



SKRIPSI – TK141581

**DINAMIKA DAN PENGENDALIAN PROSES
PADA PILOT PLANT SISTEM QUADRUPLE
TANK MODIFIKASI II**

Oleh:

Bilal Chabibulloh

NRP. 2313 100 079

Wisnu Kusuma Atmaja

NRP. 2313 100 163

Dosen Pembimbing

Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.

NIP. 19730615 199903 1 003

Prof. Ir. Renanto Handogo, M.S., Ph.D.

NIP. 19530719 197803 1 001

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2018



FINAL PROJECT – TK141581

PROCESS DYNAMIC AND CONTROL MODIFIED II QUADRUPLE TANK PILOT PLANT SYSTEM

Written by:

Bilal Chabibulloh

NRP. 2313 100 079

Wisnu Kusuma Atmaja

NRP. 2313 100 163

Advisor:

Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.

NIP. 19730615 199903 1 003

Prof. Ir. Renanto Handogo, M.S., Ph.D.

NIP. 19530719 197803 1 001

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA**

2018

LEMBAR PENGESAHAN

DINAMIKA DAN PENGENDALIAN PROSES PADA PILOT PLANT SISTEM QUADRUPLE TANK MODIFIKASI II

TUGAS AKHIR

**Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar
Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik
Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember**

Oleh:

BILAL CHABIBULLOH
WISNU KUSUMA ATMAJA

NRP. 2313 100 079
NRP. 2313 100 163

Disetujui Oleh Tim Pengaji Tugas Akhir :

1. Juwari, ST., M.Eng., Ph.D (Pembimbing I)
2. Prof. Ir. Renanto H, MS., Ph.D (Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MS (Penguji I)
4. Fadlilatul Taufany, S.T, Ph.D (Penguji II)
5. Donny Satria Bhuana, S.T, MSc, Adv (Penguji III)



Surabaya, Januari 2018

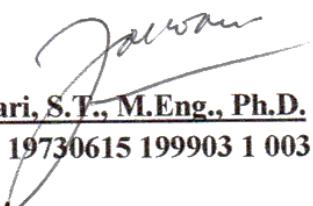
LEMBAR PERSETUJUAN

Laporan skripsi dengan judul:

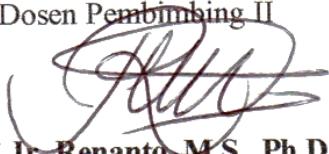
“DINAMIKA DAN PENGENDALIAN PROSES PADA PILOT PLANT SISTEM QUADRUPLE TANK MODIFIKASI II”

Telah diperiksa dan disetujui untuk diujikan:

Dosen Pembimbing I

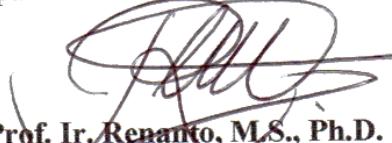

Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 19730615 199903 1 003

Dosen Pembimbing II


Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.
NIP. 19530719 197803 1 001

Mengetahui,

Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses
Departemen Teknik Kimia FTI-ITS


Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.
NIP. 19530719 197803 1 001

Penyusun:


Bilal Chabibulloh
NRP. 2313 100 079


Wisnu Kusuma Atmaja
NRP. 2313 100 163

DINAMIKA DAN PENGENDALIAN PROSES PADA PILOT PLANT SISTEM EMPAT TANGKI MODIFIKASI II

Nama Mahasiswa : Bilal Chabibulloh (2313100079)
 Wisnu Kusuma Atmaja (2313100163)
Jurusan : Teknik Kimia FTI ITS
Dosen Pembimbing : Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
 Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.

ABSTRAK

Secara umum proses di industri adalah proses yang bersifat multivariabel serta dipengaruhi oleh gangguan yang dapat merugikan proses. Penerapan sistem kontrol konvensional seringkali tidak mampu mengatasi masalah dan hambatan yang terjadi pada proses industri yang bersifat linear sekalipun. Sistem kontrol konvensional tersebut justru menghasilkan performa yang kurang baik, sedangkan tuntutan yang ada adalah bagaimana memperoleh kualitas produksi yang lebih baik. Sehingga untuk memenuhi tuntutan maka diperlukan suatu sistem kontrol yang mampu memenuhi kebutuhan tersebut.

Sistem empat tangki adalah prototipe sederhana yang mewakili sistem *multi input multi output* (MIMO) dan dapat digunakan untuk menganalisa efek nonlinear pada proses multivariabel. Pada sistem empat tangki tidak terdapat keterlambatan waktu ukur, sehingga untuk mewakili sistem kompleks dalam dunia industri yang umumnya terdapat keterlambatan waktu ukur maka perlu dilakukan modifikasi. Modifikasi yang dilakukan adalah dengan menambah interaksi antara tangki 1 dan tangki 2. Apabila terdapat interaksi antara tangki 1 dan tangki 2 maka akan didapatkan sistem yang asimetris (*non-square*).

Penelitian ini bertujuan untuk membandingkan respon proses *closed loop* antara IMC *based* PI-PID dengan 2DoF IMC yang dilakukan secara eksperimental pada *pilot plant* sistem empat tangki modifikasi II. Metode penelitian dilakukan secara eksperimental serta menetapkan parameter proses. Fungsi transfer didapatkan dengan metode *step test* pada keadaan *open loop*. Selanjutnya dilakukan analisis interaksi menggunakan metode *Relative Gain Array* (RGA) untuk mendapatkan *pairing control* sehingga didapatkan parameter pengendali untuk PID *controller*. Parameter pengendali PI-PID ditetapkan dengan metode *tuning IMC based*. Parameter pengendali 2DoF-IMC ditetapkan dengan metode MP-GM. Lalu melakukan eksperimen *close loop* dengan memberika perubahan *set point*. Hasil yang didapat kemudian dibandingkan untuk mendapat kesimpulan pengendali jenis apakah yang cocok untuk diterapkan.

Kata Kunci - Pengendali 2DoF-IMC, IMC *based* PI-PID, Proses Multivariabel.

PROCESS DYNAMIC AND CONTROL ON PILOT PLANT MODIFIED II QUADRUPLE TANK

Student : Bilal Chabibulloh (2313100079)
 Wisnu Kusuma Atmaja (2313100163)

Major : Chemical Engineering

Advisors : Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
 Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.

ABSTRACT

In general, the process in the industry has characteristics as a multivariable process, and is influenced by disruptions that can be detrimental to the process. The conventional application of conventional control systems often fails to address the problems and constraints that industry processes have. Along with the demand to obtain better quality of production, it is necessary a control system that is able to meet those needs.

Quadruple tank process is a simple prototype that represents the dynamics of a highly complex multivariable process. However this system does not have time delay. Therefore, to represent such complex systems in the industrial world that there is usually a delay it is necessary to modify it. The proposed modification is the adding of interaction between tank 1 and tank 2.

This research purpose to compare closed loop step response between IMC based PI-PID and 2DoF IMC which do by experiment on pilot plant modified II quadruple tank. This research determine the process parameter by experiment. The transfer functions are identified by step test method, then the interaction analysis was performed using the Relative Gain Array. RGA elements obtained from steady-state calculations can determine the controller configuration pairing. PI-PID controller parameters are determined by IMC based tuning. On the other hand, 2DoF-IMC

controller parameter is determined by MP-GM method. And then doing experiment close loop by provide setpoint changes. The results obtained are compared to infer what type of controller is suitable to apply.

Keywords: 2DoF-IMC Controller, IMC *based* PI-PID, Multivariable Process.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Tuhan YME karena berkat Rahmat dan karunia-Nya yang telah memberi segala kemudahan dan kekuatan kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan Proposal Skripsi ini yang berjudul "Dinamika dan Pengendalian Proses Pada Pilot Plant Sistem Quadruple Tank Modifikasi II" yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Keberhasilan penulisan Laporan Skripsi ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang setulus-tulusnya kepada :

1. Bapak Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Ketua Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya dan selaku Dosen Pembimbing.
2. Bapak Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D., selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses dan selaku Dosen Pembimbing.
3. Bapak dan Ibu Dosen Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
4. Orang tua serta saudara-saudara kami, atas doa, dukungan, bimbingan, perhatian, serta kasih sayang yang selalu diberikan selama ini.
5. Anggota Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya atas semua dukungan, semangat, serta kerjasamanya
6. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian Skripsi ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu
Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Tuhan YME. Akhirnya semoga

tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca khususnya.

Surabaya, 8 Januari 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
LEMBAR PERSETUJUAN	iii
ABSTRAK.....	iv
ABSTRACT.....	vi
KATA PENGANTAR	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR TABEL.....	.xv
BAB I PENDAHULUAN	I-1
I.1. Latar Belakang.....	I-1
I.2. Rumusan Masalah	I-3
I.3. Batasan Masalah.....	I-4
I.4. Tujuan Penelitian.....	I-4
I.5. Manfaat Penelitian.....	I-4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	II-1
II.1. Sistem Multi Input Sistem Multi Output	II-1
II.2. Pengendalian Sistem Empat Tangki	II-5
II.3. Modifikasi II Sistem Empat Tangki	II-6
II.4. Step Test	II-8
II.5. Analisis Interaksi	II-10
II.5.1. Relative Gain Array (RGA).....	II-10
II.5.2. Sifat-Sifat RGA	II-11
II.5.3. Interpretasi Harga RGA	II-12
II.5.4. Sistem Fase Minimum dan Non- Minimum.....	II-14
II.6. Controller.....	II-16

II.6.1.	<i>Proportional Integral Derivative (PID) Controller</i>	II-16
II.6.2.	<i>Internal Model Control</i>	II-18
II.6.3.	<i>IMC Based PID Controller</i>	II-21
II.6.4.	<i>Two Degree-of-freedom IMC</i>	II-22
II.6.4.1.	Maximum Peak (Mp).....	II-25
II.6.4.2.	Gain Margin (GM).....	II-26
II.6.4.3.	MIMO IMC.....	II-27
II.7.	Perangkat Lunak Ni LabView	II-29
II.7.1.	Komponen LabView.....	II-29
II.8.	Penelitian Terdahulu.....	II-31
BAB III	METODE PENELITIAN	III-1
III.1.	Set up alat sistem empat tangki modifikasi II III-3	
III.2.	Pengambilan data yang berasal dari sensor dan aktuator sistem empat tangki modifikasi II menggunakan perangkat lunak LabView. ... III-4	
III.3.	Identifikasi transfer fungsi menggunakan metode <i>step test</i>	III-4
III.4.	Analisis interaksi menggunakan metode <i>Relative Gain Array (RGA)</i>	III-5
III.5.	Menetapkan parameter PI-PID dengan menggunakan metode IMC <i>based</i>	III-5
III.6.	Melakukan eksperimen sistem MIMO IMC <i>based</i> PI-PID <i>close loop</i> dengan memberi perubahan pada <i>set point</i>	III-6
III.7.	Menetapkan Fungsi Transfer Pengendali <i>Two Degree-of-Freedom IMC</i>	III-6
III.8.	Eksperimen MIMO 2DoF- IMC dengan Metode <i>Tuning Maximum Peak Gain Margin (Mp-GM)</i>	III-6
III.9.	Membandingkan respon pengendali MIMO IMC <i>based</i> PI-PID dengan 2DoF IMC	III-7
BAB IV	HASIL DAN PEMBAHASAN	IV-1

