu dengan *Time delay* yang Memiliki $\theta/\tau < 1$

Dalam kasus ini dipilih transfer fungsi yang memiliki $\theta/\tau < 1$, sebagai berikut:

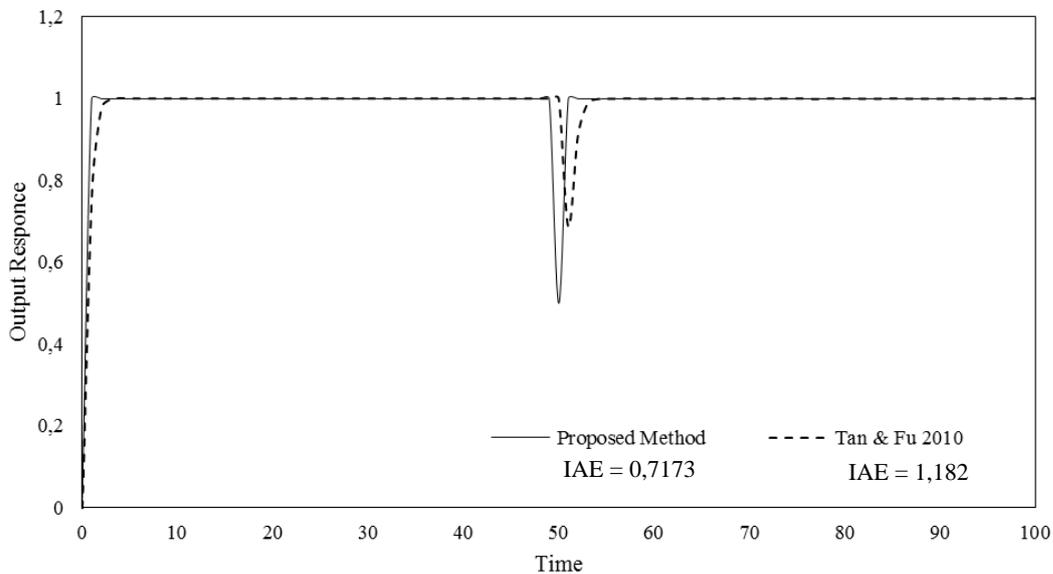
$$G_{pm}(s) = \frac{1}{s-1} e^{-0.4s} \quad (4.14)$$

Setelah itu dilakukan *tuning Maximum Peak* untuk mendapatkan parameter λ yang digunakan pada transfer fungsi kontrol yang tertera seperti persamaan 4.2. Dengan kasus transfer fungsi model sama dengan transfer fungsi proses, didapatkan nilai λ sebesar 0,051 seperti tertera pada gambar 4.3. Setelah itu nilai parameter λ yang sudah diperoleh, dimasukkan ke dalam persamaan 4.2. Sedangkan untuk parameter K didapatkan nilai 2.



Gambar 4.3 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* G_p sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau < 1$)

Setelah dilakukan simulasi, didapatkan hasil sebagai berikut yang tertera pada gambar 4.4. Metode yang diusulkan dibandingkan dengan metode yang terdahulu yaitu metode Tan dan Fu tahun 2010.



Gambar 4.4 Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau < 1$)

Dari gambar 4.4 dapat terlihat bahwa setelah dilakukan pengendalian proses, proses tidak stabil menjadi stabil. Respon naik memenuhi nilai stabil dan setelah itu respon menjadi stabil. Sedangkan pada detik ke 50 dilakukan penambahan *disturbance* sebesar 0,5, maka respon turun mendekati nilai 0.5.

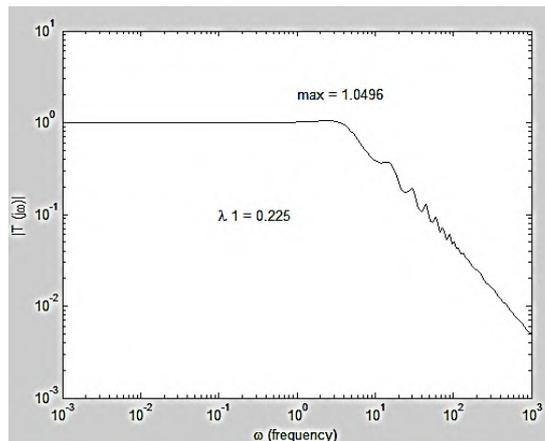
Namun, apabila dibandingkan dengan metode Tan dan Fu 2010 berdasarkan penolakan *disturbance*, nilai *overshoot* yang didapatkan lebih besar tetapi untuk mencapai stabil kembali, metode yang diusulkan lebih cepat. Selain itu, dapat dilihat bahwa metode yang diusulkan mempunyai nilai IAE yang lebih kecil. Hal ini menandakan bahwa *error* yang dihasilkan lebih kecil dibandingkan metode pembanding. Dari hasil-hasil yang ada, hal ini menandakan bahwa proses tidak stabil orde satu yang memiliki transfer fungsi proses sama dengan transfer fungsi model untuk $\theta/\tau < 1$ dapat dikendalikan dengan struktur baru dan *tuning Internal Model Control* ini.

Sedangkan untuk kasus berikutnya adalah untuk transfer fungsi model dengan transfer fungsi proses yang berbeda dengan parameter *uncertainty*. Nilai *uncertainty* yang dipakai adalah $\pm 10\%$ untuk konstanta waktu (k) dan nilai *time delay* (θ). Setelah dilakukan simulasi pada matlab didapatkan nilai untuk transfer fungsi proses seperti yang tertera pada tabel 4.1.

Tabel 4.1 Nilai Parameter Transfer Fungsi yang dituning Menggunakan *Maximum Peak* pada Kasus 1

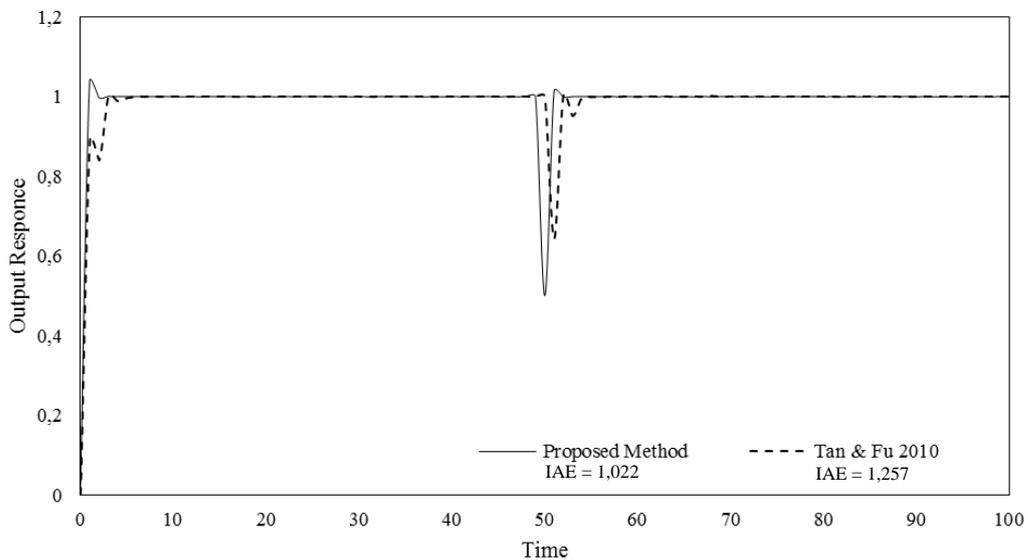
Parameter	k	θ
Batasan Terendah	0,9	0,36
Batasan Tertinggi	1,1	0,44
Model	1	0,4
Proses	1,1	0,44

Nilai parameter pada tabel 4.1, dimasukkan ke dalam simulasi Matlab untuk *tuning Maximum Peak* sehingga didapatkan nilai λ sebesar 0,225 seperti yang tertera pada gambar 4.5. Setelah itu nilai parameter λ yang sudah diperoleh, dimasukkan ke dalam persamaan 4.2. Sedangkan untuk parameter K didapatkan nilai 2.



Gambar 4.5 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* ($\theta/\tau < 1$) dengan G_p tidak sama dengan G_{pm}

Setelah dilakukan simulasi, didapatkan hasil sebagai berikut yang tertera pada gambar 4.6. Metode yang diusulkan dibandingkan dengan metode yang terdahulu yaitu metode Tan dan Fu tahun 2010.



Gambar 4.6 Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau < 1$)

Dari gambar 4.6 dapat terlihat bahwa setelah dilakukan pengendalian proses, proses tidak stabil menjadi stabil. Respon naik memenuhi nilai stabil dan setelah itu respon menjadi stabil. Sedangkan pada detik ke 50 dilakukan penambahan *disturbance* sebesar 0,5, maka respon turun mendekati nilai 0,5,

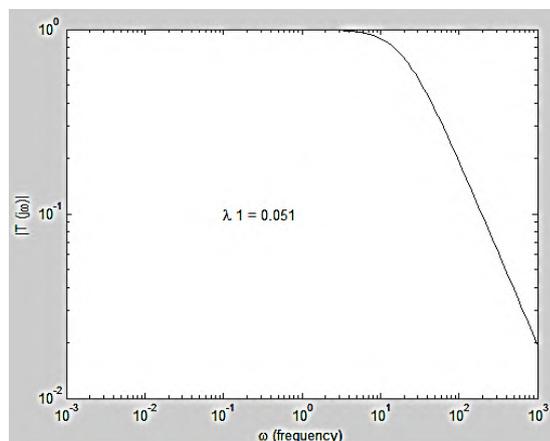
setelah itu naik dan menjadi stabil kembali. Namun, untuk penolakan *disturbance*, untuk metode yang diusulkan, *overshoot* yang didapatkan lebih besar dibanding metode pembanding. Selain itu, metode yang diusulkan mempunyai nilai IAE yang lebih kecil dibandingkan dengan metode pembanding. Hal ini menandakan bahwa *error* yang dihasilkan lebih kecil dibandingkan metode pembanding. Dari hasil-hasil yang ada, hal ini menandai bahwa proses tidak stabil orde satu yang memiliki transfer fungsi proses tidak sama dengan transfer fungsi model dengan parameter *uncertainty* $\pm 10\%$ pada nilai konstanta waktu (k) dan nilai *time delay* (θ) untuk $\theta/\tau > 1$ dapat dikendalikan dengan struktur baru dan *tuning Internal Model Control* ini.

4.3.2 Proses Tidak Stabil Orde Satu dengan Penambahan *Time delay* ($\theta/\tau > 1$)

Dalam kasus ini dipilih transfer fungsi yang memiliki $\theta/\tau > 1$, sehingga transfer fungsi dari proses adalah:

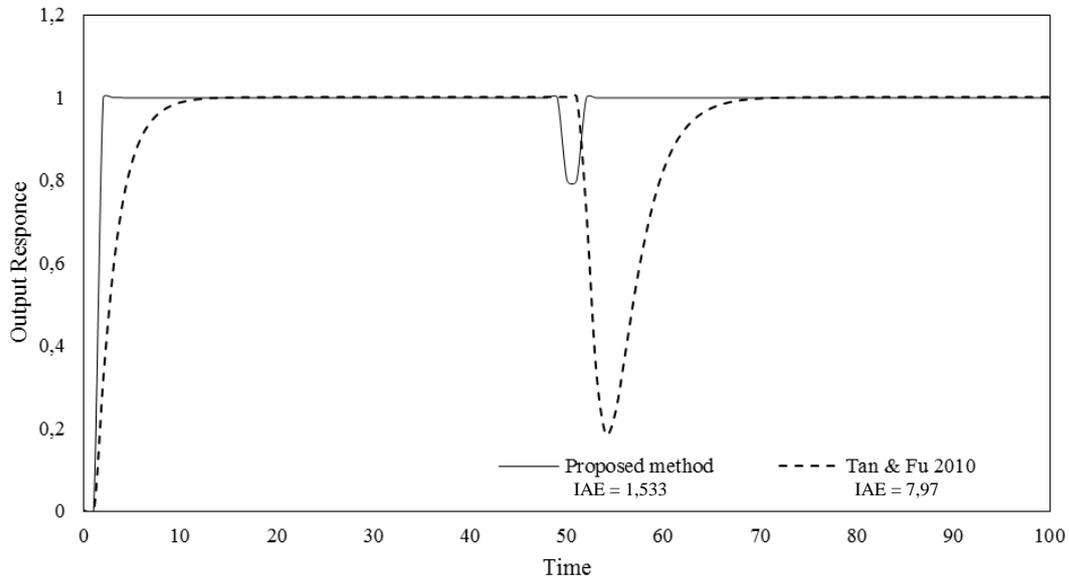
$$G_{pm} = \frac{1}{s-1} e^{-1.2s} \quad (4.15)$$

Setelah itu dilakukan *tuning Maximum Peak* untuk mendapatkan parameter λ yang digunakan pada transfer fungsi kontrol yang tertera seperti persamaan 4.2. Dengan kasus transfer fungsi model sama dengan transfer fungsi proses, didapatkan nilai λ sebesar 0,051 seperti tertera pada gambar 4.7. Setelah itu nilai parameter λ yang sudah diperoleh, dimasukkan ke dalam persamaan 4.2. Sedangkan untuk parameter K didapatkan nilai 2.



Gambar 4.7 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* G_p sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau > 1$)

Setelah dilakukan simulasi, didapatkan hasil sebagai berikut yang tertera pada gambar 4.8. Metode yang diusulkan dibandingkan dengan metode yang terdahulu yaitu metode Tan dan Fu tahun 2010.



Gambar 4.8 Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau > 1$)

Dari gambar 4.8 dapat terlihat bahwa setelah dilakukan pengendalian proses, proses tidak stabil menjadi stabil. Respon naik memenuhi nilai stabil dan setelah itu respon menjadi stabil. Sedangkan pada detik ke 50 dilakukan penambahan *disturbance* sebesar 0,2, maka respon turun mendekati nilai 0,8 dan naik kembali menjadi stabil. Untuk penolakan *disturbance*, nilai *overshoot* yang didapatkan lebih kecil dibandingkan dengan metode pembanding. Selain itu, metode yang diusulkan mempunyai nilai IAE yang lebih kecil. Hal ini menandakan bahwa *error* yang dihasilkan lebih kecil dibandingkan metode pembanding. Dari hasil-hasil yang ada, hal ini menandakan bahwa proses tidak stabil orde satu yang memiliki transfer fungsi proses sama dengan transfer fungsi model untuk $\theta/\tau < 1$ dapat dikendalikan dengan struktur baru dan *tuning Internal Model Control* ini.

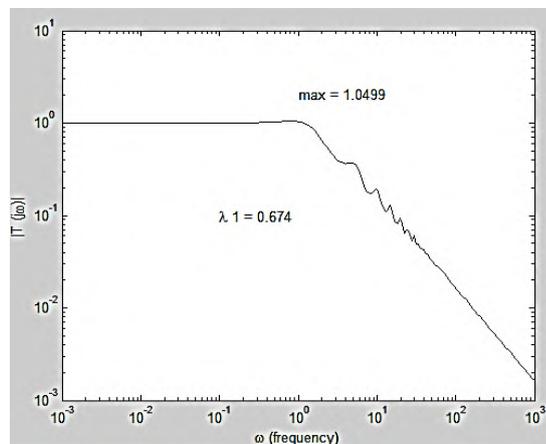
Sedangkan untuk kasus berikutnya adalah untuk transfer fungsi model dengan transfer fungsi proses yang berbeda dengan parameter *uncertainty*. Nilai *uncertainty* yang dipakai adalah $\pm 10\%$ untuk konstanta waktu (k) dan nilai *time*

delay (θ). Setelah dilakukan simulasi pada matlab didapatkan seperti yang tertera pada tabel 4.2.