IV.1.	Kondisi Sistem <i>Steady State</i>	IV-1
IV.2.	Kondisi <i>Steady State</i>	IV-4
IV.3.	Identifikasi Transfer Fungsi	IV-6
	IV.3.1. Step Test pada Fase Minimum	IV-7
IV.4.	Analisis Interaksi	IV-9
IV.5.	Analisis Respon Pengendalian	IV-10
	IV.5.1. Pengendali PI-PID based IMC	IV-10
	IV.5.2. Pengendali Two Degree of Freedom IMC dengan tuning MP-GM	IV-16
IV.6.	Error Criteria	IV-21
BAB V	KESIMPULAN DAN SARAN	V-1
V.1.	Kesimpulan.....	V-1
V.2.	Saran	V-1
	DAFTAR PUSTAKA	P-1
	DAFTAR NOTASI.....	N-1
	APPENDIKS A NERACA MASSA	A-1
	APPENDIKS B IDENTIFIKASI STEP RESPONSE.....	B-1
	APPENDIKS C PERHITUNGAN PARAMETER PI & PID SERTA PAIRING CONTROLLER	C-1
	APPENDIKS D PROGRAM SIMULASI.....	D-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Skema sistem empat tangki modifikasi II	I-3
Gambar II.1	SISO dan MIMO	II-2
Gambar II.2	Blok diagram pairing 1-1/2-2 untuk sistem pengendalian 2x2.	II-4
Gambar II.3	Blok diagram pairing 1-2/2-1 untuk sistem pengendalian 2x2	II-4
Gambar II.4	Peralatan Quadruple Tank.....	II-5
Gambar II.5	Sistem Empat Tangki Modifikasi II.....	II-7
Gambar II.6	Step respon sistem orde satu dan estimasi konstanta (τ).	II-9
Gambar II.7	Bidang s -plane	II.15
Gambar II.8	Struktur s -plane region	II-16
Gambar II.9	Struktur IMC.....	II-18
Gambar II.10	Struktur Klasik Feedback (atas). Dengan Penambahan 2 Model Blok Dijadikan Bentuk Equivalen terhadap Struktur IMC (bawah)....	II-19
Gambar II.11	Step response pengendali IMC based PID	II-22
Gambar II.12	Struktur <i>Two Degrees of Freedom Internal Model Control</i>	II-23
Gambar II.13	Frekuensi respon dari sistem orde dua....	II-25
Gambar II.14	Korelasi nilai Mp terhadap overshoot maksimum respon step.....	II-25
Gambar II.15	Interpretasi Gain Margin sistem FOPTD pada Nyquist plot.....	II-27
Gambar II.16	Struktur blok diagram IMC sistem 2 x 2. .	II-28
Gambar II.17	Jendela depan LabView dengan berbagai kontrol dan indikator.....	II-29
Gambar II.18	Jendela blok diagram LabView.	II-30
Gambar II.19	Panel kontrol LabView.	II-31
Gambar II.20	Panel fungsi LabView.....	II-31
Gambar III.1a	Diagram alir penelitian	III-1

Gambar III.1b	Diagram alir penelitian	III-2
Gambar III.2	Diagram alir penentuan parameter pengendali 2DoF IMC	III-3
Gambar III.3	Skema peralatan sistem empat tangki modifikasi II.....	III-3
Gambar IV.1	Skema peralatan sistem empat tangki modifikasi II.....	IV-1
Gambar IV.2	Skema eksperimen pada pilot plant modifikasi II siste empat tangka	IV-3
Gambar IV.3	Blok diagram system Quadruple Tank Modifikasi II	IV-4
Gambar IV.4	Respon perubahan level tangki karena perubahan U_1 pada fase minimum a) h_1 b) h_2	IV-7
Gambar IV.5	Hasil Simulasi pengendali PI <i>tuning Internal Model Control</i> pada perubahan <i>set point</i> h_1	IV-9
Gambar IV.6	Hasil Simulasi pengendali PI <i>tuning Internal Model Control</i> pada perubahan <i>set point</i> h_2	IV-12
Gambar IV.7	Hasil Simulasi pengendali PID <i>tuning Internal Model Control</i> pada perubahan <i>set point</i> h_1	IV-12
Gambar IV.8	Hasil Simulasi pengendali PID <i>tuning Internal Model Control</i> pada perubahan <i>set point</i> h_2	IV-14
Gambar IV.9	Hasil Simulasi pengendali PI <i>tuning Internal Model Control</i> pada perubahan <i>set point</i> h_1 dan h_2	IV-14
Gambar IV.10	Skema pengendalian 2DoF-IMC pada sistem 4x4.....	IV-16
Gambar IV.11	Hasil simulasi pengendali 2DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> h_1	IV-19
Gambar IV.12	Hasil simulasi pengendali 2DoF IMC pada perubahan <i>set point</i> h_2	IV-20

DAFTAR TABEL

Tabel II.1	Parameter Pengendali IMC <i>Based PID</i>	II-22
Tabel IV.1	Spesifikasi <i>Pilot Plant</i> Modifikasi II Sistem Empat Tangki	IV-1
Tabel IV.2	Kondisi <i>Steady State</i>	IV-4
Tabel IV.3	Variabel Proses	IV-5
Tabel IV.4	Tabel Hasil <i>tuning</i> Parameter Pengendali PI- PID <i>based IMC</i>	IV-11
Tabel IV.5	Tabel <i>Worst Case Model</i>	IV-17
Tabel IV.6	Tabel Hasil <i>tuning</i> Parameter Pengendali 2DOF-IMC	IV-18
Tabel IV.7	Tabel Nilai IAE dari respon <i>closed-loop</i> PI- PID dengan <i>tuning</i> IMC	IV-22
Tabel IV.8	Tabel Nilai IAE dari respon <i>closed-loop</i> 2DoF-IMC dengan <i>tuning</i> MP-GM	IV-22

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Secara umum proses di industri adalah proses yang bersifat multivariabel serta dipengaruhi oleh gangguan yang dapat merugikan proses. Begitupun juga dengan proses yang terdapat pada industri kimia, yang mana proses dalam industri kimia merupakan rangkaian proses yang bersifat multivariabel dan hasil dari proses banyak dipengaruhi oleh gangguan-gangguan. Proses pada industri kimia memiliki tujuan untuk mengolah bahan baku menjadi barang jadi ataupun produk antara agar mempunyai nilai ekonomi atau nilai jual yang lebih tinggi. Dalam pelaksanaannya, proses pada industri kimia memerlukan peralatan sistem pengendali yang bekerja secara otomatis dalam setiap kemungkinan kondisi yang akan terjadi. Adapun kondisi tersebut meliputi: temperatur, tekanan, ketinggian cairan, serta kecepatan aliran. Parameter-parameter kondisi tersebut saling berinteraksi dan memengaruhi, sehingga untuk mengontrol variabel pada salah satu parameter tersebut dapat dilakukan dengan memanipulasi variabel pada parameter yang lain. Hal ini diperlukan untuk menjaga kestabilan proses agar didapat hasil yang optimal. Pada umumnya proses tersebut memiliki karakteristik sebagai proses yang multivariabel, serta dipengaruhi oleh gangguan-gangguan yang dapat merugikan bagi proses. Karakteristik lain yang sering terjadi adalah adanya interaksi antara variabel-variabel proses serta adanya waktu tunda yang sangat besar.

Berdasarkan *input* dan *output*-nya sistem dapat diklasifikasikan menjadi dua bagian besar yakni *Single Input Single Output* (SISO) dan *Multi Input Multi Output* (MIMO). Sistem yang hanya terdiri dari satu aktuator dan satu sensor keluaran disebut sebagai SISO. Sedangkan sistem yang terdiri lebih dari satu aktuator dan lebih dari satu sensor keluaran disebut

dengan sistem MIMO. Beberapa sistem tidak bisa diwakili oleh model linear sehingga dibutuhkan model nonlinear.

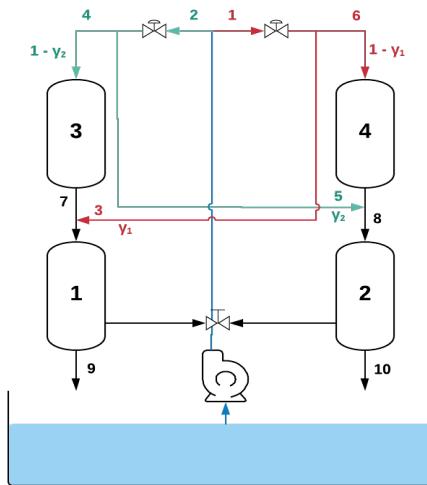
Sistem empat tangki adalah sistem yang dapat mewakili sistem MIMO dan dapat digunakan untuk menganalisa berbagai macam strategi kontrol yang berbeda. Sistem empat tangki merupakan alat uji yang dapat digunakan untuk menganalisa model nonlinear pada proses yang bersifat multivariabel (Vijula, 2013). Model nonlinear pada sistem empat tangki disebabkan oleh masing-masing pompa yang mempengaruhi kedua keluaran pada sistem sehingga terdapat hubungan akar kuadrat antara aliran dan level pada tangki. Pada sistem empat tangki terjadi interaksi yang kuat antara tangki 1 dan tangki 3 serta tangki 2 dan tangki 4. Hal tersebut dapat terjadi karena aliran *discharge* pompa 1 mengisi tangki 1 dan tangki 4, selanjutnya output tangki 4 mengisi tangki 2. Sedangkan aliran *discharge* pompa 2 mengisi tangki 2 dan tangki 3, selanjutnya output tangki 3 mengisi tangki 1 (Ramadevi, 2014).

Sistem empat tangki dipilih karena desain peralatannya yang sederhana tetapi dapat mewakili interaksi yang kecil hingga interaksi yang sangat kuat dan juga mempraktekkan model sistem 2×2 yang saling berinteraksi. Empat tangki yang saling berhubungan mengakibatkan terjadi interaksi yang sangat kuat antara ketinggian cairan tersebut. Bagaimanapun juga sistem ini tidak mempunyai keterlambatan waktu ukur. Oleh karena itu untuk mewakili sistem yang kompleks seperti dalam dunia industri yang biasanya ada keterlambatan, maka perlu adanya modifikasi.

Juwari pada tahun 2014 mengajukan 3 jenis sistem empat tangki yang dimodifikasi dan pada penelitian ini yang akan digunakan adalah sistem empat tangki modifikasi II. Dengan modifikasi ini, sistem empat tangki menjadi lebih kompleks. Kompleksitas sistem MIMO 2×2 ini dapat mewakili menara distilasi dan tangki reaksi. Untuk mempelajari kehandalan suatu kontrol untuk sistem yang kompleks dapat diwakili dengan sistem ini. Keunggulannya adalah sistem ini mudah dikembangkan secara

fisik pada skala laboratorium dengan biaya operasi yang rendah dan aman. Fluida yang digunakan berupa air (Juwari, 2014).