Tabel 4.2 Nilai Parameter Transfer Fungsi yang dituning Menggunakan *Maximum Peak* pada Kasus 2

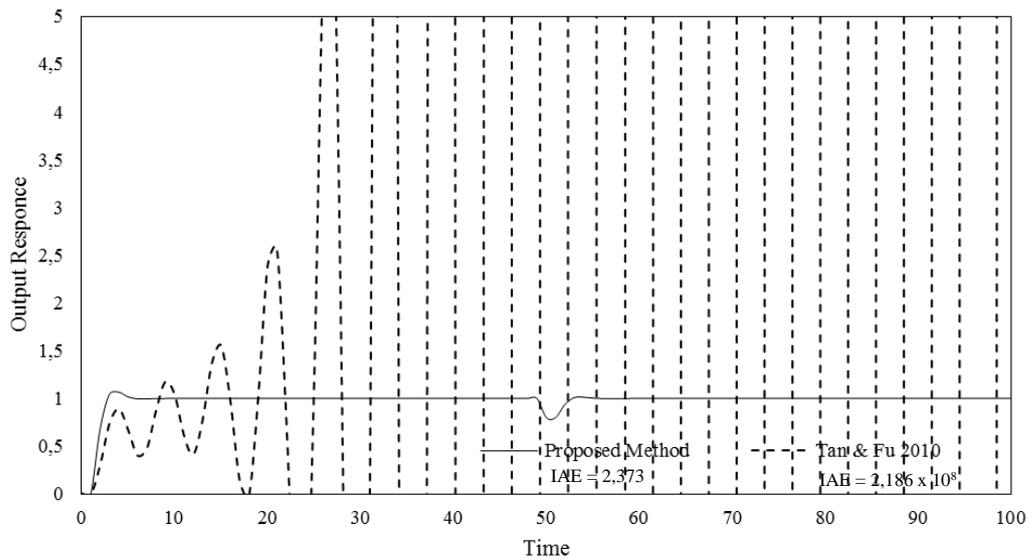
Parameter	k	θ
Batasan Terendah	0,9	1,08
Batasan Tertinggi	1,1	1,32
Model	1	1,2
Proses	1,1	1,32

Nilai parameter pada tabel 4.2, dimasukkan ke dalam simulasi Matlab untuk *tuning Maximum Peak* sehingga didapatkan nilai λ sebesar 0,674 seperti yang tertera pada gambar 4.9. Setelah itu nilai parameter λ yang sudah diperoleh, dimasukkan ke dalam persamaan 4.2. Sedangkan untuk parameter K didapatkan nilai 2.



Gambar 4.9 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* ($\theta/\tau > 1$) dengan G_p tidak sama dengan G_{pm}

Setelah dilakukan simulasi, didapatkan hasil sebagai berikut yang tertera pada gambar 4.10. Metode yang diusulkan dibandingkan dengan metode yang terdahulu yaitu metode Tan dan Fu tahun 2010.



Gambar 4.10 Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} ($\theta/\tau > 1$)

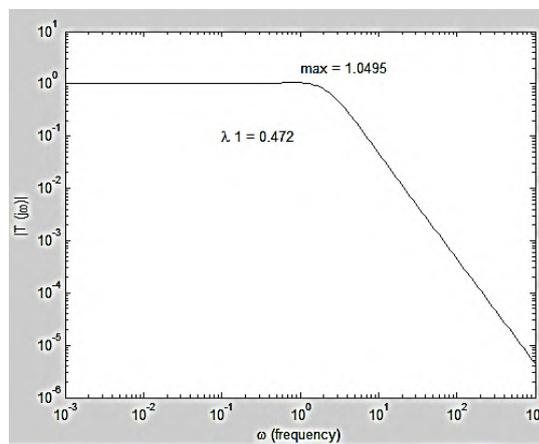
Dari gambar 4.10 dapat terlihat bahwa setelah dilakukan pengendalian proses, proses tidak stabil menjadi stabil. Respon naik memenuhi nilai stabil dan setelah itu respon menjadi stabil. Sedangkan pada detik ke 50 dilakukan penambahan *disturbance* sebesar 0,2, maka respon turun mendekati nilai 0,8 dan respon naik kembali menjadi stabil. Apabila dibandingkan dengan metode pembanding, metode yang diusulkan menghasilkan respon yang lebih baik sedangkan untuk metode pembanding, respon yang didapatkan mengalami osilasi dari waktu ke waktu. Selain itu, ditunjukkan melalui nilai IAE yang lebih kecil untuk metode yang diusulkan maka dapat disimpulkan bahwa metode yang diusulkan mendapatkan hasil yang lebih baik. Hal ini menandai bahwa proses tidak stabil orde satu yang memiliki transfer fungsi proses tidak sama dengan transfer fungsi model dengan parameter *uncertainty* $\pm 10\%$ pada nilai konstanta waktu (k) dan nilai *time delay* (θ) untuk $\theta/\tau > 1$ dapat dikendalikan dengan struktur baru dan *tuning Internal Model Control* ini.

4.3.3 Proses Tidak Stabil Orde Dua (*Unstable Pole* satu) dengan *Time delay* yang Memiliki $\theta/\tau < 1$

Dalam kasus ini dipilih transfer fungsi orde dua dengan *unstable pole* satu yang memiliki $\theta/\tau < 1$, sebagai berikut:

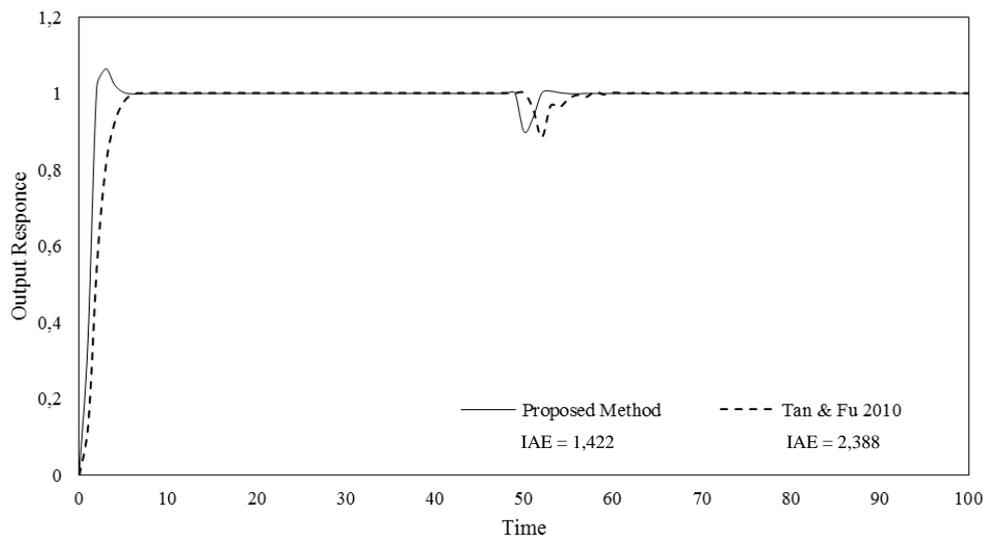
$$G_{pm}(s) = \frac{1}{(s-1)(0,2s+1)} e^{-0.5s} \quad (4.16)$$

Setelah itu dilakukan *tuning Maximum Peak* untuk mendapatkan parameter λ yang digunakan pada transfer fungsi kontrol yang tertera seperti persamaan 4.2. Dengan kasus transfer fungsi model sama dengan transfer fungsi proses, didapatkan nilai λ sebesar 0,472 seperti tertera pada gambar 4.11. Setelah itu nilai parameter λ yang sudah diperoleh, dimasukkan ke dalam persamaan 4.2. Sedangkan untuk parameter K didapatkan nilai 2.



Gambar 4.11 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* G_p sama dengan G_{pm} Orde Dua dengan satu *unstable pole* ($\theta/\tau < 1$)

Setelah dilakukan simulasi, didapatkan hasil sebagai berikut yang tertera pada gambar 4.12. Metode yang diusulkan dibandingkan dengan metode yang terdahulu yaitu metode Tan dan Fu tahun 2010.



Gambar 4.12 Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} Orde Dua dengan satu *unstable pole* ($\theta/\tau < 1$)

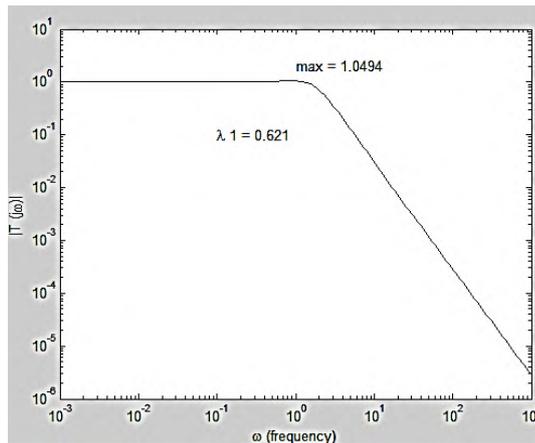
Dari gambar 4.12 dapat terlihat bahwa setelah dilakukan pengendalian proses, proses tidak stabil menjadi stabil. Respon naik dan menghasilkan *overshoot* sebesar 1,05, tetapi setelah itu turun memenuhi nilai stabil. Sedangkan pada detik ke 50 dilakukan penambahan *disturbance* sebesar 0,1, maka respon turun mendekati nilai 0,9. Kemudian respon naik kembali dan menjadi stabil kembali. Apabila dibandingkan dengan metode pembanding, hasil untuk *set point tracking* lebih buruk, tetapi untuk penolakan *disturbance* lebih baik untuk metode yang diusulkan. Selain itu, metode yang diusulkan mempunyai nilai IAE yang lebih kecil. Hal ini menandakan bahwa *error* yang dihasilkan lebih kecil dibandingkan metode pembanding. Hal ini menandai bahwa proses tidak stabil orde dua dengan satu *unstable pole* yang memiliki transfer fungsi proses sama dengan transfer fungsi model untuk $\theta/\tau < 1$ dapat dikendalikan dengan struktur baru dan *tuning Internal Model Control* ini.

Sedangkan untuk kasus berikutnya adalah untuk transfer fungsi model dengan transfer fungsi proses yang berbeda dengan parameter *uncertainty*. Nilai *uncertainty* yang dipakai adalah $\pm 10\%$ untuk konstanta waktu (k) dan nilai *time delay* (θ). Setelah dilakukan simulasi pada matlab didapatkan seperti yang tertera pada tabel 4.3.

Tabel 4.3 Nilai Parameter Transfer Fungsi yang dituning Menggunakan *Maximum Peak* pada Kasus 3

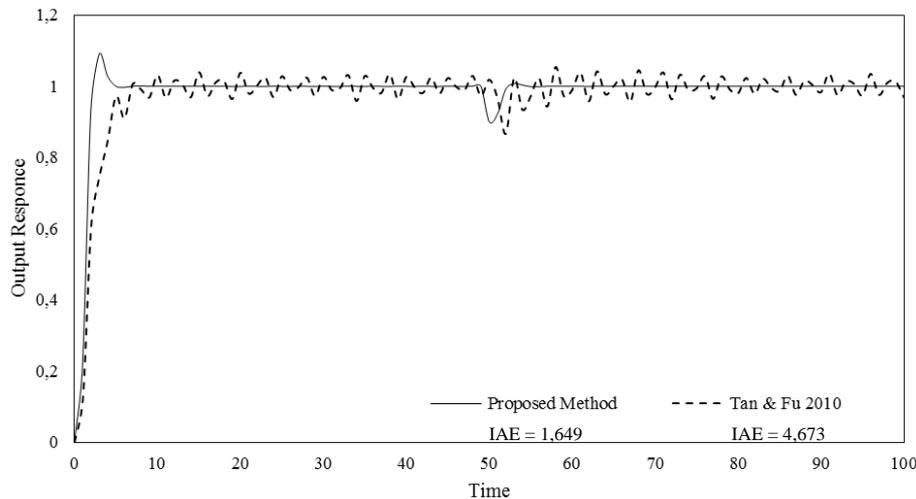
Parameter	k	θ
Batasan Terendah	0,9	0,45
Batasan Tertinggi	1,1	0,55
Model	1	0,5
Proses	1,1	0,55

Nilai parameter pada tabel 4.3, dimasukkan ke dalam simulasi Matlab untuk *tuning Maximum Peak* sehingga didapatkan nilai λ sebesar 0,621 seperti yang tertera pada gambar 4.13. Setelah itu nilai parameter λ yang sudah diperoleh, dimasukkan ke dalam persamaan 4.2. Sedangkan untuk parameter K didapatkan nilai 2.



Gambar 4.13 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* Proses Orde Dua yang Memiliki Satu *Unstable Pole* ($\theta/\tau < 1$) dengan G_p tidak sama dengan G_{pm}

Setelah dilakukan simulasi didapatkan hasil sebagai berikut yang tertera pada gambar 4.14.



Gambar 4.14 Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} Proses Orde Dua yang Memiliki Satu *Unstable Pole* ($\theta/\tau < 1$)

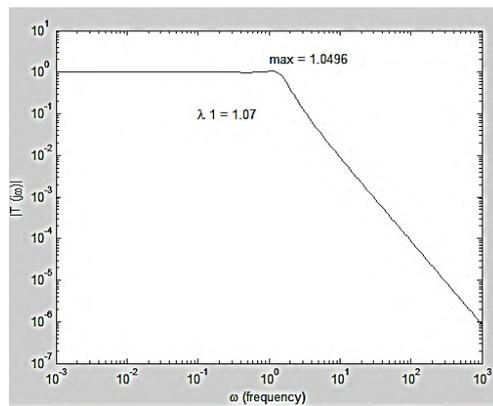
Dari gambar 4.14 dapat terlihat bahwa setelah dilakukan pengendalian proses, proses tidak stabil menjadi stabil. Respon naik mencapai nilai 1,1 dan setelah itu turun dan respon menjadi stabil. Sedangkan pada detik ke 50 dilakukan penambahan *disturbance* sebesar 0,1, maka respon turun mendekati nilai 0,9. Setelah itu respon naik kembali dan menjadi stabil kembali. Apabila dibandingkan dengan metode pembanding, respon yang didapatkan lebih baik karena respon yang dihasilkan mengalami osilasi. Selain itu, metode yang diusulkan mempunyai nilai IAE yang lebih kecil dibandingkan dengan metode pembanding. Hal ini menandai bahwa proses tidak stabil orde dua dengan satu *unstable pole* yang memiliki transfer fungsi proses tidak sama dengan transfer fungsi model dengan parameter *uncertainty* $\pm 10\%$ pada nilai konstanta waktu (k) dan nilai *time delay* (θ) untuk $\theta/\tau < 1$ dapat dikendalikan dengan struktur baru dan *tuning Internal Model Control* ini.

4.3.4 Proses Tidak Stabil Orde Dua (*Unstable Pole* satu) dengan *Time delay* yang Memiliki $\theta/\tau > 1$

Dalam kasus ini dipilih transfer fungsi orde dua dengan *unstable pole* satu yang memiliki $\theta/\tau < 1$, sebagai berikut:

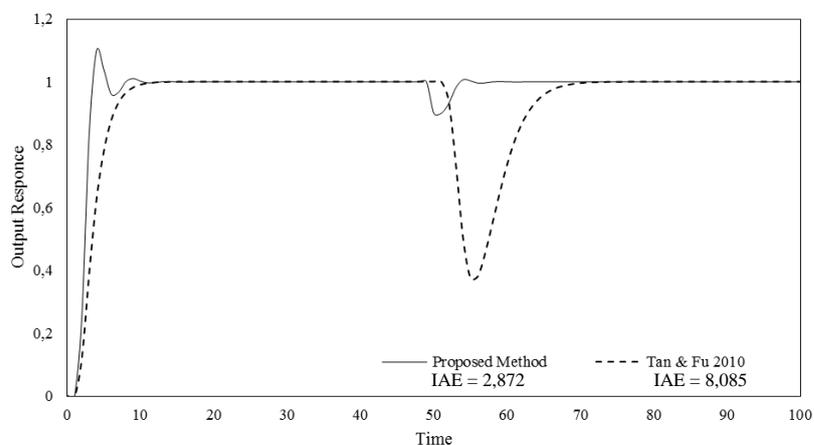
$$G_{pm}(s) = \frac{1}{(s-1)(0,5s+1)} e^{-1,2s} \quad (4.17)$$

Setelah itu dilakukan *tuning Maximum Peak* untuk mendapatkan parameter λ yang digunakan pada transfer fungsi kontrol yang tertera seperti persamaan 4.2. Dengan kasus transfer fungsi model sama dengan transfer fungsi proses, didapatkan nilai λ sebesar 1,07 seperti tertera pada gambar 4.15. Setelah itu nilai parameter λ yang sudah diperoleh, dimasukkan ke dalam persamaan 4.2. Sedangkan untuk parameter K didapatkan nilai 2.



Gambar 4.15 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* G_p sama dengan G_{pm} Orde Dua dengan satu *unstable pole* ($\theta/\tau > 1$)

Setelah dilakukan simulasi, didapatkan hasil sebagai berikut yang tertera pada gambar 4.16. Metode yang diusulkan dibandingkan dengan metode yang terdahulu yaitu metode Tan dan Fu tahun 2010.