Modifikasi yang diusulkan dalam penelitian ini adalah dengan penambahan interaksi pada tangki 1 dan tangki 2. Variabel yang dikendalikan yaitu laju alir dari pompa. Variabel yang diukur yaitu level air pada tangki 1 dan tangki 2, sehingga model empat tangki modifikasi ini menjadi sistem MIMO multivariabel 2x2. Berikut adalah gambar dari sistem empat tangki modifikasi II.



Gambar I.1 Skema sistem empat tangki modifikasi II

I.2. Rumusan Masalah

Setelah dijelaskan pada bagian latar belakang bahwa pada eksperimen sistem multivariabel, sistem kontrol akan berubah

menjadi sangat kompleks, beberapa masalah untuk diselesaikan pada penelitian ini adalah:

1. Bagaimana dinamika proses pada eksperimen di *pilot plant* modifikasi II sistem empat tangki yang saling berinteraksi.
2. Bagaimana respon pengendalian pada sistem empat tangki modifikasi II dengan menggunakan pengendali IMC *based* PI-PID dan 2DoF IMC.

I.3. Batasan Masalah

Beberapa batasan masalah dalam penelitian ini adalah:

1. Proses yang dipelajari adalah modifikasi II sistem empat tangki yang saling berinteraksi.
2. Model proses adalah sistem multivariabel 2x2.
3. Pengendali yang digunakan adalah IMC *based* PI-PID dan 2DoF IMC untuk pengendali level.
4. Unjuk kinerja ditinjau berdasarkan *Integral of The Absolute Value of the Error* (IAE).
5. Eksperimen dilakukan pada *pilot plant* sistem empat tangki modifikasi II.

I.4. Tujuan Penelitian

Penelitian ini bertujuan untuk:

1. Melakukan eksperimen sistem empat tangki modifikasi II pada *pilot plant* dan
Menganalisa dinamika proses sistem empat tangki modifikasi II.
2. Mendapatkan perbandingan respon sistem pengendali *multiloop* IMC *based* PI-PID dan pengendali multivariabel 2DoF IMC yang dilakukan secara eksperimen.

I.5. Manfaat Penelitian

Penelitian ini diharapkan memiliki manfaat:

1. Dapat melakukan eksperimen dengan *pilot plant* sistem empat tangki modifikasi II untuk mewakili proses multivarabel yang kompleks.
2. Mengetahui perbandingan sistem pengendali *multiloop IMC based PI-PID* dan pengendali multivariabel 2DoF IMC yang dilakukan secara eksperimen.
3. Tampilan antarmuka dapat dijadikan modul pelatihan pengendalian proses industri kimia.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1. Sistem Multi Input Sistem Multi Output

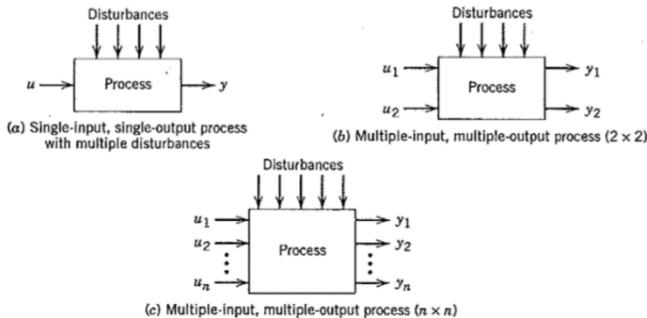
Pada operasi di industri proses seperti kilang minyak (refinery) dan petrokimia (petrochemical) sangat bergantung pada pengukuran dan pengendalian besaran proses. Beberapa besaran proses yang harus diukur dan dikendalikan pada suatu industri proses, misalnya aliran (flow) di dalam pipa, tekanan (pressure) didalam sebuah vessel, suhu (temperature) di unit heat exchanger, serta permukaan (level) zat cair di sebuah tangki.

Suatu sistem dapat diklasifikasikan ke dalam dua tipe berdasarkan variable input dan output. Tipe pertama adalah SISO (Single Input Single Output) dan tipe kedua adalah MIMO (Multi Input Multi Output). SISO ini merupakan sistem control yang memiliki satu *manipulated variable* dan *controlled variable*. Akan tetapi, pada praktiknya, pada umumnya terdapat sejumlah variabel yang harus dikontrol dan sejumlah variabel yang dapat di manipulasi. Controlled variable pada proses ini mengacu pada variabel proses yang akan di jaga (maintained) pada nilai yang diinginkan. Sebagai contoh , output dari *stirred blending tank* yang merupakan fraksi massa x dari stream keluaran. Sedangkan Manipulated variable termasuk variable proses yang digunakan untuk menjaga variabel yang dikendalikan tetap konstan sesuai yang diinginkan.

Proses pada industri kimia harus dijaga pada kondisi sesuai desainnya, untuk mengamankan dan menghasilkan produk yang diinginkan. Namun bukan hal yang mudah untuk dapat mengontrol seluruh kondisi operasi agar dapat memenuhi hasil yang diharapkan terutama dikarenakan adanya interaksi Antara variable yang dikontrol dimana pada banyak industry kimia memiliki interaksi (MIMO System), Multi Input Multi Output (Juwari, 2014).

Gambaran skematis dari beberapa aplikasi kontrol SISO dan MIMO ditunjukkan pada gambar II.1. Agar lebih mudah, asumsi

yang diambil adalah jumlah variabel yang dikendalikan (Y) sama dengan jumlah variabel yang dimanipulasi (U).



Gambar II.1 SISO dan MIMO

Sistem pengendalian MIMO lebih kompleks daripada sistem pengendalian *single input single output (SISO)*, karena adanya interaksi proses yang terjadi antara *controlled variable* dan *manipulated variable*. Umumnya, perubahan dari variabel yang dimanipulasi, misalkan U_1 , akan mempengaruhi semua variabel yang dikendalikan Y_1, Y_2, \dots, Y_n . Karena ada interaksi proses, pemilihan konfigurasi pairing pengendali dari *controlled variable* dan *manipulated variable* yang paling efektif untuk skema *multiloop control* menjadi semakin sulit. Untuk permasalahan pengendalian dengan n variabel yang dikendalikan dan yang dimanipulasi, maka ada $n!$ kemungkinan konfigurasi *multiloop control* (Seborg, D., 2011) yang ditunjukkan pada Gambar II.1.c.

Sistem pengendali 2×2 yang ditunjukkan oleh Gambar II.1.b, karena mempunyai 2 *controlled variable* dan 2 *manipulated variable*, maka memerlukan empat fungsi transfer proses untuk melengkapi karakteristik proses dinamik, yaitu:

$$\frac{Y_1(s)}{U_1(s)} = G_{11}(s) \quad \frac{Y_1(s)}{U_2(s)} = G_{12}(s)$$

(II.1)

$$\frac{Y_2(s)}{U_1(s)} = G_{21}(s) \quad \frac{Y_2(s)}{U_2(s)} = G_{22}(s)$$

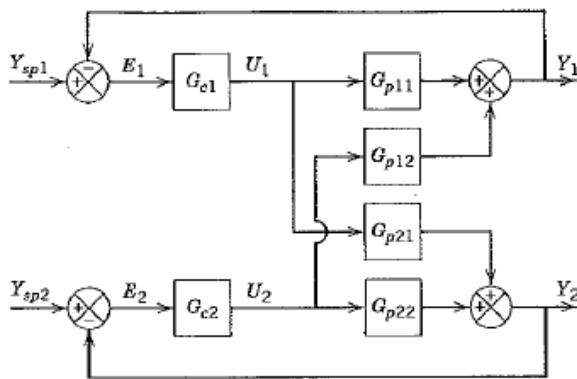
Dimana G_{ij} merupakan fungsi transfer yang menghubungkan variabel yang dimanipulasi U_i dengan variabel yang dikendalikan Y_j . Persamaan-persamaan simultan yang menghubungkan antara input dengan output diatas dapat dinyatakan dalam bentuk sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Y_1(s) &= G_{11}(s)U_1(s) + G_{12}(s)U_2(s) \\ Y_2(s) &= G_{21}(s)U_1(s) + G_{22}(s)U_2(s) \end{aligned} \quad (\text{II.2})$$

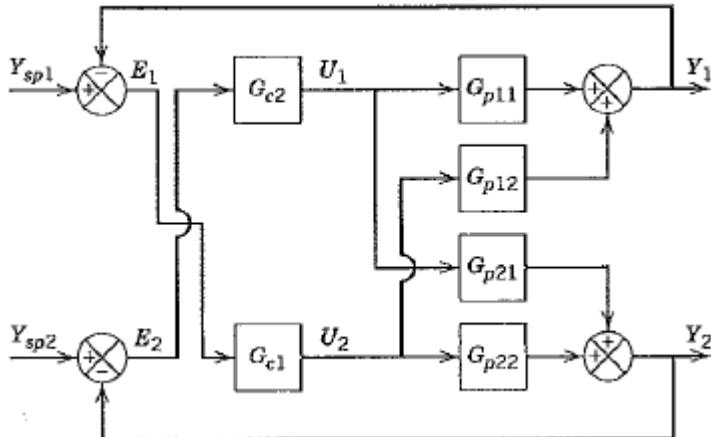
Atau dapat ditulis dalam bentuk matriks seperti berikut :

$$\begin{bmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (\text{II.3})$$

Struktur pengendalian *closed loop* untuk sistem 2x2 mempunyai dua alternatif pairing seperti yang ditunjukkan pada Gambar II.2 dan II.3. Pairing pertama adalah pairing 1-1/2-2 sebagaimana pada Gambar II.2



Gambar II.2 Blok diagram pairing 1-1/2-2 untuk sistem pengendalian 2x2.



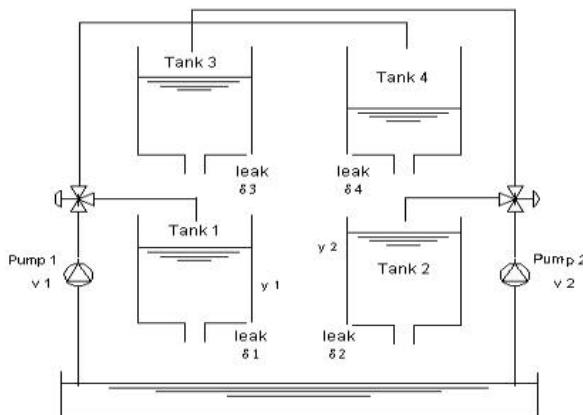
Gambar II.3 Blok diagram pairing 1-2/2-1 untuk sistem pengendalian 2x2.

Pada pairing 1-1/2-2, jika Y_1 menyimpang dari *set point*-nya (Y_{sp1}), maka *feedback* pengendali G_{c1} , akan melakukan aksi korektif dengan mengatur U_1 , agar Y_1 kembali pada Y_{sp1} . Tetapi U_1 mempengaruhi Y_2 melalui G_{21} , sehingga U_2 menyimpang dari *set point*-nya (Y_{sp2}). Maka *feedback* pengendali G_{c2} akan mengatur U_2

untuk mengembalikan Y_2 pada *set point*-nya Y_{sp2} . Perubahan pada U_2 ini mempengaruhi Y_1 melalui G_{12} , sehingga Y_1 menyimpang dari *set point*-nya (Y_{sp1}), dan G_{c1} akan mengatur U_1 . Demikian seterusnya hingga dicapai kondisi *steady-state* yang baru. (Seborg, D., 2004).

II.2. Pengendalian Sistem Empat Tangki

Salah satu contoh sistem pengendalian dengan dua *controlled variable* dan dua *manipulated variable* adalah pada sistem *quadruple tank* yang ditunjukkan pada gambar II.4 dibawah ini. Peralatan *quadruple tank* menggambarkan sebuah sistem multivariabel yang saling berinteraksi, yang dibangun dari dua proses tangki ganda biasa dengan sepasang valve untuk membagi aliran air dari pompa ke tangki yang berbeda, sistem ini dibuat untuk mengendalikan ketinggian air di kedua tangki bawah.



Gambar II.4 Peralatan *Quadruple Tank*

Persamaan nonlinier dari proses *quadruple tank* diturunkan dari neraca massa dan persamaan Bernoulli untuk masing-masing tangki, yaitu:

$$A_i \frac{dh_i}{dt} = -a_i \sqrt{2gh_i} + q_{in} \quad (\text{II.4})$$

Dimana A_i adalah luasan tangki, h_i ketinggian air, a_i luasan lubang keluar, g percepatan gravitasi dan q_{in} aliran masuk ke tangki. Masing-masing pompa memberikan aliran sebanding ke sinyal pengendalian.

$$q_{pump_i} = k_i u_i \quad (\text{II.5})$$

Dimana k_i konstanta pompa. Aliran dari pompa dibagi sesuai dengan dua parameter γ_1, γ_2 . Aliran ke tangki 1 adalah $\gamma_1 k_1 u_1$ dan aliran ke tangki 4 adalah $(1 - \gamma_1) k_1 u_1$. Secara simetris, aliran ke tangki 2 adalah $\gamma_2 k_2 u_2$ dan aliran ke tangki 3 adalah $(1 - \gamma_2) k_2 u_2$.

Ketinggian yang diukur adalah $y_1 = h_1$ dan $y_2 = h_2$. Dengan menganggap aliran masuk dan keluar tangki secara simultan, dinamika dari proses *quadruple tank* dapat ditunjukkan dari persamaan dibawah ini:

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = -a_1 \sqrt{2gh_1} + a_3 \sqrt{2gh_3} + \gamma_1 k_1 u_1 \quad (\text{II.6})$$

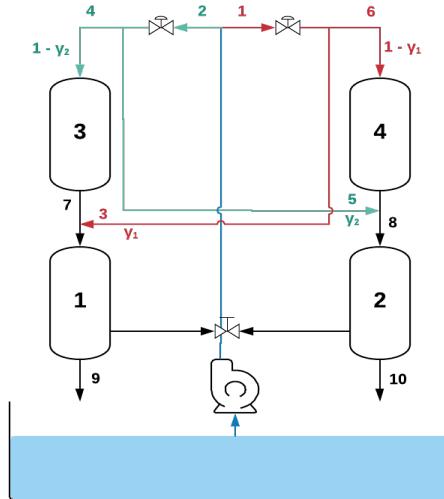
$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = -a_2 \sqrt{2gh_2} + a_4 \sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 \quad (\text{II.7})$$

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = -a_3 \sqrt{2gh_3} + (1 - \gamma_2) k_2 u_2 \quad (\text{II.8})$$

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = -a_4 \sqrt{2gh_4} + (1 - \gamma_1) k_1 u_1 \quad (\text{II.9})$$

II.3. Modifikasi II Sistem Empat Tangki

Pada modifikasi II, ditambahkan pipa untuk memberikan interaksi antara tangki 1 dan tangki 2. Interaksi tersebut akan memberikan hasil yang berbeda dengan Sistem Empat Tangki Tanpa Modifikasi.



Gambar II.5 Sistem Empat Tangki Modifikasi II

Dari skema di atas, persamaan yang diaplikasikan adalah persamaan non-linier diturunkan dari neraca massa dan persamaan Bernoulli untuk masing-masing tangki, yaitu:

$$A_i \frac{dh_i}{dt} = -a_i \sqrt{2gh_i} + q_{in}$$

$$q_{pump_i} = k_i u_i$$
(II.10)

Sehingga diperoleh persamaan untuk masing-masing tangki adalah sebagai berikut :

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = \gamma_1 k_1 u_1 + a_3 \sqrt{2gh_3} + a_2 \sqrt{2g(h_2 - h_1)} - a_1 \sqrt{2gh_1}$$
(II.11)

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = a_4\sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 - a_2\sqrt{2g(h_2 - h_1)} - \\ a_2\sqrt{2gh_2} A_2 \frac{dh_2}{dt} = -a_6\sqrt{2g(h_1-h_2)} - a_2\sqrt{2gh_2} + a_2\sqrt{2gh_4} + \\ \gamma_2 k_2 u_2 \quad (II.12)$$

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = -a_3\sqrt{2gh_3} + (1 - \gamma_2)k_2 u_2 \quad (II.13)$$

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = -a_4\sqrt{2gh_4} + (1 - \gamma_1)k_1 u_1 \quad (II.14)$$

Level pada tangki 1 dipengaruhi oleh aliran dari tangki 3 (U1 yang dimanipulasi) dan aliran 7 (U2 yang dimanipulasi) serta oleh aliran dari tangki 2 (akibat adanya interaksi). Level pada tangki 2 dipengaruhi oleh aliran dari tangki 4 (U1 yang dimanipulasi) dan aliran 8 (U2 yang dimanipulasi) serta oleh aliran dari tangki 1 (akibat adanya interaksi).

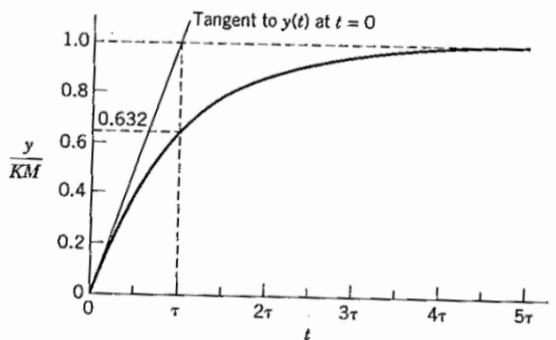
II.4. Step Test

Seborg pada tahun 2011 menuliskan bahwa Ziegler dan Nichols mengusulkan teknik tuning berdasarkan step test. Prosedur percobaannya sangat sederhana. Setelah proses mencapai keadaan steady state, atau setidaknya mendekati stabil, pengendali di set secara manual. Sedikit perubahan step dilakukan (3-5%). Setting pengendali dilakukan berdasarkan pada kurva proses, pada keadaan open loop. Sehingga, teknik tuning ini dinyatakan sebagai metode step test atau metode kurva proses.

Plot dari respon proses terhadap perubahan step input dinyatakan sebagai kurva proses. Jika proses dapat didekati dengan model linear orde satu atau orde dua, maka parameter model dapat diperoleh dari identifikasi kurva reaksi. Sebagai contoh, proses orde satu dalam variabel deviasi,

$$\tau \frac{dy}{dt} + y = Ku \quad (\text{II.15})$$

Pada saat sistem dalam keadaan steady state, dengan $u(0)=0$ dan $y(0)=0$. Jika input u secara tiba-tiba dirubah dari 0 ke M pada waktu $t=0$, kemudian normalisasi step respon seperti ditunjukkan pada gambar II.7. Respon $y(t)$ mencapai 63,2 % pada nilai saat $t=\tau$.



Gambar II.6 Step respon sistem orde satu dan estimasi konstanta (τ).

Untuk menjelaskan dinamika proses orde lebih tinggi yang tidak sesuai dengan proses orde satu, maka istilah time delay diikutsertakan. Modifikasi ini dapat meningkatkan kesesuaian antara model dengan proses percobaan. Penyesuaian model *first order plus time delay* (FOPTD), terhadap perubahan step dilakukan dengan tahapan berikut :

1. Gain proses K didapat dengan menghitung rasio perubahan steady state (y) dengan besarnya perubahan step (M).
2. Garis tangen terletak pada titik belok respon step. Titik potong garis tangen dan sumbu x (t) merupakan time delay (θ).

3. Garis singgung memotong garis lurus respon steady state ($y=KM$), maka titik potong tegak lurus dengan sumbu x merupakan $t = \theta + \tau$. Sehingga nilai τ didapatkan dengan menguranginya terhadap nilai θ .

II.5. Analisis Interaksi

Kompleksitas dalam sistem pengendalian *multiloop* adalah karena adanya interaksi antar *loop* dalam proses yang dikendalikan. Salah satu metode analisis interaksi berdasarkan informasi *steady state* adalah dengan metode *Relative Gain Array* (RGA) (Luyben, W., 1989).

II.5.1. Relative Gain Array (RGA)

Relative Gain Array (RGA) pertama kali dikenalkan oleh Bristol, dan menjadi metode pengukuran interaksi yang paling utama dan paling luas digunakan. Hal ini dikarenakan perhitungan RGA mudah digunakan, hanya membutuhkan informasi *steady state gain* proses saja (Luyben, W., 1989). RGA merupakan *square matrix* Λ dengan elemen-elemen λ_{ij} , dimana λ_{ij} merupakan perbandingan *steady-state gain* antara variabel yang dikendalikan ke- i dengan variabel yang dimanipulasi ke- j ketika semua variabel termanipulasi lainnya konstan, dibagi dengan *steady state gain* antara kedua variabel tersebut diatas ketika semua variabel kontrol yang lain konstan (Luyben, W., 1989).

$$\lambda_{ij} = \frac{\text{Gain loop terbuka}}{\text{Gain loop tertutup}} \quad (\text{II.16})$$

Secara matematis, *relative gain* dinyatakan sebagai :

$$\lambda_{ij} = \frac{\left[\left(\Delta H_i / \Delta U_j \right)_{\Delta U_k=0}; k \neq j \right]}{\left[\left(\Delta H_i / \Delta U_j \right)_{\Delta U_k=0}; k \neq i \right]}$$

(II.17)

II.5.2. Sifat-Sifat RGA

Beberapa sifat penting dari RGA yang berhubungan dengan pengendalian *loop* dalam sistem multivariabel antara lain :

1. Elemen RGA dalam tiap baris ataupun tiap kolom jika dijumlahkan bernilai 1.

$$\sum_{i=1}^n \lambda_{ij} = \sum_{j=1}^n \lambda_{ij} = 1$$

(II.18)

2. λ_{ij} adalah satuan tak berdimensi, oleh karena itu tidak ada harga mutlak dari *controlled variable* maupun *manipulated variable* yang mempengaruhi.
3. Nilai λ_{ij} adalah pengukuran interaksi *steady state* di *loop i* dalam sistem multivariabel, jika output Y_i dipairingkan dengan U_j .
4. Jika K_{ij} merupakan *gain loop* terbuka antara Y_i dan U_j , maka *gain loop* tertutup antara Y_i dan U_j adalah $1/\tilde{K}_{ij}$ dimana \tilde{K}_{ij} adalah elemen dari transpose matriks dari inverse matriks \mathbf{K} . Sehingga elemen-elemen RGA dapat dinyatakan sebagai :

$$\lambda_{ij} = K_{ij} \tilde{K}_{ij}$$

(II.19)

5. Jika λ_{ij} negatif, menunjukkan situasi *loop i* dengan semua *loop* terbuka, akan menghasilkan perubahan respon output Y_i dan input U_j berlawanan arah saat *loop* yang lain

tertutup. Sedemikian hingga pairing input/output potensial untuk tidak stabil dan harus dihindari.