Gambar 4.16 Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} Orde Dua dengan satu *unstable pole* ($\theta/\tau > 1$)

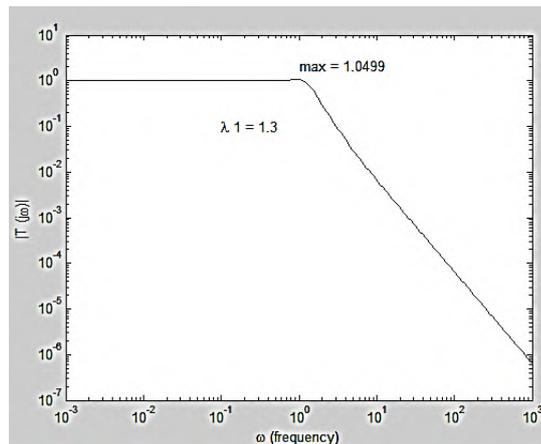
Dari gambar 4.16 dapat terlihat bahwa setelah dilakukan pengendalian proses, proses tidak stabil menjadi stabil. Untuk *set point tracking* respon naik menuju nilai 1,1 tetapi, kemudian respon menjadi stabil. Sedangkan pada detik ke 50 dilakukan penambahan *disturbance* sebesar 0,1, maka respon turun mendekati nilai 0,9 dan naik kembali menjadi stabil. Untuk penolakan *disturbance*, nilai *overshoot* yang didapatkan lebih kecil dibandingkan dengan metode pembanding. Selain itu, metode yang diusulkan mempunyai nilai IAE yang lebih kecil. Hal ini menandakan bahwa *error* yang dihasilkan lebih kecil dibandingkan metode pembanding. Dari hasil-hasil yang ada, hal ini menandai bahwa proses tidak stabil orde dua dengan satu *unstable pole* yang memiliki transfer fungsi proses sama dengan transfer fungsi model untuk $\theta/\tau > 1$ dapat dikendalikan dengan struktur baru dan *tuning Internal Model Control* ini.

Sedangkan untuk kasus berikutnya adalah untuk transfer fungsi model dengan transfer fungsi proses yang berbeda dengan parameter *uncertainty*. Nilai *uncertainty* yang dipakai adalah $\pm 10\%$ untuk konstanta waktu (k) dan nilai *time delay* (θ). Setelah dilakukan simulasi pada matlab didapatkan seperti yang tertera pada tabel 4.4.

Tabel 4.4 Nilai Parameter Transfer Fungsi yang dituning Menggunakan *Maximum Peak* pada Kasus 4

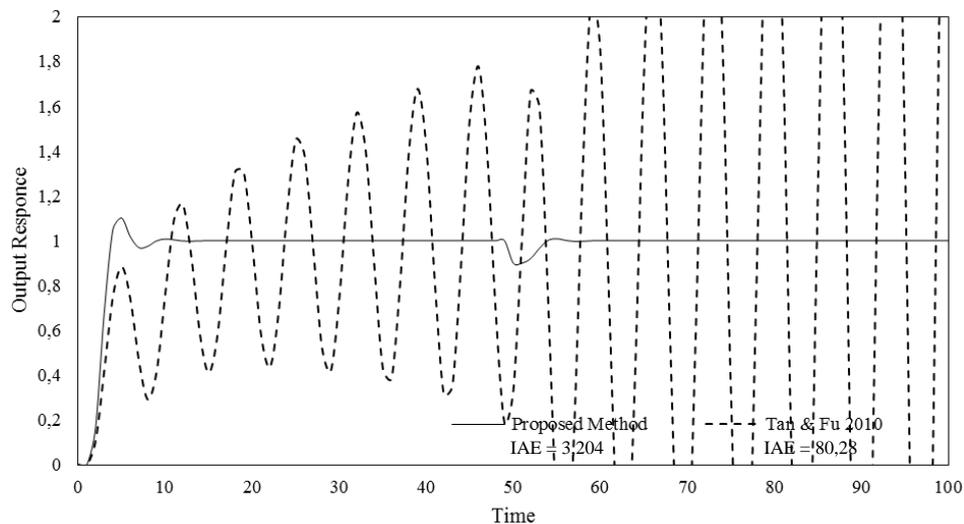
Parameter	k	θ
Batasan Terendah	0,9	1,08
Batasan Tertinggi	1,1	1,32
Model	1	1,2
Proses	1,1	1,32

Nilai parameter pada tabel 4.4, dimasukkan ke dalam simulasi Matlab untuk *tuning Maximum Peak* sehingga didapatkan nilai λ sebesar 1,3 seperti yang tertera pada gambar 4.17. Setelah itu nilai parameter λ yang sudah diperoleh, dimasukkan ke dalam persamaan 4.2. Sedangkan untuk parameter K didapatkan nilai 2.



Gambar 4.17 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* Proses Orde Dua yang Memiliki Satu *Unstable Pole* ($\theta/\tau > 1$) dengan G_p tidak sama dengan G_{pm}

Setelah dilakukan simulasi, didapatkan hasil sebagai berikut yang tertera pada gambar 4.18. Metode yang diusulkan dibandingkan dengan metode yang terdahulu yaitu metode Tan dan Fu tahun 2010.



Gambar 4.18 Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} Proses Orde Dua yang Memiliki Satu *Unstable Pole* ($\theta/\tau > 1$)

Dari gambar 4.18 dapat terlihat bahwa setelah dilakukan pengendalian, proses naik menuju nilai 1,1 kemudian respon turun perlahan memenuhi nilai stabil. Sedangkan pada detik ke 50 dilakukan penambahan *disturbance* sebesar 0,1, maka

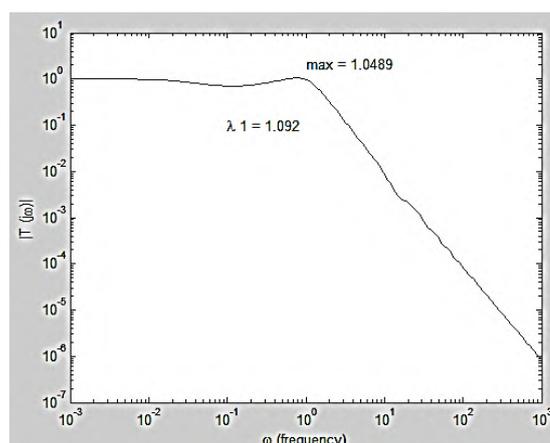
respon turun mendekati nilai 0,9. Kemudian respon naik kembali dan memenuhi nilai stabil. Apabila dibandingkan dengan metode pembanding, metode yang diusulkan memiliki respon yang lebih baik karena metode pembanding mengalami osilasi dari waktu ke waktu. Selain itu, metode yang diusulkan mempunyai nilai IAE yang lebih kecil dibandingkan dengan metode pembanding. Hal ini menandai bahwa proses tidak stabil orde dua dengan satu *unstable pole* yang memiliki transfer fungsi proses tidak sama dengan transfer fungsi model dengan parameter *uncertainty* $\pm 10\%$ untuk $\theta/\tau > 1$ pada nilai konstanta waktu (k) dan nilai *time delay* (θ) dapat dikendalikan dengan struktur baru dan *tuning Internal Model Control* ini.

4.3.5 Proses Tidak Stabil Orde Dua (*Unstable Pole* dua) dengan *Time delay*

Dalam kasus ini dipilih transfer fungsi sebagai berikut:

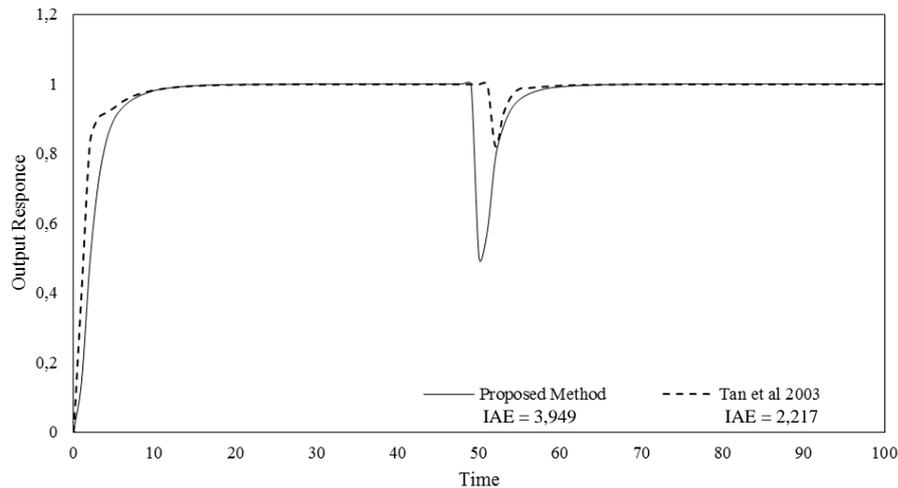
$$G_{pm}(s) = \frac{2}{(3s-1)(s-1)} e^{-0,3s} \quad (4.18)$$

Setelah itu dilakukan *tuning Maximum Peak* untuk mendapatkan parameter λ yang digunakan pada transfer fungsi kontrol yang tertera seperti persamaan 4.2. Dengan kasus transfer fungsi model sama dengan transfer fungsi proses, didapatkan nilai λ sebesar 1,092 seperti tertera pada gambar 4.19. Setelah itu nilai parameter λ yang sudah diperoleh, dimasukkan ke dalam persamaan 4.2. Sedangkan untuk parameter K didapatkan nilai 4s.



Gambar 4.19 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* G_p sama dengan G_{pm} Proses Orde Dua dengan Dua *Unstable Pole*

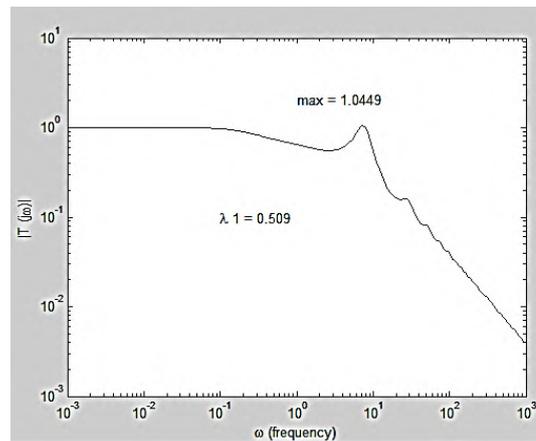
Setelah dilakukan simulasi, didapatkan hasil sebagai berikut yang tertera pada gambar 4.20. Metode yang diusulkan dibandingkan dengan metode yang terdahulu yaitu metode Tan dan Fu tahun 2010.



Gambar 4.20 Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} Orde Dua dengan dua *unstable pole*

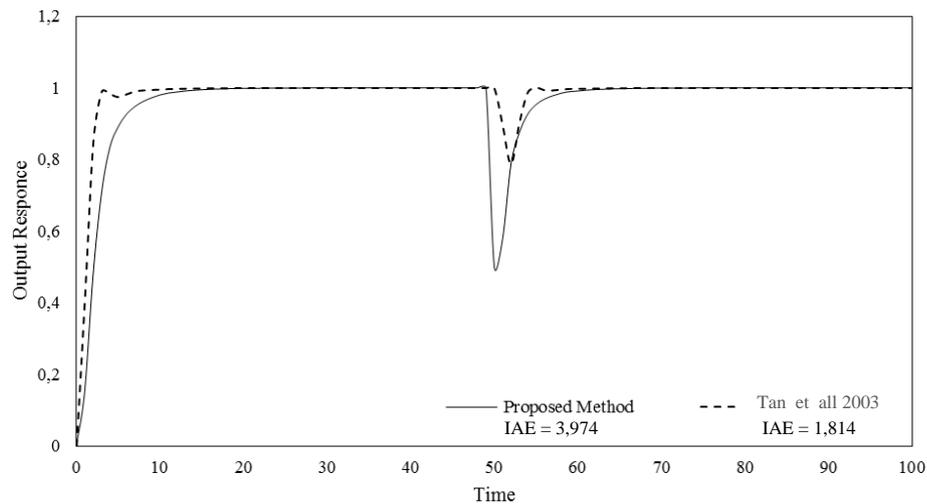
Dari gambar 4.20 dapat terlihat bahwa setelah dilakukan pengendalian proses, proses tidak stabil menjadi stabil. Respon naik memenuhi nilai stabil dan menjadi stabil. Sedangkan pada detik ke 50 dilakukan penambahan *disturbance* sebesar 0,5, maka respon turun mendekati nilai 0.5. Namun, apabila dibandingkan dengan metode Tan dkk 2003, berdasarkan penolakan *disturbance*, nilai *overshoot* yang didapatkan lebih besar. Selain itu, metode yang diusulkan mempunyai nilai IAE yang lebih besar. Hal ini menandakan bahwa *error* yang dihasilkan lebih besar dibandingkan metode pembanding. Namun dilihat dari nilai IAE masing-masing tidak jauh berbeda. Dari hasil-hasil yang ada, hal ini dapat disimpulkan bahwa proses tidak stabil orde dua dengan dua *poles* tidak stabil yang memiliki transfer fungsi proses sama dengan transfer fungsi model dapat dikendalikan dengan struktur baru dan *tuning Internal Model Control* ini, tetapi hasilnya tidak sebaik dengan metode pembanding, hal ini dikarenakan proses tidak stabil orde dua dengan *time delay* (dua *unstable poles*) lebih susah dikendalikan. Hal tersebut juga dialami pada penelitian Tan dan Fu pada tahun 2010.

Sedangkan untuk kasus berikutnya adalah untuk transfer fungsi model dengan transfer fungsi proses yang berbeda dengan parameter *uncertainty*. Nilai *uncertainty* yang dipakai adalah $\pm 10\%$ untuk nilai *time delay* (θ) saja. Parameter θ model sebesar 0,3 sehingga untuk batasan terendah adalah 0,27 dan batasan tertinggi 0,33. Setelah dilakukan simulasi pada matlab didapatkan nilai parameter θ untuk proses sebesar 0,27 (*worst case*). Kemudian dimasukkan ke dalam simulasi Matlab untuk *tuning Maximum Peak* sehingga didapatkan nilai λ sebesar 0,509 seperti yang tertera pada gambar 4.21. Setelah itu nilai parameter λ yang sudah diperoleh, dimasukkan ke dalam persamaan 4.2. Sedangkan untuk parameter K didapatkan nilai 4s.



Gambar 4.21 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* Proses Orde Dua yang Memiliki Dua *Unstable Pole* dengan G_p tidak sama dengan G_{pm}

Setelah dilakukan simulasi, didapatkan hasil sebagai berikut yang tertera pada gambar 4.22. Metode yang diusulkan dibandingkan dengan metode yang terdahulu yaitu metode Tan dkk tahun 2003.



Gambar 4.22 Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} Proses Orde Dua yang Memiliki Dua *Unstable pole*

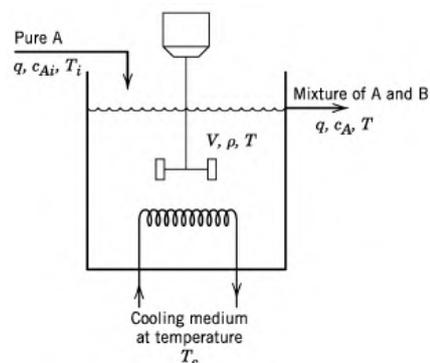
Dari gambar 4.22 dapat terlihat bahwa setelah dilakukan pengendalian proses, proses tidak stabil menjadi stabil. Respon naik memenuhi nilai stabil dan setelah itu respon menjadi stabil. Sedangkan pada detik ke 50 dilakukan penambahan *disturbance* sebesar 0,5, maka respon turun mendekati nilai 0,5, setelah itu naik dan menjadi stabil kembali. Namun, untuk penolakan *disturbance*, untuk metode yang diusulkan, *overshoot* yang didapatkan lebih besar dibanding metode pembanding. Selain itu, metode yang diusulkan mempunyai nilai IAE yang lebih besar. Hal ini menandakan bahwa *error* yang dihasilkan lebih besar dibandingkan metode pembanding. Dari hasil yang ada, hal ini dapat disimpulkan bahwa proses tidak stabil orde dua dengan dua *poles* tidak stabil yang memiliki transfer fungsi proses tidak sama dengan transfer fungsi model dengan parameter *uncertainty* $\pm 10\%$ pada nilai konstanta waktu (k) dapat dikendalikan dengan struktur baru dan *tuning Internal Model Control* ini, tetapi hasilnya tidak sebaik dengan metode pembanding. Hal ini dikarenakan proses tidak stabil orde dua dengan time delay (dua *unstable poles*) susah untuk dikendalikan. Hal ini juga didukung dengan tidak adanya hasil yang signifikan pada penelitian Tan dan Fu pada tahun 2010.