Ada dua cara yang digunakan dalam penghitungan RGA untuk sistem linier persegi yang memiliki fungsi transfer matriks $G(s)$, yaitu metode prinsip pertama dan metode matriks. Untuk metode matriks, jika K adalah matriks gain *steady state* dari fungsi transfer matriks $G(s)$,

$$\lim_{s \rightarrow 0} G(s) = K \quad (\text{II.20})$$

dimana tiap elemennya adalah K_{ij} , dan jika R adalah matriks transpose dari *inverse* matriks gain *steady state*,

$$R = (K^{-1})^T \quad (\text{II.21})$$

dengan elemennya adalah r_{ij} . Sangat memungkinkan untuk menunjukkan tiap elemen RGA dapat ditentukan dari perkalian tiap elemen dua matriks ini.

$$\lambda_{ij} = K_{ij} \cdot r_{ij} \quad (\text{II.22})$$

Untuk sistem pengendalian 2×2 , *gain steady state* matriksnya adalah :

$$K = \begin{bmatrix} K_{11} & K_{12} \\ K_{21} & K_{22} \end{bmatrix} \quad (\text{II.23})$$

Dan dari perkalian tiap elemen dengan matriks transpose dari *inverse* matriks K didapatkan,

$$\lambda_{11} = \frac{1}{1 - \frac{K_{12}K_{21}}{K_{11}K_{22}}} \quad (\text{II.24})$$

$$\lambda_{11} = \frac{K_{11}K_{22}}{K_{11}K_{22} - K_{12}K_{21}} \quad (\text{II.25})$$

(Ogunnaike, B., 1994)

II.5.3. Interpretasi Harga Elemen RGA

Harmon Ray dan Babatunde Ogunnaike (1994) memberikan interpretasi fisik dari harga elemen-elemen *Relative Gain Array*, dan penggunaannya untuk menentukan konfigurasi pengendalian dengan interaksi *loop* minimum. Ada lima klasifikasi yang dapat digunakan untuk menginterpretasikan harga elemen RGA yang berhubungan interaksi *loop*, antara lain :

1. $\lambda_{ij} = 1$, menunjukkan *gain loop* terbuka antara Y_i dan U_j identik dengan *gain loop* tertutup. Implikasinya, *loop* i tidak akan mengalami aksi balik dari *loop* yang lain ketika *loop-loop* tersebut ditutup, oleh karena itu U_j dapat mengatur Y_i tanpa dipengaruhi oleh *loop* yang lain. Sehingga pairing Y_i dan U_j akan ideal.
2. $\lambda_{ij} = 0$, menunjukkan *gain loop* terbuka antara U_j dan Y_i adalah nol. Artinya U_j tidak memiliki pengaruh langsung pada Y_i . Maka Y_i dan U_j tidak dapat dipairing, dan lebih baik U_j dipairing dengan output lainnya yang lebih menguntungkan, karena paling tidak Y_i akan terbebas dari interaksi *loop* ini.
3. $0 < \lambda_{ij} < 1$, menunjukkan *gain loop* terbuka antara U_j dan Y_i lebih kecil daripada *gain loop* tertutup. Karena *gain loop* tertutup adalah jumlah dari *gain loop* terbuka dari efek aksi balik dari *loop* lain, maka :
 - a. *Loop* dapat dipastikan berinteraksi, tetapi
 - b. Efek aksi balik dari *loop* lain memiliki arah yang sama dengan efek utama U_j terhadap Y_i . Jika $\lambda_{ij} = 0.5$, efek utama U_j terhadap Y_i tepat sama dengan efek aksi balik yang timbul dari *loop* lain. Jika $\lambda_{ij} > 0.5$, efek aksi balik dari *loop* lain lebih kecil daripada efek utama U_j terhadap Y_i . Jika $0 < \lambda_{ij} < 0.5$, efek aksi balik dari *loop* lain lebih dominan dari pada efek utama U_j terhadap Y_i . Bila dimungkinkan pairing dengan $\lambda_{ij} \leq 0.5$ harus dihindari.

4. $\lambda_{ij} > 1$, menunjukkan *gain loop* terbuka lebih besar daripada *gain loop* tertutup. Efek balik dari *loop* lain yang berinteraksi berlawanan arah dengan efek utama, dengan kata lain mereduksi *gain loop* ketika *loop-loop* lain tertutup, namun efek utama U_j terhadap Y_i masih lebih dominan. Jika λ_{ij} besar, maka *gain pengendali* pada *loop i* pada kondisi *loop* lain tertutup harus jauh lebih besar daripada kondisi *loop* terbuka. Sehingga *loop i* bisa tidak stabil ketika *loop* lain dibuka. Maka bila mungkin pairing dengan λ_{ij} yang besar harus dihindari.
5. $\lambda_{ij} < 0$, menunjukkan *gain loop* terbuka dan *gain loop* tertutup memiliki arah yang berlawanan. Efek aksi balik dari *loop* lain yang berinteraksi bukan hanya berlawanan arah dengan efek utama, namun juga lebih dominan. Ini menunjukkan situasi yang berbahaya, sebab jika *loop* ini terbuka maka *loop i* akan tidak stabil. Maka, pairing dengan λ_{ij} negatif harus dihindari.

Secara umum, harga λ_{ij} semakin mendekati nilai 1, maka respon Y_i pada kondisi *loop* terbuka pada kondisi *loop* tertutup perbedaannya akan semakin kecil. Artinya interaksi yang terjadi semakin kecil, sehingga metode RGA menganjurkan untuk memilih variabel-variabel yang memiliki harga elemen RGA yang positif dan mendekati 1 (Seborg, D., 2004).

II.6.4 Sistem Fase Minimum dan Non-Minimum

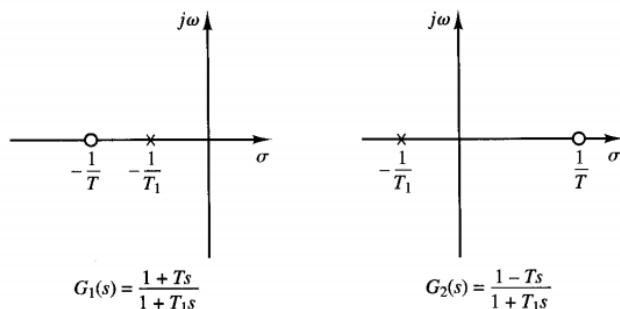
Fungsi transfer dapat dituliskan dalam bentuk fungsi rasional sebagai berikut :

$$P(s) = \frac{N(s)}{D(s)} = \frac{b_0 s^m + b_1 s^{m-1} + \dots + b_m}{s^n + a_1 s^{n-1} + \dots + a_n} \quad (\text{II.26})$$

Dengan pembilang $N(s)$ dan penyebut $D(s)$. Pole dari sistem $P(s)$ didefinisikan sebagai akar dari persamaan $D(s) = 0$. Jika nilai real dari akar persamaannya ada yang positif, sistem tersebut tidak stabil, sedangkan jika semua akar persamaannya bernilai negatif, sistem tersebut merupakan sistem yang stabil. Sedangkan

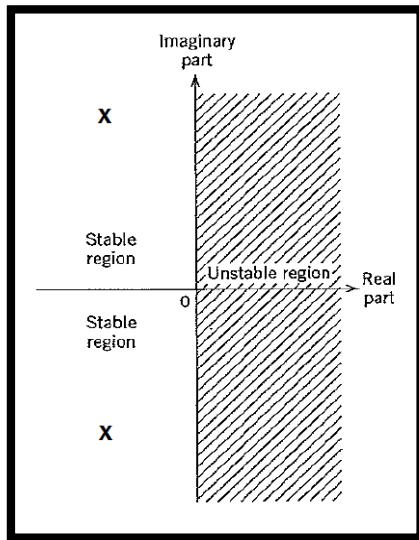
zero, dari sistem $P(s)$ didefinisikan sebagai akar dari persamaan $N(s) = 0$.

Dari pole dan zero dari suatu sistem. Sistem dapat dibedakan menjadi minimum-phase system dan nonminimum phase system. Suatu sistem dikatakan minimum-phase system jika fungsi transfernya tidak memiliki pole atau zero yang bernilai positif, sedangkan suatu sistem disebut sebagai nonminimum-phase system jika memiliki pole atau zero yang bernilai positif (Ogata, 1997).



Gambar II.7 Bidang s -plane

Sistem Phasa Minimum merupakan sistem dengan fungsi alih yang tak memiliki pole ataupun zero pada daerah tak stabil bidang-s. Sistem Phasa Non-Minimum merupakan sistem dengan fungsi alih yang memiliki pole dan / atau zero pada daerah tak stabil bidang-s.



Gambar II.8 Struktur s -plane region

Nilai γ berhubungan langsung dengan zeros, sehingga akan membedakan zero plot pada s -plane. Zero plot untuk fase minimum berada di sebelah kiri s -plane, sedangkan zero plot untuk fase non minimum berada di sebelah kiri dan kanan s -plane.

II.6. Controller

II.6.1. Proportional Integral Derivative (PID) Controller

Pengendali yang digunakan dalam sistem empat tangki yang saling berinteraksi pada penelitian ini adalah *Proportional Integral Derivative Controller*, satu-satunya strategi yang paling banyak diadopsi pada pengontrolan variabel proses di industri. Setiawan pada tahun 2008 melakukan survei, 97% industri yang bergerak dalam bidang proses (seperti industri kimia, pulp, makanan, minyak dan

gas) menggunakan PID sebagai komponen utama dalam pengontrolannya. Kepopuleran PID sebagai komponen kontrol proses dilatarbelakangi terutama oleh kesederhanaan struktur serta kemudahan dalam melakukan tuning parameter kontrolnya.

Menurut Seborg (2011), pada umumnya pengendali PID ini menghasilkan *offset* yang lebih kecil dibandingkan dengan pengendali P tetapi memiliki *overshoot* yang cukup besar. Karena di dalam pengendali ini terdapat penambahan action sehingga dihasilkan respons yang lebih mendekati set point, yaitu :

$$p(t) = \bar{p} + K_c \left[e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t^*) dt^* + \tau_D \frac{de(t)}{dt} \right] \quad (\text{II.27})$$

Setting parameter pengendali didapatkan dengan menggunakan metode Ziegler Nichols (oleh J. G. Ziegler dan N. B. Nichols), merupakan sebuah metode standars dalam sistem pengendalian. Metode ini mudah digunakan dan memberikan hasil yang sesuai untuk beberapa loop. Dimana untuk pengendali PID harga K_c setelah tuning merupakan 0,6 dari harga K_c sebelumnya :

$$K_c = 0,6K_{cu} \quad (\text{II.28})$$

$$\tau_I = \frac{P_u}{2} \quad (\text{II.29})$$

$$\tau_D = \frac{P_u}{8} \quad (\text{II.30})$$

Ogunnaike dan Ray pada tahun 1994 membahas sistem multiloop, tuning pengendali lebih sulit dilakukan karena adanya interaksi antar *control loop*. Karena Ziegler Nichols hanya berfungsi dengan baik untuk pengendali individual pada *single loop*, maka perlu dilakukan *detuning* pengendali dengan cara yang disarankan oleh Mc Avoy. Gain

pengendali harus dikurangi dengan menggunakan harga relative gainnya, yang secara matematis dituliskan :

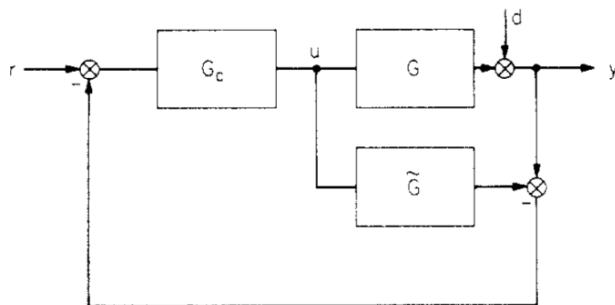
$$K_{Ci} = \begin{cases} (\lambda - \sqrt{\lambda^2 - \lambda}) * K_{CZN}, & \lambda > 1.0 \\ |\lambda + \sqrt{\lambda^2 - \lambda}| * K_{CZN}, & \lambda < 1.0 \end{cases}$$

(II.31)

II.6.2. Internal Model Control

Garcia dan Morari pada tahun 1982 melakukan penelitian terhadap Metode desain pengendali dengan metode IMC (*internal model control*) diprakarsai oleh Garcia dan Morari beserta rekannya. Metode IMC ini didasarkan pada asumsi model proses dan mengarahkan pada ekspresi analitis untuk mengatur parameter *controller*.

Struktur atau blok diagram untuk IMC ditunjukkan pada Gambar II.9, dimana G , \tilde{G} , dan G_c menunjukkan, berturut-turut, proses, model proses, dan *controller*.

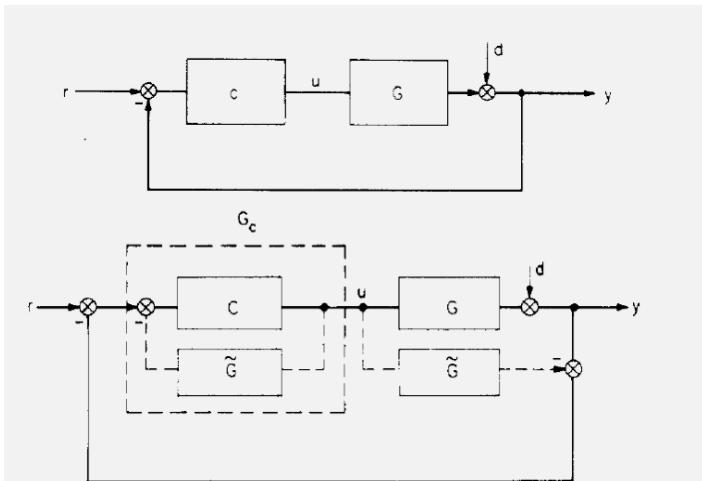


Gambar II.9 Struktur IMC.

Jika disamakan seperti bentuk blok diagram *feedback controller* biasa, seperti pada Gambar II.8, maka :

$$C = (1 - G_c \tilde{G})^{-1} G_c$$

(II.32)



Gambar II.10 Struktur Klasik *Feedback* (atas). Dengan Penambahan 2 Model Blok Dijadikan Bentuk Equivalen terhadap Struktur IMC (bawah).

Kesamaan pada 2 struktur tersebut menunjukkan bahwa apa yang bisa menggunakan *feedback controller* biasa, meliputi sistem pengendalian, pasti juga bisa menggunakan IMC begitu juga sebaliknya. Bagaimanapun juga, lebih mudah mendesain G daripada C , dimana C adalah controller pada sistem *feedback* biasa,. Hal tersebut didasarkan pada beberapa alasan dan semuanya dicakup dalam 3 properti dasar dari struktur IMC.

- Stabilitas Closed-Loop.** Menganggap bahwa model dari suatu proses di suatu unit *perfect* atau sempurna ($\tilde{G} = G$), stabilitas dari proses tersebut dan *controller* ditunjukkan dengan stabilitas *closed loop*. Persamaan II.32 dapat diterapkan sebagai parameter stabil dari *controller* klasik C dimana agar kontroller memenuhi spesifikasi desain.
- “Perfect” Control.** Anggap bahwa fungsi transfer *controller* $G_c = \tilde{G}^{-1}$ menghasilkan struktur IMC yang

stabil, kontrol yang sempurna dapat dicapai, dan bisa mengatasi perubahan pada *set point* disampai *disturbance* dan eror dari pemodelan.

- c. **“Offset-free” Control.** Untuk nilai G_c sembarang dengan $G_c(0) = \tilde{G}(0)^{-1}$ menghasilkan struktur IMC yang stabil, eror = 0 (control tanpa *off set*) jika *set point* dan *disturbance* konstan.

(Ogunnaike, B., 1994)

Properti ke-2 menyarankan penggunaan $G_c = \tilde{G}^{-1}$ sebagai *controller* pada IMC model. akan tetapi, pilihan tersebut tidak bisa diterapkan karena 3 alasan berikut :

1. Ketika \tilde{G} memiliki *right half plane* (RHP) pada zeros, akar pada pembilang, maka \tilde{G}^{-1} memiliki RHP pada pole. Hal tersebut membuat sistem tidak stabil dan P1 dilanggar.
2. Ketika *time delay* terdapat dalam fungsi transfer \tilde{G} , prediksi elemen kontrol didasarkan pada nilai \tilde{G}^{-1} , perwujudan elemen kontrol tersebut tidak bisa dilakukan.
3. Penggunaan \tilde{G}^{-1} sebagai *controller* akan menghasilkan nilai *gain* yang tinggi.

(Morari, 1986)

Sehingga digunakan prosedur berikut untuk mencari parameter desain *controller* dengan metode IMC :

1. Ditetapkan bahwa fungsi transfer model proses dinyatakan sebagai \tilde{G}
2. Memfaktorkan menjadi \tilde{G}_- dan \tilde{G}_+ . *Dead time* dan RHP zeros dimasukkan dalam \tilde{G}_- .
3. Mendesain *controller* dari IMC dengan rumus $G_c = \tilde{G}_-^{-1}f$, dimana f filter lewatan rendah (*low pass filter*) dengan nilai *gain*, $K = 1.f$ memiliki nilai berikut :

$$f = \frac{1}{(\tau_c s + 1)^r} \quad (\text{II. 31})$$

Dimana τ_c adalah parameter tuning sesuai pengguna.

4. Mentransform fungsi transfer IMC $G_c(s)$ ke bentuk *controller* $K(s)$ sebagaimana struktur pengendali *feedback* konvensional.

$$K(s) = G_c(1 - \tilde{G}G_c) \quad (\text{II.34})$$

(Cheng-Ching Yu, 2006)

Nilai r pada f biasanya digunakan r = 1.

(Seborg, D., 2004)

Pemilihan nilai τ_c merupakan keputusan kunci dalam desain pengendali berdasarkan model proses. Secara umum, naiknya nilai τ_c menghasilkan pengendali yang lebih konservatif atau kurang sensitif karena nilai K_c turun ketika nilai τ_c naik. Beberapa pedoman dalam penentuan nilai τ_c sebagai berikut :

$$1. \tau_c/\theta > 0,8 \quad \text{dan} \quad \tau_c > 0,1\tau$$

(Rivera et al., 1986)

$$2. \tau > \tau_c > \theta$$

(Chien dan Fruehauf, 1990)

$$3. \tau_c > \theta$$

(Skogestad, 2003)

(Seborg, D., 2004)

II.6.4. IMC Based PID Controller

Kemampuan pengendali jenis PI dan PID yang digunakan untuk memenuhi hampir seluruh kebutuhan pengendalian telah menyebabkan pengendali jenis PI dan PID diterima secara luas dalam dunia kontrol industri. Hal tersebut dikarenakan, dalam aplikasinya pada proses aktual dalam industri, algoritma kontroller PID terbilang sederhana dan kuat untuk menangani ketidakakuratan model.

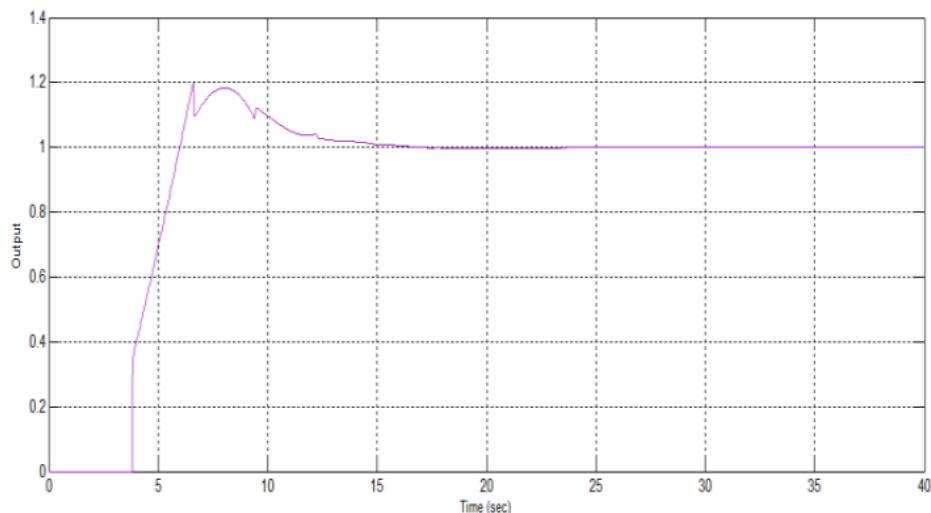
Karakteristik pembeda IMC *based* PID controller dengan PID konvensional adalah pada struktur IMC dilakukan penggabungan model yang mana aktualnya adalah proses paralel. Gambar II.9 menunjukkan skematik dari proses IMC.

Adapun parameter pengendali IMC *based* PID ditunjukkan dalam Tabel II.1. dengan nilai τ_c seperti di subbab sebelumnya. Sedangkan *step response* yang diberikan oleh

pengendali IMC *based* PID ditunjukkan pada gambar II.11.