Dari hasil di atas, didapatkan bahwa ke lima kasus di atas dapat di kontrol menggunakan struktur baru dan *tuning Internal Model Control*. Kelebihan dari

struktur baru ini yaitu struktur yang didapatkan lebih sederhana dan dapat mengatasi kompleksitas struktur yang ada. Hal ini juga menyebabkan parameter yang ada pada struktur lebih sedikit sehingga tuning dalam pencarian parameter lebih mudah. Selain itu struktur baru ini menampilkan cara *tuning* untuk mendapatkan parameter λ . Hal ini menjadi solusi untuk beberapa metode yang tidak memiliki cara *tuning* untuk parameter λ , seperti halnya pada metode Tan dkk 2003 sebagai metode pembanding kasus 5. Selain itu kelemahan dari metode Tan dkk 2003 adalah untuk pencarian parameter K_2 sedangkan untuk metode yang diusulkan tidak memerlukan parameter tersebut.

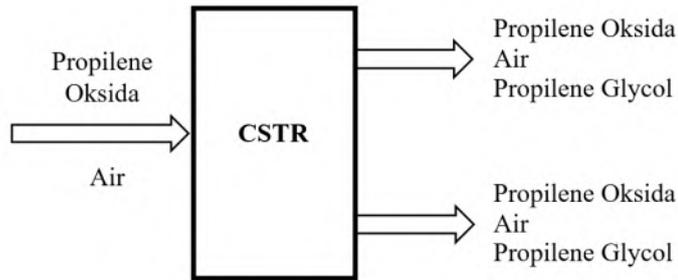
4.4 Contoh Studi Kasus Aplikasi Pengendalian Proses

Pada bagian sebelumnya, telah didapatkan modifikasi struktur *IMC* untuk proses tidak stabil dengan *time delay*. Hal ini telah dibuktikan mampu untuk diimplementasikan pada beberapa studi kasus yang diambil dengan menggunakan simulasi simulink untuk melihat respon pengendaliannya. Selanjutnya, modifikasi struktur *IMC* akan digunakan untuk mengendalikan sebuah permodelan *real process*. Proses yang akan digunakan sebagai permodelan adalah proses pembuatan propilene glycol dari propilene oksida dan air. Reaksi diasumsikan berorde satu. Propilene oksida ditetapkan sebagai *limiting reactan* dan air sebagai *excess reactan*. Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis sehingga untuk digunakan reaktor non-isothermal CSTR dengan coolant sebagai media penyerap panas yang dihasilkan dari reaksi.



Gambar 4.23 Nonisothermal Continous Stirred-Tank Reactor (CSTR)
(Seborg dkk, 2011)

Gambar 4.23 adalah gambar dari sistem CSTR itu sendiri. Dalam proses ini, *pure A* adalah propilene oksida yang kemudian direaksikan dengan air sehingga menghasilkan propilene glycol. Pada gambar 4.24 menunjukkan skema proses yang ada.



Gambar 4.24 Skema Proses CSTR pembuatan Propilene Glycol

Implementasi modifikasi struktur dan tuning *IMC* pada proses tidak stabil yang terdapat *time delay* akan diaplikasikan untuk mengendalikan suhu pada reaktor.

Dengan menggunakan data di atas dan juga data pada lampiran, dibuatlah pemodelan matematika untuk melihat pengaruh dari perubahan suhu dengan memanipulasi *flowrate* reaktan untuk sistem SISO (*single input single output*). Pemodelan matematika dilakukan dengan menurunkan neraca massa dan neraca energi dari sistem tersebut. Setelah itu diselesaikan dengan metode linearisasi seperti pada penjabaran yang terdapat dalam lampiran. Setelah itu bentuk persamaan turunan yang didapatkan dibuat dalam bentuk *Laplace transform*. Berdasarkan penurunan persamaan yang dilakukan didapatkan persamaan transfer fungsi dalam bentuk laplace transform orde dua untuk sistem SISO dalam pengaruh penambahan *flowrate* terhadap suhu reaksi seperti persamaan 4.19.

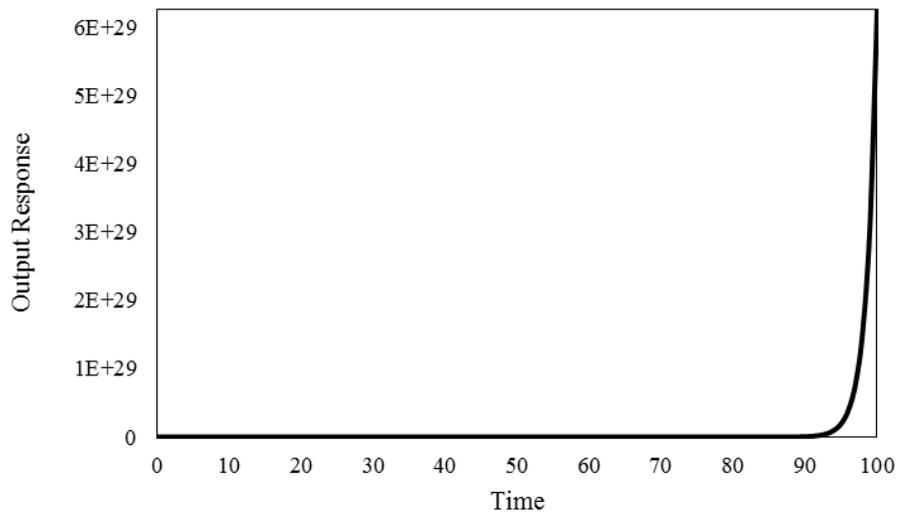
$$G_p = \frac{-0,5642s - 2,3146}{s^2 + 1,5253s - 1,52} \quad (4.19)$$

Untuk memudahkan implementasi pada modifikasi struktur dan tuning *IMC*, maka persamaan transfer fungsi didekati dengan metode Taylor.

$$G_p = \frac{0,9996e^{0,2437}}{(1,45s - 1)(0,452s + 1)} \quad (4.20)$$

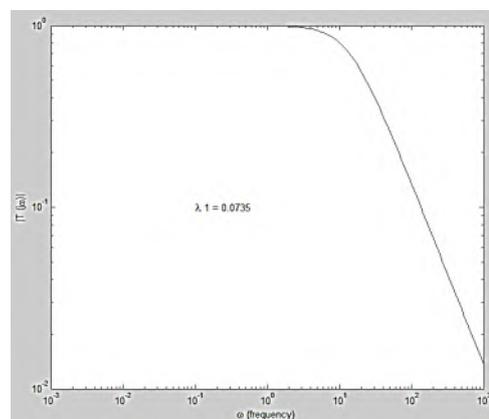
Disederhanakan sehingga menjadi persamaan pada 4.21:

$$G_p = \frac{e^{-0,21s}}{(1,45s - 1)} \quad (4.21)$$



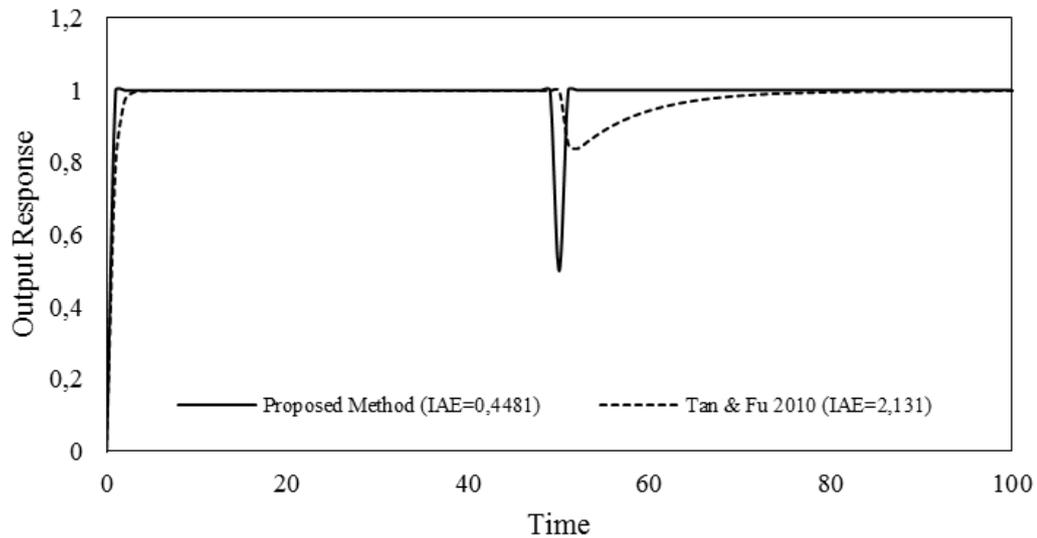
Gambar 4.25 Hasil Respon *Open Loop* Proses

Gambar 4.25 menunjukkan respon dari *open loop* proses. Respon naik dengan bertambahnya waktu. Hal ini menunjukkan bahwa proses tersebut termasuk ke dalam proses tidak stabil. Setelah itu dilakukan pengendalian proses dengan menggunakan modifikasi struktur dan tuning *IMC* yang telah dijelaskan sebelumnya. Hasil dari tuning *Maximum Peak* untuk mendapatkan parameter λ yang akan digunakan pada transfer fungsi kontrol. Dengan kasus transfer fungsi model sama dengan transfer fungsi proses, didapatkan nilai λ sebesar 0,0735 seperti yang tertera pada gambar 4.26. Setelah itu nilai parameter λ yang sudah didapatkan dimasukkan ke dalam persamaan 4.2 dan parameter K yang didapatkan sebesar 2.



Gambar 4.26 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* Proses pada Studi Kasus yang Memiliki nilai G_{pm} sama dengan G_p

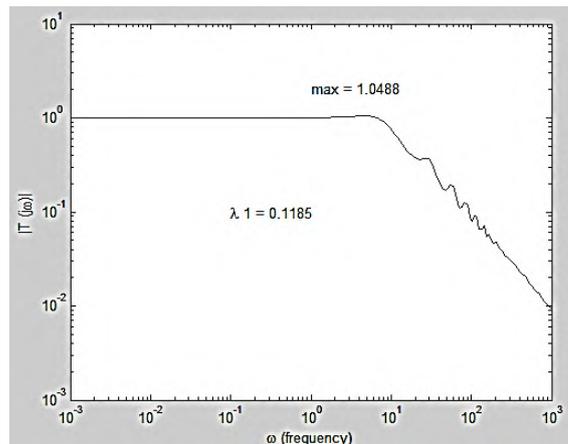
Setelah dilakukan simulasi, didapatkan respon pengendalian proses yang ditunjukkan pada gambar 4.27.



Gambar 4.27 Hasil Respon G_p sama dengan G_{pm} pada Studi Kasus

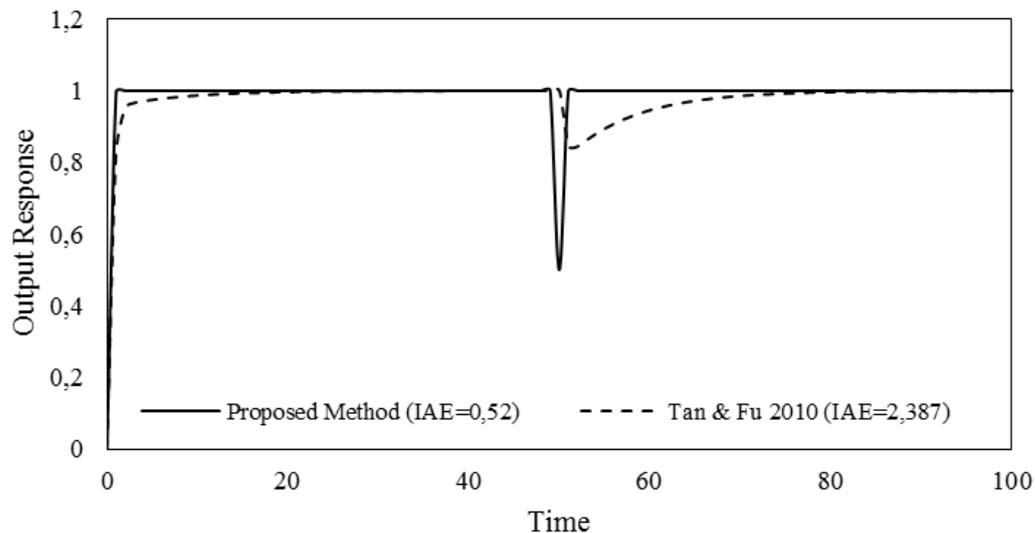
Dari gambar 4.27 dapat terlihat bahwa setelah dilakukan proses pengendalian dengan modifikasi struktur dan tuning *IMC* untuk studi kasus ini, respon yang dihasilkan menjadi stabil. Pada detik ke 50 diberikan *disturbance* sebesar 0,5, maka respon turun mendekati nilai 0,5. Setelah itu respon naik dan menjadi stabil kembali. Apabila dibandingkan dengan metode pembanding, *overshoot* yang dihasilkan lebih kecil pada metode pembanding tetapi dalam mencapai nilai stabil setelah diberikan *disturbance*, metode pembanding lebih lama dalam mencapainya. Dapat terlihat bahwa metode yang diusulkan menghasilkan nilai IAE yang kecil. Hal ini menandakan bahwa modifikasi struktur dan tuning *IMC* dapat diaplikasikan untuk studi kasus dalam hal ini adalah CSTR pembuatan propilene glycol.

Untuk *uncertainty model*, dilakukan step yang sama seperti pengujian kasus sebelumnya. Parameter *uncertainty* yang digunakan adalah sebesar $\pm 10\%$. Melalui simulasi pada matlab didapatkan *worst case* dengan k sebesar 1,1 dan θ sebesar 0,231. Untuk tuning *Maximum Peak* didapatkan nilai λ sebesar 0,1185 seperti tertera pada gambar 4.28 yang kemudian dimasukkan ke dalam persamaan 4.2.



Gambar 4.28 Hasil dari *Tuning Maximum Peak* Proses pada Studi Kasus dengan G_{pm} tidak sama dengan G_p

Setelah dilakukan simulasi, didapatkan respon pengendalian proses yang ditunjukkan pada gambar 4.29.

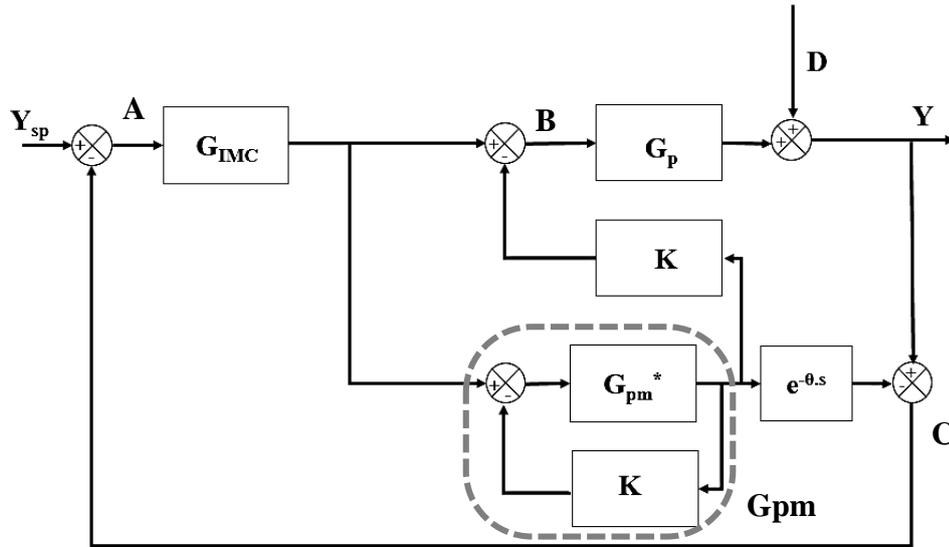


Gambar 4.29 Hasil Respon G_p tidak sama dengan G_{pm} pada Studi Kasus

Dari gambar 4.29 terlihat bahwa setelah dilakukan proses pengendalian dengan modifikasi struktur dan tuning *IMC* untuk studi kasus ini, respon yang dihasilkan menjadi stabil. Respon naik dan menjadi stabil. Pada detik ke 50 diberikan *disturbance* sebesar 0,5, maka respon turun mendekati nilai 0,5. Setelah itu respon naik menuju dan respon menjadi stabil. Dapat terlihat bahwa nilai IAE

yang dihasilkanpun kecil. Apabila dibandingkan dengan metode pembanding, hasil respon yang didapatkan dalam hal *overshoot* lebih kecil tetapi respon menjadi stabil kembali dalam waktu yang lebih lama. Dari hasil yang didapatkan menandakan bahwa modifikasi struktur dan tuning *IMC* dapat diaplikasikan untuk studi kasus *uncertainty model* yang dalam hal ini adalah CSTR pembuatan propilene glycol. Dari hasil yang sudah ditampilkan, dapat disimpulkan bahwa modifikasi struktur dan tuning *IMC* dapat diaplikasikan ke dalam *real process*.

LAMPIRAN A
PENURUNAN *COMPLEMENTARY SENSITIVITY FUNCTION*
DAN *SENSITIVITY FUNCTION* UNTUK TUNING *MAXIMUM*
PEAK



Gambar A.1 Struktur Baru *Internal Model Control* untuk Proses Tidak Stabil dengan *Time Delay*

Penurunan untuk mendapatkan Y/Y_{sp}

$$Y = D + B \cdot G_p$$

$$B = G_{IMC} \cdot A - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot A$$

$$A = Y_{sp} - C$$

$$C = Y - G_{IMC} \cdot A \cdot G_{pm} \cdot e^{-\theta s}$$

$$C = Y - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s} (Y_{sp} - C)$$

$$C = Y - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot Y_{sp} \cdot e^{-\theta s} + G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot C \cdot e^{-\theta s}$$

$$C - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot C \cdot e^{-\theta s} = Y - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot Y_{sp} \cdot e^{-\theta s}$$

$$C (1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s}) = Y - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot Y_{sp} \cdot e^{-\theta s}$$

$$C = \frac{Y - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot Y_{sp} \cdot e^{-\theta s}}{(1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s})}$$

$$(1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s})$$

$$Y = D + B \cdot G_p$$

$$Y = D + (G_{IMC} \cdot A - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot A) G_p$$

$$Y = D + (G_{IMC} - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC}) G_P \cdot A$$

$$Y = D + (G_{IMC} - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC}) G_P \cdot (Y_{sp} - C)$$

$$Y = D + (G_{IMC} - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC}) (Y_{sp} \cdot G_P - C \cdot G_P)$$

$$Y = D + (G_{IMC} - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC}) Y_{sp} \cdot G_P - (G_{IMC} - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC}) C \cdot G_P$$

$$Y = D + (G_{IMC} \cdot G_P - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot G_P) Y_{sp} - (G_{IMC} \cdot G_P - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot G_P) C$$

$$Y = D + (G_{IMC} \cdot G_P - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot G_P) Y_{sp} - (G_{IMC} \cdot G_P - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot G_P)$$

$$\left(\frac{Y - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot Y_{sp} \cdot e^{-\theta s}}{1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s}} \right)$$

$$Y(1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s}) =$$

$$D(1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s}) + (G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y_{sp} - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y_{sp}) (1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s}) - (G_{IMC} \cdot G_P - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot G_P) (Y - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot Y_{sp} \cdot e^{-\theta s})$$

$$Y(1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s}) =$$

$$D - D \cdot G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s} + G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y_{sp} - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y_{sp} - G_{IMC}^2 \cdot G_P \cdot Y_{sp} \cdot G_{pm} \cdot e^{-\theta s} + G_{pm}^2 \cdot K \cdot G_{IMC}^2 \cdot G_P \cdot Y_{sp} \cdot e^{-\theta s} - G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y + G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y + G_{IMC}^2 \cdot G_P \cdot Y_{sp} \cdot G_{pm} \cdot e^{-\theta s} - G_{pm}^2 \cdot K \cdot G_{IMC}^2 \cdot G_P \cdot Y_{sp} \cdot e^{-\theta s}$$

Karena *Complementary sensitivity function* maka nilai $D=0$

$$Y(1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s}) = G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y_{sp} - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y_{sp} - G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y + G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y$$

Sehingga :

$$Y(1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s} + G_{IMC} \cdot G_P - G_{IMC} \cdot G_P \cdot G_{pm} \cdot K) = G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y_{sp} - G_{pm} \cdot K \cdot G_{IMC} \cdot G_P \cdot Y_{sp}$$

Maka persamaan akan menjadi :

$$\frac{Y}{Y_{sp}} = \frac{G_{IMC} \cdot G_P (1 - G_{pm} \cdot K)}{1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s} + G_P \cdot G_{IMC} - G_P \cdot G_{IMC} \cdot G_{pm} \cdot K}$$

Sedangkan untuk *sensitivity function* adalah:

$$\frac{Y}{D} = \frac{1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s}}{1 - G_{pm} \cdot G_{IMC} \cdot e^{-\theta s} + G_P \cdot G_{IMC} - G_P \cdot G_{IMC} \cdot G_{pm} \cdot K}$$

LAMPIRAN B

LISTING MATLAB UNTUK TUNING *MAXIMUM PEAK*

B.1 Proses Tidak Stabil Orde Satu dengan *Time delay*

```

clear all
clc
disp('.:                               Tuning for search Parameter
.:')
disp('.:  A Modification Internal Model Control for Unstable Process
with Time Delay                       :.')
disp('.:=====
=====:.')
disp('  ')

disp('---Parameter of Process---')
kp=input('masukkan nilai kp = ');
taup=input('masukkan nilai taup = ');
tetap=input('masukkan nilai tetap = ');
disp('  ')
disp('---Parameter of Model---')
km=input('masukkan nilai km = ');
taum=input('masukkan nilai taum = ');
tetam=input('masukkan nilai tetam = ');
disp('  ')
taupole=input('masukkan nilai tau pole b = ');
disp('  ')
k0=input('masukkan nilai k0 = ');
disp('-----');
disp('  ');
disp('  ');

iter=0;
w=logspace(-3,3,200);
s=1i*w;
hold off
disp('  ')
disp('  ')
for f1=1:2
    k=kp(f1);
    for f2=1:2
        tau=taup(f2);
        for f3=1:2
            teta=tetap(f3);
            lamda1=tetam;

            Gpm=km./((taum*taupole*s.^2)+(taum-taupole)*s+1);
            timedelay=exp(-teta*s);
            Gp=(k*exp(-teta*s))./((tau*s-1));
            iter=iter+1;

            Gimc=(((taum*s+1))./(km.*(lamda1*s+1))).*((taupole*s+1)./(lamda1*s+1)
);

```

```

        MT=((Gimc.*Gp)-(k0.*Gpm.*Gp.*Gimc))./(1-
(Gpm.*Gimc.*timedelay)+(Gimc.*Gp)-(k0.*Gpm.*Gimc.*Gp));
        T=abs(MT);
        CSm=max(T);
        disp(sprintf('Case(%2.0f) k=%4.1f,tau=%4.1f,theta=%4.2f,
max|T (jw)|=%4.4f',iter,k,tau,teta,CSm));
        figure(1)
        loglog(w,T);
        ylabel ('|T (j\omega)|')
        xlabel ('\omega (frequency)')
        hold on
        drawnow;
        para(iter,:)= [k tau teta CSm];
    end
end
end

m=max(para(:,4));
iter=0;
for i=1:size(para)
    iter=iter+1;
    if para(i,4)==m
        param=para(i,:);
        break
    end
end
end
%IMC
disp(' ')
disp (sprintf('The worst case is case (%2.0f)',iter));
kpp =param(1);
taupp =param(2);
tetapp=param(3);

fac=taum/20;
Mp=3;
while Mp >=1.05
    fac= fac+0.001;
    lamda1=fac;
    w2=logspace(-3,3,201);
    s=1i*w2;

    Gpm=km./((taum*taupole*s.^2)+(taum-taupole)*s+1);
    timedelay=exp(-tetam*s);
    Gp=(kpp*exp(-tetapp*s))./((taupp*s-1));

    Gimc1=((taum*s+1)./((km.*(lamda1*s+1))).*((taupole*s+1)./(lamda1*s
+1)));
    MT1=((Gimc1.*Gp)-(k0.*Gpm.*Gp.*Gimc1))./(1-
(Gpm.*Gimc1.*timedelay)+(Gimc1.*Gp)-(k0.*Gpm.*Gimc1.*Gp));
    CS=abs(MT1);
    Mp=max(CS);
end

figure(2)
loglog(w2,CS,'linewidth',1.4);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')

```

```
text(1,2,['max = ',num2str(Mp)])
text(.1,.1,['\lambda 1 = ',num2str(lamda1)])
```

Listing di atas digunakan untuk mencari nilai parameter λ untuk proses orde satu tidak stabil dengan *time delay*. Apabila G_p sama dengan G_{pm} maka nilai k , τ , dan θ untuk proses sama dengan model. Contoh pengisian unuk inputan adalah sebagai berikut:

```

.:                                     Tuning for search Parameter                               :.
.:   A Modification Internal Model Control for Unstable Process with Time Delay           :.
.:=====
---Parameter of Process---
masukkan nilai kp = [1 1]
masukkan nilai taup = [1 1]
masukkan nilai tetap = [0.4 0.4]

---Parameter of Model---
masukkan nilai km = 1
masukkan nilai taum = 1
masukkan nilai tetam = 0.4

masukkan nilai k0 = 2
-----
```

Gambar B.1 Tampilan Pengisian Nilai k , τ , dan θ untuk G_p sama dengan G_{pm}

Apabila G_p tidak sama dengan G_{pm} maka nilai k , τ , dan θ dapat ditulis sebagai berikut:

```

.:                                     Tuning for search Parameter                               :.
.:   A Modification Internal Model Control for Unstable Process with Time Delay           :.
.:=====
---Parameter of Process---
masukkan nilai kp = [0.9 1.1]
masukkan nilai taup = [1 1]
masukkan nilai tetap = [0.36 0.44]

---Parameter of Model---
masukkan nilai km = 1
masukkan nilai taum = 1
masukkan nilai tetam = 0.4

masukkan nilai k0 = 2
-----
```

Gambar B.2 Tampilan Pengisian Nilai k , τ , dan θ untuk G_p tidak sama dengan G_{pm}

B.2 Proses Tidak Stabil Orde Dua dengan *Time delay* (Satu *Unstable Poles*)

```

clear all
clc
disp('.:                               Tuning for search Parameter
.:')
disp('.: A Modification Internal Model Control for Unstable Process
with Time Delay                      :.')
disp('.:=====
=====:.')
disp('  ')

disp('---Parameter of Process---')
kp=input('masukkan nilai kp = ');
taup=input('masukkan nilai taup = ');
tetap=input('masukkan nilai tetap = ');
disp('  ')
disp('---Parameter of Model---')
km=input('masukkan nilai km = ');
taum=input('masukkan nilai taum = ');
tetam=input('masukkan nilai tetam = ');
disp('  ')
taupole=input('masukkan nilai tau pole b = ');
disp('  ')
k0=input('masukkan nilai k0 = ');
disp('-----');
disp('  ');
disp('  ');

iter=0;
w=logspace(-3,3,200);
s=1i*w;
hold off
disp('  ')
disp('  ')
for f1=1:2
    k=kp(f1);
    for f2=1:2
        tau=taup(f2);
        for f3=1:2
            teta=tetap(f3);
            lamdal=tetam;

            Gpm=km./((taum*taupole*s.^2)+(taum-taupole)*s+1);
            timedelay=exp(-tetam*s);
            Gp=(k*exp(-teta*s))./((tau*s-1).*(taupole*s+1));
            iter=iter+1;

Gimc=((taum*s+1)./(km.*(lamdal*s+1))).*((taupole*s+1)./(lamdal*s+1)
);
            MT=((Gimc.*Gp)-(k0.*Gpm.*Gp.*Gimc))./(1-
(Gpm.*Gimc.*timedelay)+(Gimc.*Gp)-(k0.*Gpm.*Gimc.*Gp));
            T=abs(MT);
            CSm=max(T);
            disp(sprintf('Case(%2.0f) k=%4.1f,tau=%4.1f,theta=%4.2f,
max|T (jw)|=%4.4f',iter,k,tau,teta,CSm));
            figure(1)

```

```

        loglog(w,T);
        ylabel ('|T (j\omega)|')
        xlabel ('\omega (frequency)')
        hold on
        drawnow;
        para(iter,:)= [k tau teta CSm];
    end
end
end

m=max(para(:,4));
iter=0;
for i=1:size(para)
    iter=iter+1;
    if para(i,4)==m
        param=para(i,:);
        break
    end
end
end
%IMC
disp(' ')
disp (sprintf('The worst case is case (%2.0f)',iter));
kpp =param(1);
taupp =param(2);
tetapp=param(3);

fac=taum/20;
Mp=3;
while Mp >=1.05
    fac= fac+0.001;
    lamda1=fac;
    w2=logspace(-3,3,201);
    s=1i*w2;

    Gpm=km./((taum*taupole*s.^2)+(taum-taupole)*s+1);
    timedelay=exp(-tetam*s);
    Gp=(kpp*exp(-tetapp*s))./((taupp*s-1).*(taupole*s+1));

    Gimc1=((taum*s+1))./((km.*(lamda1*s+1))).*(taupole*s+1)./(lamda1*s
+1));
    MT1=((Gimc1.*Gp)-(k0.*Gpm.*Gp.*Gimc1))./(1-
(Gpm.*Gimc1.*timedelay)+(Gimc1.*Gp)-(k0.*Gpm.*Gimc1.*Gp));
    CS=abs(MT1);
    Mp=max(CS);
end

figure(2)
loglog(w2,CS,'linewidth',1.4);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')
text(1,2,['max = ',num2str(Mp)])
text(.1,.1,['\lambda 1 = ',num2str(lamda1)])

```

B.3 Proses Tidak Stabil Orde Dua dengan *Time delay* (Dua *Unstable Poles*)

```

clear all
clc
disp('.:                               Tuning for search Parameter
.:')
disp('.:A New Internal Model Control for Unstable Process with Time
Delay                               :.')
disp('.:=====
=====:.')
disp('   ')

disp('---Parameter of Process---');
kp=input('masukkan nilai kp = ');
taup=input('masukkan nilai taup = ');
tetap=input('masukkan nilai tetap = ');
disp('   ')
disp('---Parameter of Model---');
km=input('masukkan nilai km = ');
taum=input('masukkan nilai taum = ');
tetam=input('masukkan nilai tetam = ');
disp('   ')
taupole=input('masukkan nilai tau pole b = ');
disp('   ')
k0=input('masukkan nilai k0 = ');
disp('-----');
disp('   ');
disp('   ');

iter=0;
w=logspace(-3,3,200);
s=1i*w;
hold off
disp('   ')
disp('   ')
for f1=1:2
    k=kp(f1);
    for f2=1:2
        tau=taup(f2);
        for f3=1:2
            teta=tetap(f3);
            lamdal=tetam;

            k01=k0;
            Ga=(k*exp(-tetam*s))./((taum*s-1).*(taupole*s-1));
            Gpm=Ga./(1-Ga.*k01);
            timedelay=exp(-tetam*s);
            Gp=(k*exp(-teta*s))./((tau*s-1).*(taupole*s-1));
            iter=iter+1;

Gimc=(((taum*s+1))./(km.*(lamdal*s+1))).*((taupole*s+1)./(lamdal*s+1)
);
            MT=((Gimc.*Gp)-(k01.*Gpm.*Gp.*Gimc))./(1-
(Gpm.*Gimc.*timedelay)+(Gimc.*Gp)-(k01.*Gpm.*Gimc.*Gp));
            T=abs(MT);
            CSm=max(T);