Tabel II.1 Parameter Pengendali IMC Based PID

Case	Model	$K_c K$	τ_I	τ_D
H	$\frac{Ke^{-\theta t}}{\tau s + 1}$	$\frac{\tau + \frac{\theta}{2}}{\tau_c + \frac{\theta}{2}}$	$\tau + \frac{\theta}{2}$	$\frac{\tau\theta}{2\tau + \theta}$



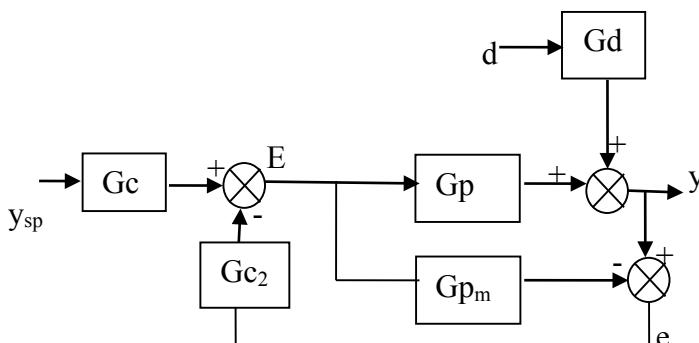
Gambar II.11 Step response pengendali IMC *based* PID
(Korsane, 2014)

II.6.5. Two Degree-of-freedom IMC

Spesifikasi pengaturan pengendalian standart umumnya menginginkan hasil yang bagus pada pengendalian perubahan *set point* dan penghilangan gangguan proses (*disturbance rejection*). Sayangnya pada pengendali

konvensional 1DoF hanya dapat mengatur 1 parameter pengendalian. Jika parameter yang dinginkan ditetapkan untuk mengatur pengendalian set point tracking maka diperoleh respon yang lambat pada penolakan gangguan, begitu pula sebaliknya. Hal ini mengakibatkan sulitnya tercapai pengendalian yang stabil dan *robust* secara bersamaan antara pengendalian *set point tracking* dan penolakan gangguan. Untuk kebanyakan pengendalian *single loop*, penolakan gangguan lebih diutamakan untuk dicapai terlebih dahulu dibandingkan dengan pengendalian perubahan set point (Seborg et al., 2011). Untuk menutupi kekurangan tersebut telah dikembangkan sebuah strategi pengendalian sederhana yang digunakan untuk mengatur set point dan menghilangkan gangguan pada proses secara terpisah tanpa saling mempengaruhi. Metode ini disebut dengan strategi pengendalian *two degree of freedom* (2DoF) (Araki dan Taguchi, 2003).

Morari dan Zafiriou (1989) mencoba mengatasi masalah tersebut dengan mengembangkan Two Degree of Freedom-Internal Model Control (2DoF-IMC). Yang dimaksud dengan two degree of freedom controller disini adalah strategi kontrol dimana memungkinkan untuk mendesain pengendali secara terpisah untuk setpoint tracking dan disturbance rejection (Goodwin et al., 2001). Berikut adalah skema 2DoF-IMC:



Gambar II.12 Struktur *Two Degrees of Freedom Internal Model Control.*

Pada Gambar II.12 terlihat bahwa pada 2DoF-IMC pengendali setpoint (G_{c1}) didesain secara openloop dan pengendali gangguan (G_{c2}) didesain secara feedback. Algoritma G_{c1} dan G_{c2} dirumuskan sebagai berikut:

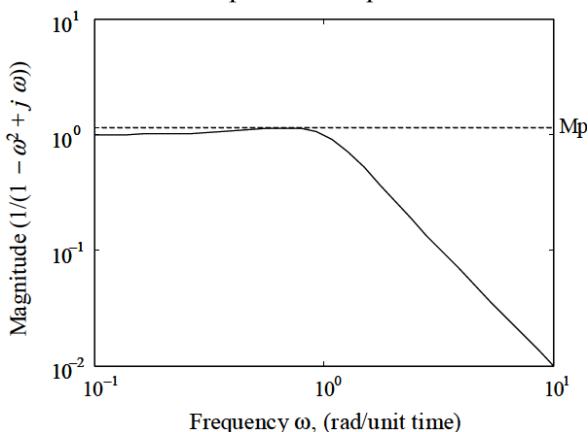
$$G_{c1} = \frac{1}{k} \frac{\tau s + 1}{\lambda_1 s + 1} \quad (\text{II.35})$$

$$G_{c2} = G_{c1} \frac{1}{k} \frac{\tau s + 1}{\lambda_2 s + 1} \quad (\text{II.36})$$

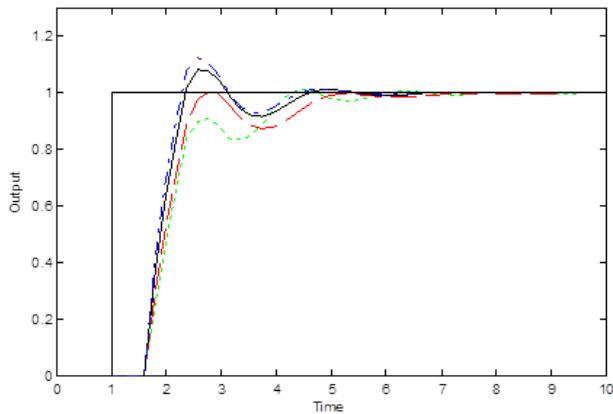
Dimana k adalah gain proses, τ adalah time constant proses dan α adalah parameter untuk pengendali gangguan (G_{c2}). Parameter-parameter tersebut akan dapat dengan mudah didapat apabila tidak ada error pada model. Namun, apabila model yang dibuat memiliki ketidak-tetapan, maka semua model yang dirumuskan akan selalu mengandung ketidak-akuratan dan setting parameter-parameter tersebut akan menjadi lebih sulit. Sumber ketidak-tetapan tersebut dapat berupa variasi parameter asli yang mempengaruhi kondisi operasi di pabrik, proses yang memang memiliki sifat nonlinear, ataupun perbedaan kondisi nyata dengan model matematika yang dibuat. Oleh karena itu, beberapa peneliti mencoba mengembangkan metode tuning yang juga dapat memberikan hasil pengendali yang baik meskipun digunakan pada proses yang memiliki ketidak-tetapan. Salah satunya adalah penelitian yang dilakukan oleh Juwari, dkk (2012) dimana beliau menggunakan prinsip-prinsip dasar analisa kestabilan yaitu kriteria Maximum Peak (Mp) dan Gain Margin (GM).

II.6.4.1. Maximum Peak (Mp)

Maximum Peak (Mp) didefinisikan sebagai magnituda maksimum dari frekuensi respon sistem lintas tertutup. Mp sendiri merupakan salah satu prinsip analisa kestabilan dimana memberikan indikasi kestabilan suatu sistem. Berikut gambar II.13 untuk frekuensi respon dan gambar II.14 untuk respon nilai Mp di bawah ini.



Gambar II.13 Frekuensi respon dari sistem orde dua.



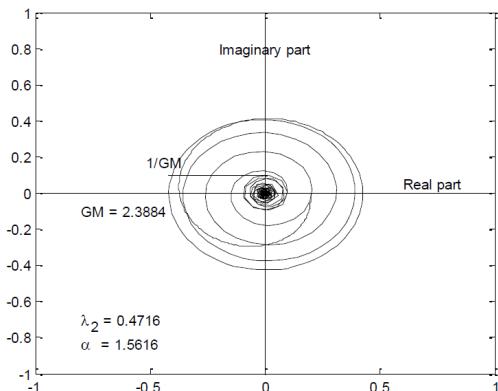
— Mp =1, OS = 1.0026; — Mp = 1.05, OS = 1.0810;
- - - Mp =1.1, OS = 1.1235

Gambar II.14 Korelasi nilai Mp terhadap overshoot maksimum respon step.

Nilai Mp yang besar menunjukkan maksimum overshoot yang besar pada respon step (Levine, 1995). Pada umumnya, nilai Mp pada suatu sistem pengendali yang dapat diterima harus pada range 1 - 1,5 (Kuo, 1995). Nilai Mp yang kecil menunjukkan efek pengendalian yang lambat, sedangkan nilai Mp yang besar menyebabkan maksimum overshoot yang besar pula dan dapat memicu respon yang tidak stabil, sehingga menurut Brosilow & Joseph (2001) nilai Mp yang optimal adalah 1,05, dengan nilai Mp tersebut akan didapatkan overshoot maksimum sebesar 10% (Juwari, 2013).

II.6.4.2. Gain Margin (GM)

Gain margin merupakan salah satu spesifikasi pada frekuensi respon untuk menentukan kestabilan suatu proses pengendalian. Gain Margin adalah fungsi transfer lintas terbuka (Gol) yang dipresentasikan dalam Nyquist Plot. Pada Nyquist plot tersebut, kestabilan suatu sistem lintas tertutup pada frekuensi respon dapat dicapai apabila Gol tidak melingkari titik (-1, j0) (Kuo, 1995). Kriteria Gain Margin sendiri sudah banyak dipakai dalam tuning pengendali. Nilai GM yang umum dipakai pada pengendali yang baik berkisar antara 1,7 – 4 (Seborg, 2004). Penelitian terbaru oleh Juwari, dkk (2012) menggunakan parameter Integral Absolute Error (IAE) menunjukkan bahwa nilai GM optimal adalah 2,4 terlihat pada gambar II.15. Karena dengan nilai GM 2,4 memberikan nilai IAE yang paling kecil (Juwari, 2013).

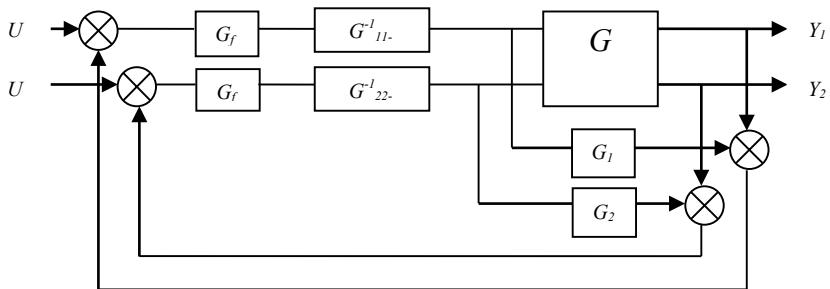


Gambar II.15 Interpretasi Gain Margin sistem FOPTD pada Nyquist plot.

II.6.4.3. Multi Input Multi Output IMC

Teknik mendesain pengendalian untuk sistem MIMO mengindikasikan bahwa hasil yang baik akan dapat dicapai apabila sistem tersebut dibagi ke dalam pasangan-pasangan variabel masukan dan keluaran, dan sebuah pengendali digunakan untuk mengontrol masing-masing pasangan tersebut (strategi multiloop). Dengan menggabungkan karakteristik IMC dengan strategi multiloop tersebut, maka akan menghasilkan sebuah prosedur desain pengendali yang simpel namun efektif. Permasalahan umum dalam faktorisasi, inversi, dan penentuan filter dalam mendesain multivariable IMC telah diinvestigasi secara detail oleh Garcia & Morari (1985). Perhitungan komputasional dalam implementasinya terhadap G_c sangat disarankan seiring dengan bertambahnya dimensi sistem yang harus dikendalikan (Economou & Morari, 1986).

Untuk mengendalikan suatu sistem MIMO dengan IMC yaitu dengan memilih pengendali G_c dan model proses G_m sebagai diagonal matriks tranfer. Berikut gambar II.16 adalah blok diagramnya:



Gambar II.16 Struktur blok diagram IMC sistem 2 x 2.