```

```

        disp(sprintf('Case(%2.0f) k=%4.1f,tau=%4.1f,theta=%4.2f,
max|T (jw)|=%4.4f',iter,k,tau,teta,CSm));
        figure(1)
        loglog(w,T);
        ylabel ('|T (j\omega)|')
        xlabel('\omega (frequency)')
        hold on
        drawnow;
        para(iter,:)= [k tau teta CSm];
    end
end
end

m=max(para(:,4));
iter=0;
for i=1:size(para)
    iter=iter+1;
    if para(i,4)==m
        param=para(i,:);
        break
    end
end
end
%IMC
disp(' ')
disp (sprintf('The worst case is case (%2.0f)',iter));
kpp =param(1);
taupp =param(2);
tetapp=param(3);

fac=taum/20;
Mp=3;
while Mp >=1.05
    fac= fac+0.001;
    lamda1=fac;
    w2=logspace(-3,3,201);
    s=1i*w2;

    k02=k0*s;
    Ga=(k*exp(-tetam*s))./((taum*s-1).*(taupole*s-1));
    Gpm=Ga./(1-Ga.*k02);
    timedelay=exp(-tetam*s);
    Gp=(kpp*exp(-tetapp*s))./((taupp*s-1).*(taupole*s-1));

    Gimc1=(((taum*s+1))./((km.*(lamda1*s+1)))).*((taupole*s+1)./(lamda1*s
+1));
    MT1=((Gimc1.*Gp)-(k02.*Gpm.*Gp.*Gimc1))./(1-
(Gpm.*Gimc1.*timedelay)+(Gimc1.*Gp)-(k02.*Gpm.*Gimc1.*Gp));
    CS=abs(MT1);
    Mp=max(CS);
end

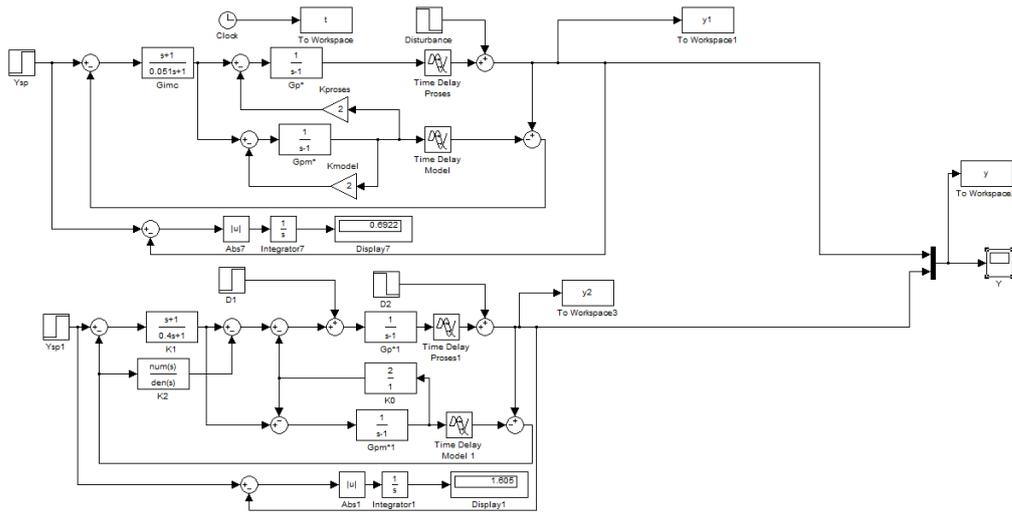
figure(2)
loglog(w2,CS,'linewidth',1.4);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel('\omega (frequency)')
text(1,2,['max = ',num2str(Mp)])
text(.1,.1,['\lambda 1 = ',num2str(lamda1)])

```

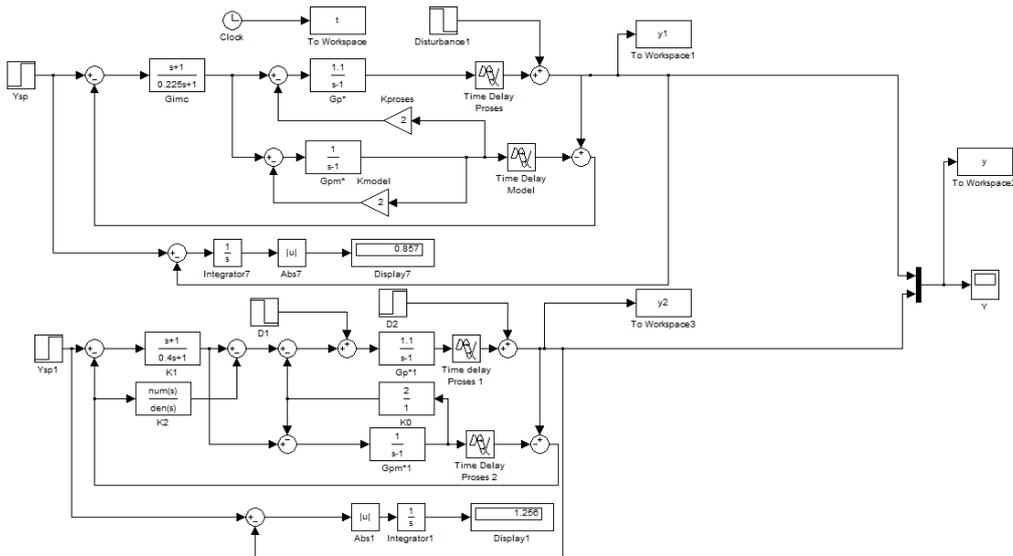
LAMPIRAN C

SIMULASI PENGENDALIAN DENGAN SIMULINK

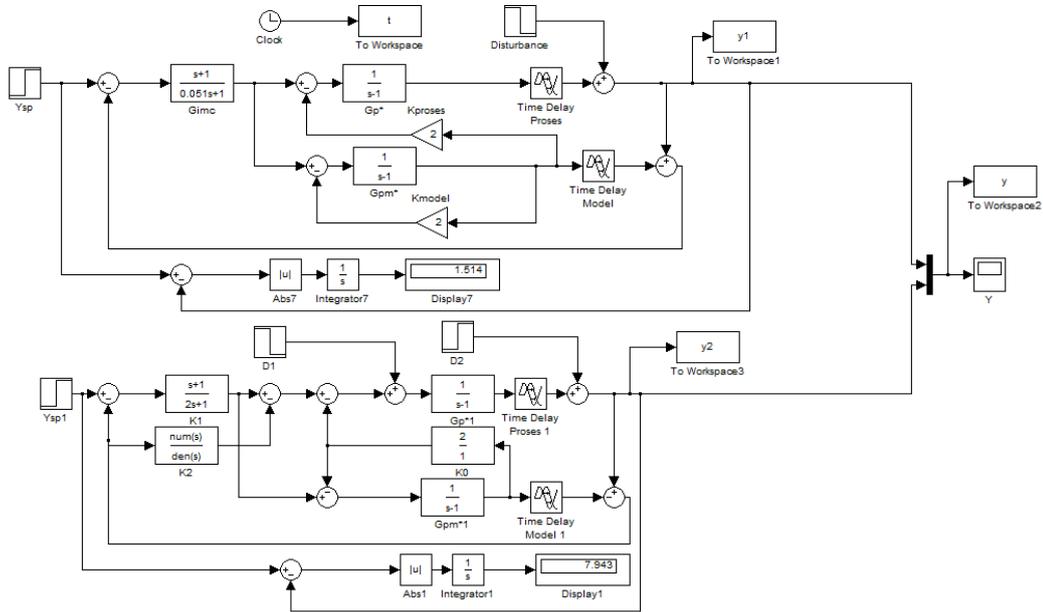
C.1 Proses Tidak Stabil Orde Satu dengan *Time delay* yang Memiliki $\theta/\tau < 1$ dan G_p sama dengan G_{pm}



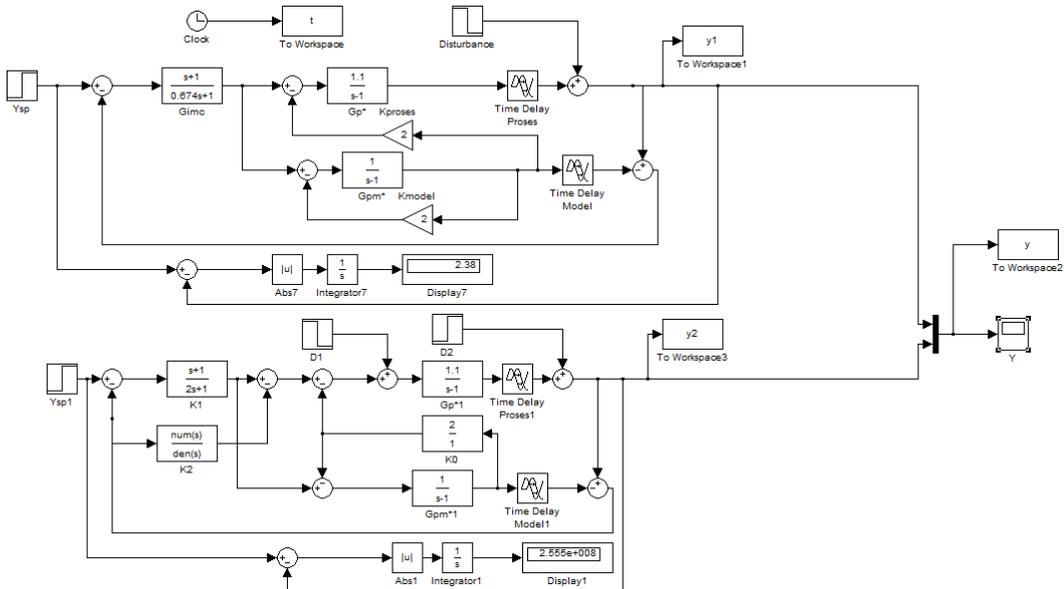
C.2 Proses Tidak Stabil Orde Satu dengan *Time delay* yang Memiliki $\theta/\tau < 1$ dan G_p tidak sama dengan G_{pm} (Parameter *Uncertainty* $\pm 10\%$ untuk k dan θ)



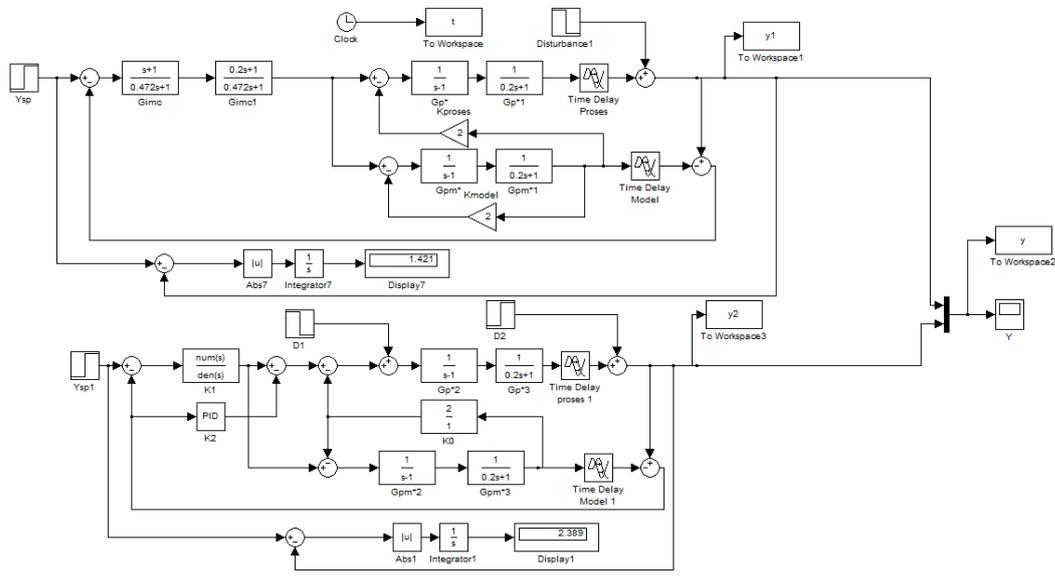
C.3 Proses Tidak Stabil Orde Satu dengan *Time delay* yang Memiliki $\theta/\tau > 1$ dan G_p sama dengan G_{pm}



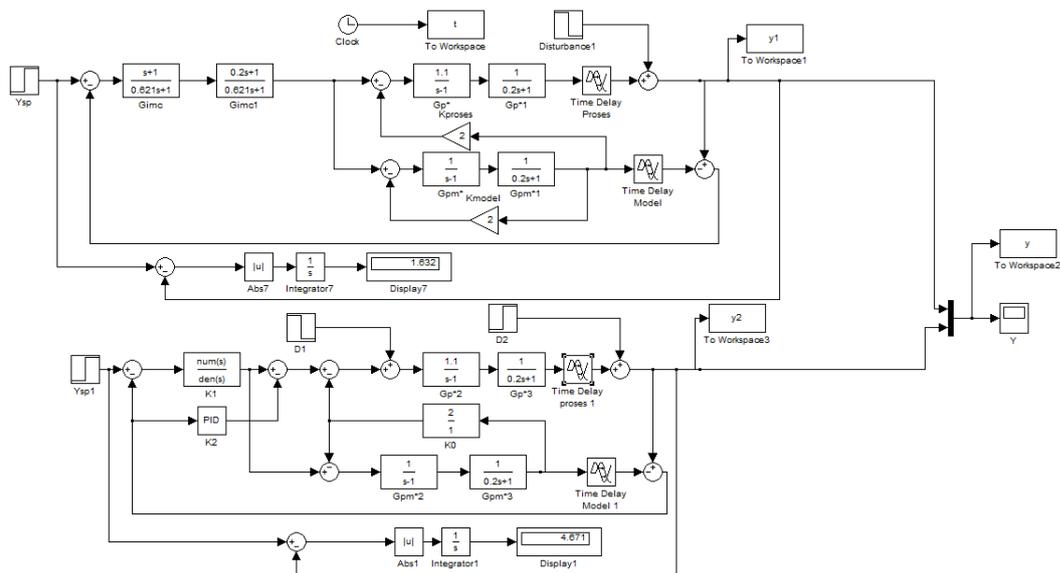
C.4 Proses Tidak Stabil Orde Satu dengan *Time delay* yang Memiliki $\theta/\tau > 1$ dan G_p tidak sama dengan G_{pm} (Parameter *Uncertainty* $\pm 10\%$ untuk k dan θ)



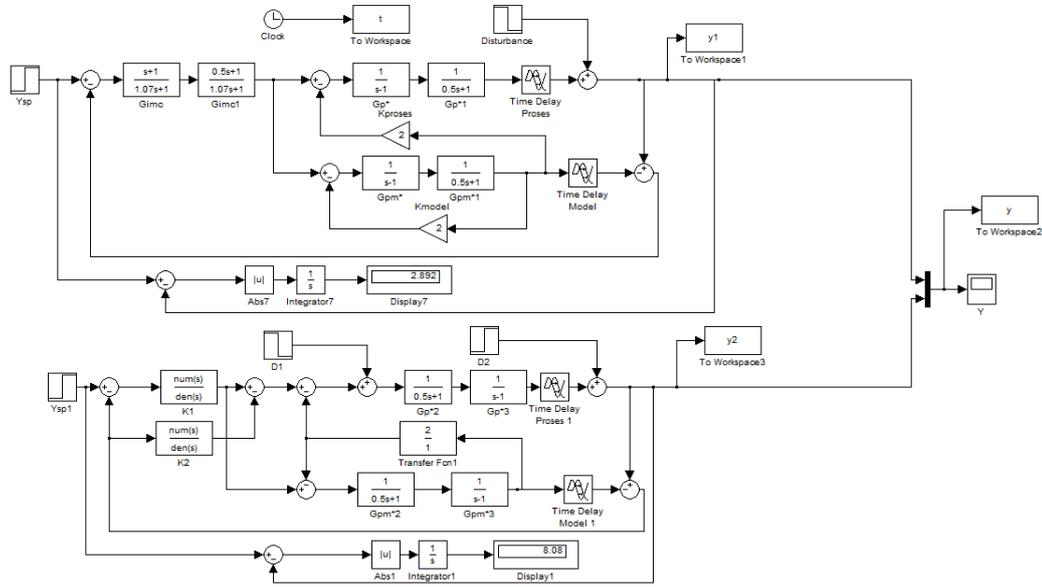
C.5 Proses Tidak Stabil Orde Dua (*Unstable Pole* satu) dengan *Time delay* yang Memiliki $\theta/\tau < 1$ dengan G_p sama dengan G_{pm}



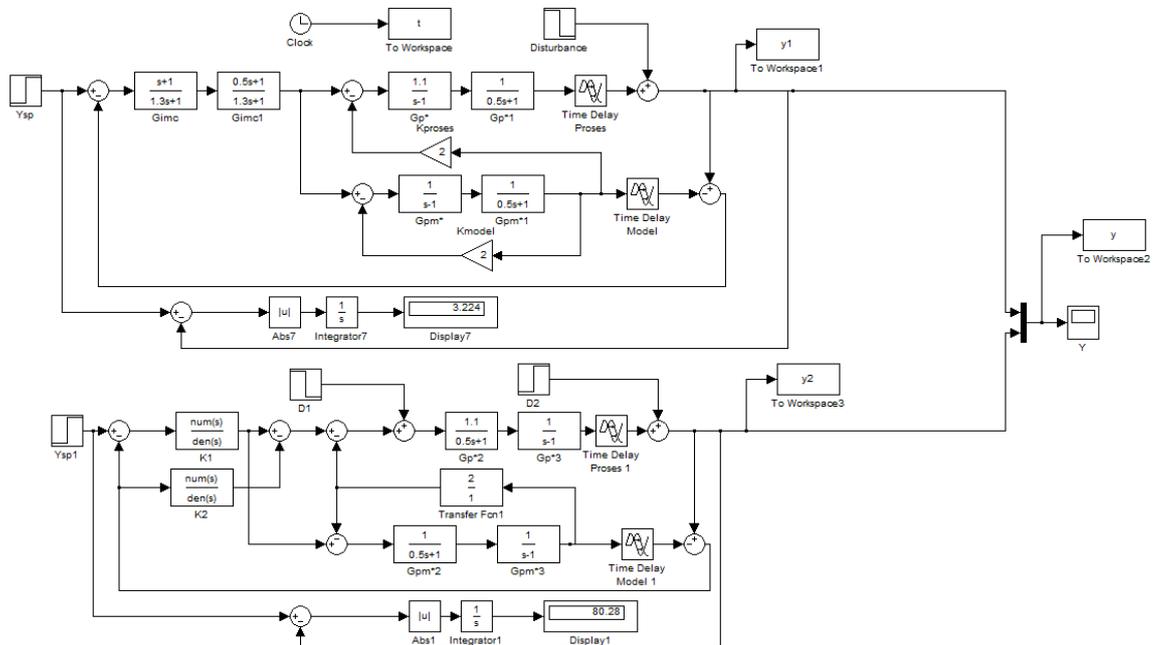
C.6 Proses Tidak Stabil Orde Dua (*Unstable Pole* satu) dengan *Time delay* yang Memiliki $\theta/\tau < 1$ dengan G_p tidak sama dengan G_{pm} (Parameter *Uncertainty* $\pm 10\%$ untuk k dan θ)



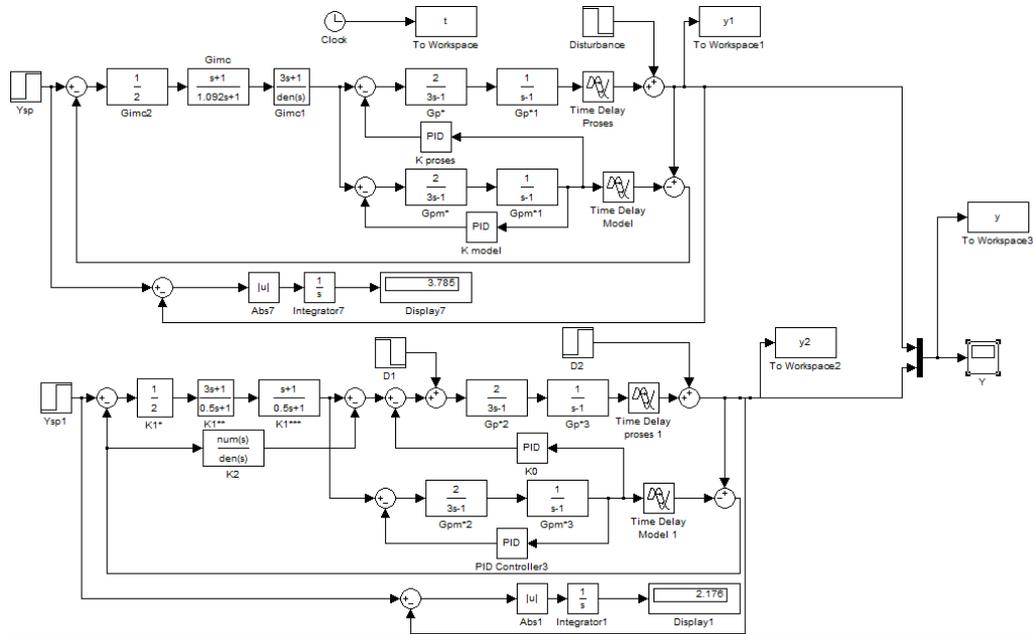
C.7 Proses Tidak Stabil Orde Dua (*Unstable Pole satu*) dengan *Time delay* yang Memiliki $\theta/\tau > 1$ dengan G_p sama dengan G_{pm}



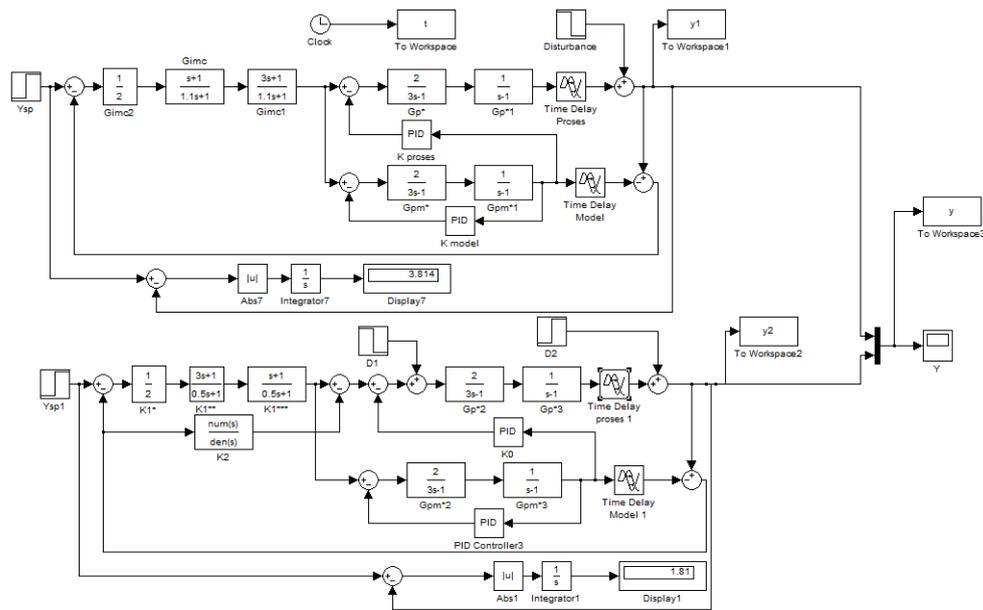
C.8 Proses Tidak Stabil Orde Dua (*Unstable Pole satu*) dengan *Time delay* yang Memiliki $\theta/\tau < 1$ dengan G_p tidak sama dengan G_{pm} (Parameter *Uncertainty* $\pm 10\%$ untuk k dan θ)



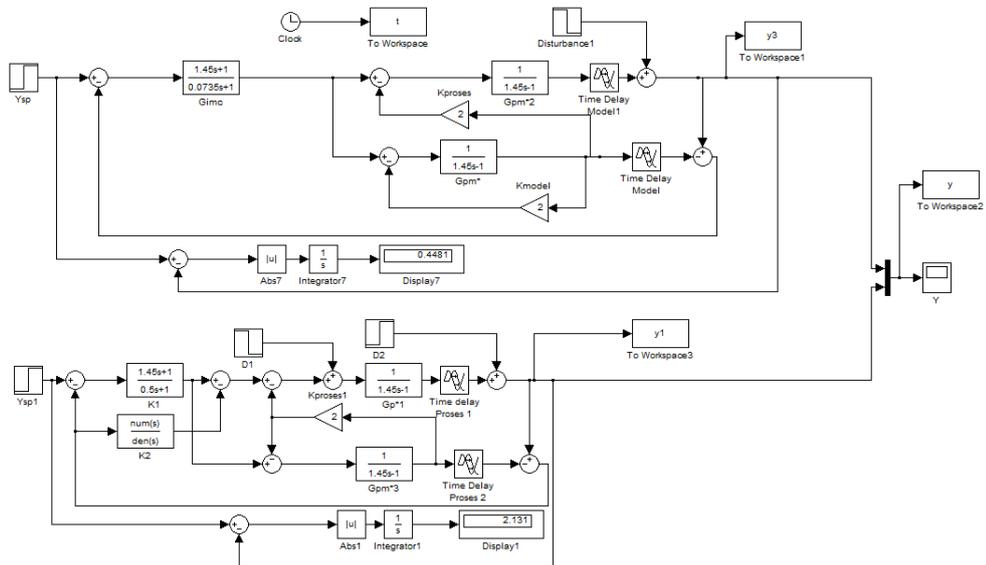
C.9 Proses Tidak Stabil Orde Dua (*Unstable Pole* dua) dengan *Time delay* dengan G_p sama dengan G_{pm}



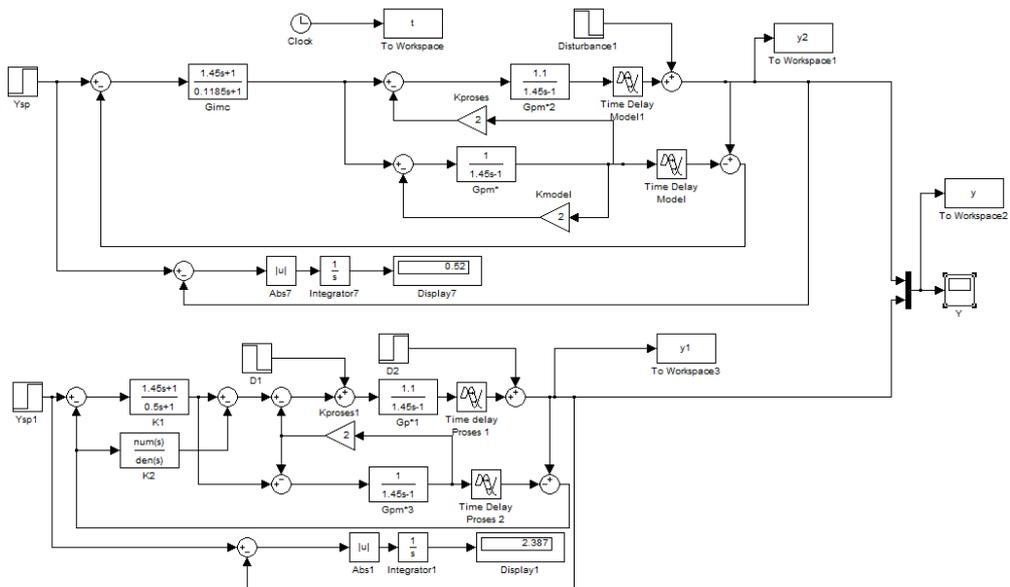
C.10 Proses Tidak Stabil Orde Dua (*Unstable Pole* dua) dengan *Time delay* dengan G_p tidak sama dengan G_{pm} (Parameter *Uncertainty* $\pm 10\%$ untuk k dan θ)



C.11 Proses Tidak Stabil dengan *Time delay* untuk Studi Kasus dengan G_p sama dengan G_{pm}



C.12 Proses Tidak Stabil Orde Dua dengan *Time delay* untuk Studi Kasus dengan G_p tidak sama dengan G_{pm} (Parameter *Uncertainty* $\pm 10\%$ untuk k dan θ)



LAMPIRAN D
PENURUNAN PERSAMAAN PERMODELAN REAKTOR
CSTR

D.1 Penurunan Persamaan Permodelan Matematis Fungsi Transfer
Pengendalian Suhu pada Reaktor CSTR non-isothermal

Beberapa asumsi kondisi awal permodelan reaktor CSTR adalah:

1. Semua komponen dalam reaktor tercampur sempurna.
2. Densitas aliran feed dan produk reaktor diasumsikan sama dan konstan.
3. Volume liquid di dalam reaktor dijaga konstan dengan adanya aliran *overflow*.

Berdasarkan asumsi yang terdapat di atas, maka persamaan neraca massa pada reaktor CSTR adalah sebagai berikut:

$$\frac{dm}{dt} = m_i - m_o$$

$$\frac{d\rho V}{dt} = \rho F_0 - \rho F$$

Densitas aliran masuk dan keluar adalah sama dan volume dianggap konstan maka

$$F = F_0$$

$$V \frac{dC_a}{dt} = F(C_{a0} - C_a) - V k C_a$$

Dengan nilai, $k = k_0 e^{-\frac{E}{RT}}$, maka persamaan menjadi:

$$V \frac{dC_a}{dt} = F(C_{a0} - C_a) - V k_0 e^{-\frac{E}{RT}} C_a$$

Pada persamaan neraca energi pada reaktor CSTR maka perlu ditambahkan asumsi sebagai berikut:

1. Kapasitas aliran panas pada coolant diabaikan karena nilainya jauh lebih kecil jika dibandingkan dengan kapasitas panas liquid dalam tangki.
2. Suhu aliran coolant diasumsikan seragam.
3. Transfer panas yang diserap oleh coolant dari reaksi didapatkan melalui persamaan $Q = UA(T - T_c)$. Dimana U itu sendiri adalah koefisien

transfer panas overall dan A adalah luas dari perpindahan panas. Kedua parameter itu dianggap konstan.

4. Perubahan entalpi panas dari proses pencampuran di dalam tangki diabaikan karena jauh lebih kecil dibandingkan dengan perubahan entalpi dari reaksi kimia.
5. Shaft work dan panas yang hilang ke lingkungan dapat diabaikan.

Sehingga neraca energi dapat dituliskan sebagai berikut:

$$F_0\rho(U_0+K_0+\phi_0)-F\rho(U+K+\phi)+(Q_G+Q)-(W+FP-F_0P_0)=\frac{d}{dt}[(U+K+\phi)V\rho]$$

Dimana:

U = energi dalam

W = kerja pompa

P = tekanan sistem

K = energi kinetik

P₀ = tekanan aliran umpan

ϕ = energi potensial

$$F_0\rho_0U_0-F\rho U+(Q_G+Q)-\frac{F\rho P}{\rho}+\frac{F_0\rho_0P_0}{\rho_0}=\frac{d(\rho VU)}{dt}$$

$$F_0\rho_0(U_0+P_0V_0)-F\rho(U+PV)+(Q_G+Q)=\frac{d(\rho VU)}{dt}$$

Apabila PV diabaikan, sehingga:

$$V\rho C_p \frac{dT}{dt} = \rho C_p F_0(T_0 - T_{ref}) - \rho C_p F(T - T_{ref}) - Q + (-\Delta H_{rxn})V k_0 e^{-\frac{E}{RT}} C_a$$

$$V\rho C_p \frac{dT}{dt} = \rho C_p F(T_0 - T) - UA(T - T_{cout}) + (-\Delta H_{rxn})V k_0 e^{-\frac{E}{RT}} C_a$$

Tabel D.1 Parameter Proses Pembuatan Propilene Glycol dari Propilene Oksida dan Air

Parameter	Nilai	Satuan
E	32400	Btu/lbmol
k ₀	16,96.10 ¹²	hr ⁻¹
ΔH _{rxn}	-38000	Btu/lbmol
UA	6600	Btu/hr°F
ρC _p	53,25	Btu/ft ³ F
R	1,987	Btu/lbmol°R
F	340	ft ³ /hr
V larutan	85	85 ft ³
Ca	0,132	lbmol/ ft ³
T input	520	°R
T output	567,95	°R
Konversi	50	%

Selanjutnya, neraca massa dan neraca energi yang didapatkan diselesaikan dengan metode linearisasi, sehingga didapatkan persamaan adalah sebagai berikut:

$$\frac{dC_a}{dt} = a_{11}C_a + a_{12}T + a_{13}C_{a0} + a_{15}F$$

$$\frac{dT}{dt} = a_{21}C_a + a_{22}T + a_{24}T_0 + a_{25}F + a_{26}T_j$$

Dengan,

Tabel D.2 Hasil dari Persamaan Linearisasi

Persamaan	Hasil
$a_{11} = -\frac{F}{V} - k$	-9,745
$a_{12} = -\frac{E}{RT^2} kC_a$	-0,01917
$a_{13} = \frac{F}{V}$	4
$a_{14} = 0$	-
$a_{15} = \frac{(C_{a0} - C_a)}{V}$	0,000776
$a_{16} = 0$	-
$a_{21} = \frac{(-\Delta H_{rxn})k}{\rho C_p}$	4099,75
$a_{22} = -\frac{F}{V} - \frac{UA}{V\rho C_p} + (-\Delta H_{rxn}) \frac{E}{RT^2} kC_a$	8,2197
$a_{23} = 0$	-
$a_{24} = \frac{F}{V}$	4
$a_{25} = \frac{(T_0 - T)}{V}$	-0,5642
$a_{26} = \frac{UA}{V\rho C_p}$	1,458

Variabel C_{a0} , T_0 , F , dan T_j adalah input. Sedangkan untuk output variabel C_a dan T . Untuk mencari transfer fungsi, persamaan di atas adalah transformasi Laplace dan dihasilkan:

$$sC_a = a_{11}C_a + a_{12}T + a_{13}C_{a0} + a_{15}F$$

$$sT = a_{21}C_a + a_{22}T + a_{24}T_0 + a_{25}F + a_{26}T_j$$

$$(s - a_{11})C_a = a_{12}T + a_{13}C_{a0} + a_{15}F$$

$$C_a = \frac{a_{12}T + a_{13}C_{a0} + a_{15}F}{(s - a_{11})}$$

$$(s - a_{22})T = a_{21}C_a + a_{24}T_0 + a_{25}F + a_{26}T_j$$

$$T = \frac{a_{21}C_a + a_{24}T_0 + a_{25}F + a_{26}T_j}{(s - a_{22})}$$

Sehingga persamaan T dimasukkan ke dalam persamaan di atas sehingga menjadi:

$$(s - a_{11})C_a = a_{12} \left(\frac{a_{21}C_a + a_{24}T_0 + a_{25}F + a_{26}T_j}{(s - a_{22})} \right) + a_{13}C_{a0} + a_{15}F$$

$$\left(s - a_{11} - \frac{a_{12}a_{21}}{(s - a_{22})} \right) C_a = \left(\frac{a_{12}a_{24}}{(s - a_{22})} \right) T_0 + \left(\frac{a_{12}a_{25}}{(s - a_{22})} + a_{15} \right) F + \left(\frac{a_{12}a_{26}}{(s - a_{22})} \right) T_j + a_{13}C_{a0}$$

Sehingga:

$$C_{a(s)} = \left[\frac{a_{13}(s - a_{22})}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})} \right] C_{a0(s)} \\ + \left[\frac{a_{12}a_{24}}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})} \right] T_{0(s)} \\ + \left[\frac{a_{12}a_{25} + a_{15}(s - a_{22})}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})} \right] F_{(s)} \\ + \left[\frac{a_{12}a_{26}}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})} \right] T_{j(s)}$$

$$T_{(s)} = \left[\frac{a_{13}a_{21}}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})} \right] C_{a0(s)} \\ + \left[\frac{a_{24}(s - a_{11})}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})} \right] T_{0(s)} \\ + \left[\frac{a_{15}a_{21} + a_{25}(s - a_{11})}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})} \right] F_{(s)} \\ + \left[\frac{a_{26}(s - a_{11})}{s^2 - (a_{11} + a_{22})s + (a_{11}a_{22} - a_{12}a_{21})} \right] T_{j(s)}$$

Sehingga untuk transfer fungsi proses pengendalian reaktan A didapatkan:

$$C_{a(s)} = \left[\frac{4s - 32,87}{s^2 + 1,5253s - 1,52} \right] C_{a0(s)} + \left[\frac{-0,0767}{s^2 + 1,5253s - 1,52} \right] T_{0(s)} \\ + \left[\frac{0,000776s + 0,0043}{s^2 + 1,5253s - 1,52} \right] F_{(s)} + \left[\frac{-0,02795}{s^2 + 1,5253s - 1,52} \right] Q_{(s)}$$

Juga, untuk transfer fungsi proses pengendalian temperature reaksi didapatkan:

$$T_{(s)} = \left[\frac{16399}{s^2 + 1,5253s - 1,52} \right] C_{a0(s)} + \left[\frac{4s + 38,98}{s^2 + 1,5253s - 1,52} \right] T_{0(s)} \\ + \left[\frac{-0,5642s - 2,3146}{s^2 + 1,5253s - 1,52} \right] F_{(s)} + \left[\frac{1,458s + 14,21}{s^2 + 1,5253s - 1,52} \right] T_{j(s)}$$

Untuk implementasi metode pengendalian dan tuning akan digunakan untuk melihat pengaruh suhu reaktor pada sistem *Single Input Single Output* (SISO) dengan memanipulasi flowrate reaktan yang masuk. Berdasarkan pemodelan matematis didapatkan transfer fungsi sebagai berikut:

$$G_p = \frac{-0,5642s - 2,3146}{s^2 + 1,5253s - 1,52}$$

Dengan membagi suku pembilang dan penyebut dengan -2,3146 maka akan didapatkan persamaan sebagai berikut:

$$G_p = \frac{0,2437s + 1}{-0,432s^2 - 0,659s + 0,657}$$

Selanjutnya pembilang didekati dengan pendekatan Taylor $e^{-\theta s} \approx 1 - \theta s$

$$G_p = \frac{e^{0,2437}}{-0,432s^2 - 0,659s + 0,657}$$

Setelah itu pembilang dan penyebut dibagi dengan 0,657 difaktorkan sehingga didapatkan persamaan sebagai berikut:

$$G_p = \frac{1,521e^{0,2437}}{-0,657s^2 - 1,002s + 1}$$

Setelah itu penyebut difaktorkan dan didapatkan sebagai berikut:

$$G_p = \frac{1,521e^{0,2437}}{(s - 0,688)(s + 1,521)}$$

Setelah itu pembilang dan penyebut dibagi dengan nilai 0,688 dan 1,521 sehingga menjadi sebagai berikut:

$$G_p = \frac{0,9996e^{0,2437}}{(1,45s - 1)(0,452s + 1)}$$

Selanjutnya salah satu faktor bagian penyebut didekati dengan pendekatan Taylor

$e^{-\theta s} \approx 1 - \theta s$ sehingga membuat $e^{-\theta s} \approx \frac{1}{1+\theta s}$ dan persamaan akan menjadi

proses tidak stabil orde 1 dan juga untuk k dilakukan pendekatan sama dengan 1.

$$G_{pm} = \frac{e^{-0,21s}}{(1,45s - 1)}$$

Untuk *uncertainty* model, fungsi transfer pengendalian suhu pada reaktor CSTR dengan asumsi faktor ketidaktentuan sebesar $\pm 10\%$ pada nilai k dan θ yaitu:

$$0,9 \leq k_p \leq 1,1$$

$$0,189 \leq \theta \leq 0,231$$

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Dari hasil penelitian dapat disimpulkan bahwa:

1. Struktur baru dan tuning *Internal Model Control* dapat digunakan untuk proses tidak stabil dengan *time delay* dengan kasus yang sudah ditinjau adalah proses tidak stabil orde satu penambahan *time delay* yang memiliki $\theta/\tau < 1$ dan $\theta/\tau > 1$, proses tidak stabil orde dua penambahan *time delay* yang memiliki $\theta/\tau < 1$ dan $\theta/\tau > 1$ (satu *pole* tidak stabil), dan juga proses tidak stabil orde dua penambahan *time delay* yang memiliki dua *poles* tidak stabil .
2. Tuning *Maximum Peak* dapat digunakan untuk mencari nilai parameter λ pada proses tidak stabil dengan *time delay*.
3. Struktur baru *Internal Model Control* yang diusulkan memiliki struktur sederhana dan adanya setting parameter pada parameter λ ataupun K yang terstruktur.
4. Untuk studi kasus dilakukan pemodelan matematika non-isothermal CSTR pada pembuatan propilen glycol dari propilen oksida dan air dan hasil yang didapatkan menghasilkan nilai IAE yang lebih kecil dari metode Tan dan Fu 2010 pada *perfect model* ataupun *uncertainty model*.

5.2 Saran

Saran yang diberikan untuk penelitian selanjutnya:

1. Perlu dilakukan penelitian lanjutan untuk modifikasi struktur dan tuning *Internal Model Control (IMC)* pada proses tidak stabil orde dua dengan *time delay* yang memiliki dua *poles* tidak stabil untuk mendapatkan hasil yang maksimal.
2. Perlu dilakukan penelitian lanjutan untuk *uncertainty model* terutama pada proses tidak stabil orde dua dengan *time delay* yang memiliki dua *poles* tidak stabil.

DAFTAR PUSTAKA

- Brosilow, C. dan Joseph, B. (2001), "*Techniques of model-based control*", Prentice Hall International Series in the Physical and Chemical Engineering Science. New Jersey: Prentice Hall PTR.
- Chen, J., Wang, Lu, dan Du, Bin. (2008), "*Modified Internal Model Control for Chemical Unstable Processes with Time-delay*", World Congress on Intelligent Control and Automation (7) China: 6353-6358.
- Coughanowr, D.R. dan Leblanc, S. E., (2009), "*Process Systems Analysis and Control*", 3rd ed., McGraw-Hill Chemical Engineering Series., New York.
- De Paor, A. M. dan O'Malley, M. (1989), "*Controllers of Ziegler-Nichols Type for Unstable Process*", Int. J. Contr. 49: 1273-1284.
- Fu, Caifen dan Tan, Wen (2008), "*Active Control of Combustion Instability via IMC*", Control and Decision Conference (CCDC) Chinese: 4929-4933.
- Geddes, Scott A. (2006), "*Internal Model Control (IMC) of a Fruit Drying System*", Thesis, University of Southern Queensland, Queensland.
- Hamed, Basil dan Issa, Walid (2011), "*A Modified Internal Model Control for Unstable –Time Delayed System*", International Journal of Engineering and Advance Technology (IJEAT) Vol.1: 56-62.
- Huang, H. P. dan Chen, C.C. (1999), "*Auto-tuning of PID Controllers for Second Order Unstable Process Having Dead time*", Journal of Chemical Engineering of Japan 32 (4): 486-497.
- Hung, H.P. dan Chen, C.C. (1997), "*Control-System Synthesis for Open-Loop Unstable Process with Time Delay*", IEE Proc. Part D 144 (4): 334-346.
- Jacob, E.F. dan Chidambaram, M. (1996), "*Design of Controllers for Unstable First-order plus Time Delay Systems*", Computer and Chemical Engineering 20 (5): 579-584.
- Jamaluddin, M. Abas dan Juwari (2013), "*Structure and Tuning Internal Model Control for Integrating Process*", Chemical Engineering Project, University Malaysia Pahang, Kuantan, Malaysia.

- Jung, C.S., Song, H.K., dan Hyun, J.C. (1999), "*Direct Synthesis Tuning Method of Unstable First-Order-Plus-Time-Delay Processes*", *Jurnal of Process Control* 9 (3): 265-269.
- Juwari, Aziz, B.A., Yee, C. S., dan Mamat, Rosbi (2013), "*A New Tuning Method for Two-Degree-of-Freedom Internal Model Control under Parametric Uncertainty*", *Chinesse Journal of Chemical Engineering* 21 (9): 1030-1037.
- Korsane, Diwakar T., Yadav, V., dan Raut, K. H. (2004), "*PID Tuning Rules for First Order plus Time Delay System*", *International Journal of Innovative Research in Electrical, Electronics, Instrumentation and Control Engineering* Vol.2 Issues 1: 582-586.
- Kuo, B.C. (1995), "*Automatic Control Systems*", 7th ed. Englewood Cliffs, New Jersey: Prentice Hall.
- Laughlin, D.L., Jordan, K.G. dan Morari, M. (1986), "*Internal model control and process uncertainty: mapping uncertainty regions for SISO controller design*", *International Journal of Control*. 44(6): 1675-1698.
- Lee, Y., Lee, J., dan Park, S. (2000), "*PID Controller Tuning for Integrating and Unstable Process with Time Delay*", *Chemical Engineering Science* 55: 3481-3493.
- Lefkowitz, I. dan Chia, Tien-Li (2010), "*Internal Model-based Control for Integrating Processes*", ControlSoft Inc, United States. *ISA Transactions* 49: 519-527.
- Levine, W.S. (1995), "*The Control Handbook*", Boca Raton: CRC Press.
- Luyben, M.L. dan Luyben, W.L. (1997), "*Essential of Process Control*", International ed., McGraw-Hill, Inc., New York.
- Morari, M. dan Zafiriou, E. (1989), "*Robust Process Control*", Englewood Cliffs, NJ: Prentice Hall.
- Mursadin, Aqli (2000), "Sebuah Skema Pengendalian Proses Tak Stabil", *Artikel Info-Teknik* Vol 1. No. 1: 1-5.
- Seborg, D.E., Edgar, T.F. and Mellicamp, D.A. (2011), "*Process dynamic and control*", 3rd ed. USA: John Wiley & Sons, Inc.
- Shang, Jiliang dan Wang, Guangguang (2010), "*Application Study on Internal Model Control in Boiler Burning System*", *Intelligent Computation*

- Technology and Automation (ICICTA) International Conference on Changsha Vol.1: 788-791.
- Shibasaki, H., Endo, J., Hikichi, Y., Tanaka R., Kawaguchi, K., dan Ishida, Y., (2013), "*A Modified Internal Model Control for Unstable Plant with an Integrator in Continuous-Time System*", International Journal of Information and Electronics Engineering Vol.3 No. 4: 357-360.
- Skogestad, S. and Postlethwaite, I. (2005), "*Multivariable feedback control: analysis and design*", Hoboken, NJ: John Wiley.
- Tan, Wen, Marquez, Horacio J., dan Chen, T. (2003), "*IMC design for Unstable Processes with Time Delay*", Journal of Process Control 13: 203-213.
- Tan, Wen dan Fu, C., (2010) "*Robust design and tuning for a modified IMC structure*", Proceedings of the 29th Chinese Control Conference, Beijing, China July 29-31: 1873-1878.
- Tham Ming T. (2002), "*Part of a set of lecture notes on Introduction to Robust Control*", Chemical and Process Engineering University of Newcastle Upon Tyne.
- Yamada, Kou (1999), "*Modified Internal Model Control for Unstable Systems*", Proceedings of the 7th Mediterranean Conference on Control and Automation (MED99) Haifa, Israel.
- Ziegler, J. G. dan Nichols, N. B. (1942), "*Optimum settings for automatic controllers*", Trans. ASME 64: 759-768.

BIODATA PENULIS



Penulis bernama Arinne Christin Paramudita yang biasa dipanggil Arin atau Arinne, lahir di Salatiga pada tanggal 13 Desember 1992. Memulai pendidikan formal di TK Pertiwi II tahun 1997-1998, kemudian melanjutkan pendidikannya di SD Negeri Kutowinangun 10 Salatiga 1998-2004. Selanjutnya menempuh pendidikan tingkat menengah di SMP Negeri 01 Salatiga pada tahun 2004-2007 dan melanjutkan pendidikan di SMA Negeri 01 Salatiga pada tahun 2007-2010. Setelah lulus dari pendidikan SMA pada tahun 2010-2014, penulis kemudian melanjutkan pendidikan ke tingkat sarjana di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya Fakultas Teknologi Industri jurusan Teknik Kimia. Di jurusan teknik kimia, penulis mengambil laboratorium pada bidang Perancangan dan Pengendalian Proses. Pada tingkat sarjana penulis menulis tugas akhir Pra Desain Pabrik dengan judul “Pabrik Metanol dari Batubara” dan skripsi yang berjudul “Optimisasi Jaringan *Carbon Capture and Storage System* dengan Menggunakan Pendekatan Matematis”. Pada tahun 2014-2016, penulis diberikan kesempatan untuk melanjutkan pendidikan pasca sarjana di ITS. Oleh karena kasih karuniaNya pada Januari 2016, penulis diberikan kesempatan untuk *study exchange* di *Chulalongkorn University*, Thailand. Dengan mengucapkan syukur kepada Tuhan Yesus Kristus yang telah memberikan kasih karuniaNya yang luar biasa kepada penulis sehingga penulis dapat menyelesaikan Thesis yang berjudul “Struktur dan Tunig Modifikasi *Internal Model Control (IMC)* untuk Proses Tidak Stabil yang Terdapat *Time Delay* dan Ketidakpastian Model”

Salam Damai Sejahtera,

Arinne Christin Paramudita

085878491547

Arinne.christin@gmail.com