Konsep yang mendasari penanganan *multiloop* oleh pengendali IMC adalah dengan menggunakan *on-diagonal* model. Namun apabila hanya digunakan fungsi transfer *on-diagonal*-nya saja maka tentu akan menyebabkan adanya *modelling error* pada desain. Oleh karena itu parameter yang ada pada filter harus dikurangi hingga tercapai kondisi stabil, yang tentunya akan menjadikan parameter filter tersebut menjadi kunci dalam mendesain *multivariable* IMC. Dengan asumsi bahwa konfigurasi pairing telah ditentukan, maka:

Sehingga model proses untuk *multiloop* IMC:

$$G_m = \text{diag}[G_{11}, G_{22}, \dots, G_{nn}] \quad (\text{II.37})$$

Dan pengendali *multiloop* IMC-nya:

$$G_c = \text{diag}[G_{c1}, G_{c2}, \dots, G_{cn}] \quad (\text{II.38})$$

$$G_{ci} = G_{ii}^* G_{fi} \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (\text{II.39})$$

(Economou & Morari, 1986)

II.7. Perangkat Lunak Ni LabView

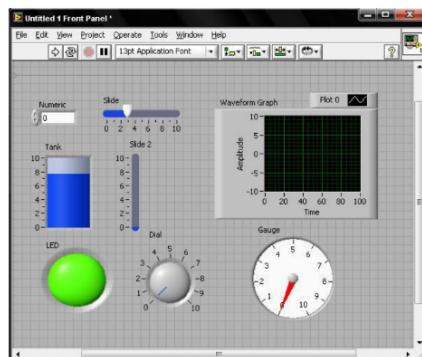
Edgar pada tahun 2004 menjelaskan bahwa LabView (Laboratory Virtual Instrumentation Engineering Workbench) merupakan software grafis untuk instrumentasi, desain sistem, dan *signal processing*. *Add-on toolkit Control Design and Simulation* (CDSim) pada LabView dapat digunakan untuk melakukan simulasi sistem dinamik.

II.7.1. Komponen-Komponen LabView

Komponen-komponen dalam program LabView meliputi, jendela depan (*front panel*), blok diagram, panel kontrol dan panel fungsi :

a. Jendela Depan (Front Panel)

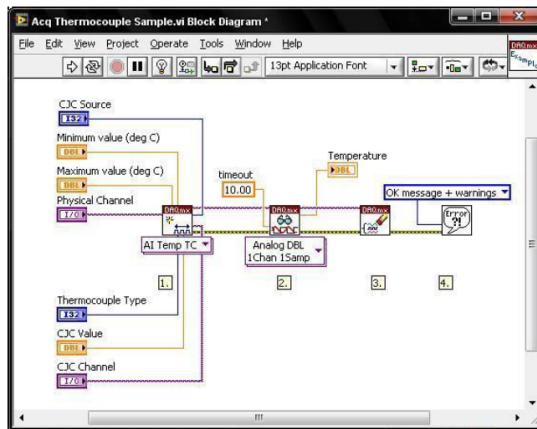
Jendela depan merupakan halaman antarmuka dari LabView. Jendela depan digunakan untuk berinteraksi dengan pengguna saat program dijalankan. Pengguna dapat mengatur program, mengganti masukan data dan melihat data yang masuk secara waktunya. Jendela depan dibangun dengan kontrol dan indikator, kontrol meliputi knop, tombol, dan dial. Indikator adalah grafik, LED, dan lainnya. dengan tampilan layout pada gambar II.17 dibawah ini.



Gambar II.17 Jendela depan LabView dengan berbagai kontrol dan indikator

b. Blok Diagram

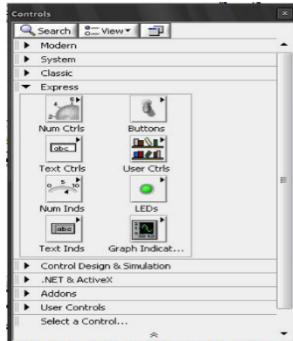
Blok diagram berisi kode grafik. Objek dari jendela depan muncul pada blok diagram sebagai sambungan dan blok diagram juga berisi fungsi dan struktur dari librari LabView dengan tampilan layout pada gambar II.16 dibawah ini.



Gambar II.18 Jendela blok diagram LabView.

c. Panel Kontrol

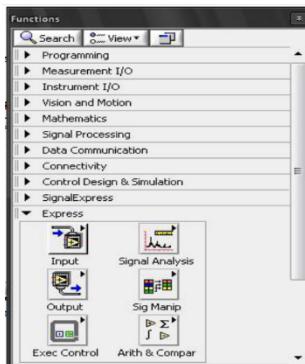
Panel kontrol digunakan untuk meletakkan kontrol dan indikator pada jendela depan. Panel kontrol hanya tersedia untuk jendela depan. Panel ini akan muncuk secara otomatis saat menjalankan program LabView dengan tampilan layout pada gambar II.19 dibawah ini.



Gambar II.19 Panel kontrol LabView.

d. Panel Fungsi

Panel Fungsi digunakan untuk membangun blok diagram. Panel fungsi hanya terdapat pada jendela blok diagram dengan tampilan layout pada gambar II.20 dibawah ini.



Gambar II.20 Panel fungsi LabView.

II.8. Penelitian Terdahulu

Johansson (1999) menjelaskan bahwa peralatan *quadruple tank* dirancang untuk menggambarkan beragam konsep dalam pengendalian multivariabel. Secara khusus menunjukkan batasan hasil dalam perancangan pengendalian multivariabel. Proses ini memiliki *multivariable zero* yang secara langsung berhubungan dengan posisi kedua *valve*, dimana posisinya diberikan oleh parameter $\gamma_1, \gamma_2 \in (0,1)$. Pada paper ini menunjukkan bahwa $\gamma_1 +$

γ_2 menentukan lokasi zero, sehingga jika $\gamma_1 + \gamma_2 < 1$ sistem dalam fase non minimum dan $\gamma_1 + \gamma_2 > 1$ sistem dalam fase minimum. Hasil pembagian dari γ_1/γ_2 memberikan arah zero. Proses *quadruple tank* sangat baik untuk menunjukkan pengaruh *coupling* dan batasan hasil dalam sistem pengendalian multivariabel.

Effendi dan Rusli (2004) menjelaskan peralatan empat tangki berhubungan, digunakan untuk menggambarkan pengaruh dari dinamika variasi waktu, perubahan tanda *steady state gain*. Penelitiannya menunjukkan bahwa untuk peralatan empat tangki yang digunakan memberikan beberapa hal penting yang diabaikan dalam sebagian besar pengendalian proses.

1. Pengaruh dari dinamika variasi waktu harus dipertimbangkan ketika merancang sistem pengendalian untuk proses multivariabel.
2. Tanda *steady state gain* yang harus selalu dipertimbangkan ketika merancang sistem pengendalian untuk proses multivariabel.
3. Penyebab dari kelakuan dinamika yang tidak diharapkan dalam *loop* pengendalian yang lebih lemah daripada asumsi semula.
4. Dalam kondisi yang sama, *full decoupling* dapat menunjukkan hasil yang lebih jelek daripada *partial decoupling*.
5. *Decoupling control* mempunyai kemungkinan untuk memberikan gangguan pada sistem.
6. Pengaruh *hysteresis* harus dipertimbangkan ketika menyelesaikan permasalahan pengendalian.

Pemahaman ini diperlukan untuk memilih struktur pengendalian multivariabel yang tepat dan menentukan apakah permasalahan pengendalian dapat diselesaikan dengan *tuning* pengendali yang lebih baik, struktur pengendalian yang berbeda, perubahan perancangan proses atau perubahan kondisi operasi.

Dody dan Nurman (2006) menjelaskan peralatan empat tangki yang saling berinteraksi digunakan untuk menggambarkan

pengaruh dari dinamika variasi ketinggian awal tiap tangki dan rasio bukaan pipa. Penelitian ini bertujuan untuk menganalisa interaksi yang terjadi pada fase non minimum, fase zero, dan fase minimum dengan variabel ketinggian awal tiap tangki dan rasio bukaan pipa. Kemudian menentukan konfigurasi pairing yang terbaik dengan menggunakan *tuning* dengan *decoupling control* maupun tanpa *decoupling control*.

Hasan dan Ilham (2015) menjelaskan tentang dinamika proses dan pengendalian sistem empat tangki modifikasi I yang saling berinteraksi. Pengembangan ini dilakukan dengan menambahkan panas (Q) pada tangki 1 dan tangki 2. Dengan demikian, variabel yang dikontrol adalah ketinggian cairan (tangki 1 dan 2) dengan valve dan suhu cairan (tanki 1 dan 2) dengan Q steam. Proses ini menghasilkan interaksi MIMO 4x4.

Gumelar dan Nia (2015) juga menjelaskan tentang dinamika proses dan pengendalian sistem empat tangki modifikasi II yang saling berinteraksi. Untuk pengembangan dari modifikasi II ini dilakukan dengan menambahkan panas (Q) pada tangki 1 dan tangki 2 dan juga interaksi antar tangki 1 dan tangki 2. Variabel yang dikontrol sama yaitu ketinggian cairan (tangki 1 dan 2) dengan valve dan suhu cairan (tanki 1 dan 2) dengan Q steam. Keduanya menggunakan pengendali kontrol yang sama yaitu *P-only* dan PID yang dibandingkan dengan pengendali IMC untuk melakukan analisa respons closed loop pada sistem Quadruple-Tank.

Amalia dan Zahrotul (2015), menjelaskan tentang dinamika proses dan pengendalian sistem empat tangki modifikasi III yang saling berinteraksi. Untuk pengembangan dari modifikasi III ini dilakukan dengan penambahan koil sebagai pemanas pada tangki 1 dan tangki 2, adanya interaksi antara fluida dari tangki 1 dan tangki 2 serta interaksi tangki 3 dan tangki 4. Variabel yang dikontrol sama yaitu ketinggian cairan (tangki 1 dan 2) dengan valve dan suhu cairan (tangki 1 dan 2) dengan Q steam. Keduanya menggunakan pengendali control yang sama yaitu PI dan PID yang

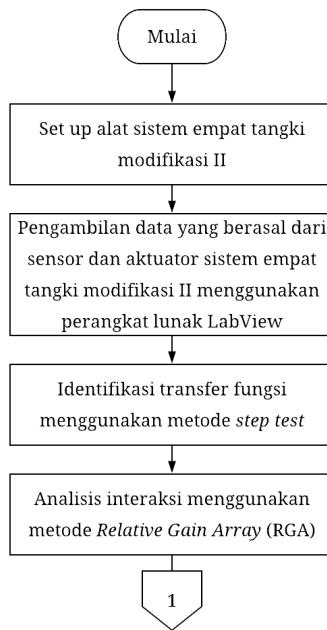
dibandingkan dengan pengendali 2DoF-IMC untuk melakukan analisa respons closed loop pada sistem Quadruple-Tank.

Akhmad dan Siti (2017), menjelaskan tentang dinamika proses dan pengendalian sistem empat tangki modifikasi II yang saling berinteraksi. Untuk pengembangan dari modifikasi II dilakukan dengan penambahan koil sebagai pemanas pada tangki 1 dan tangki 2, adanya interaksi antara fluida dari tangki 1 dan tangki 2. Variabel yang dikontrol sama yaitu ketinggian cairan (tangki 1 dan 2) dengan valve dan suhu cairan (tangki 1 dan 2) dengan Q steam. Keduanya menggunakan pengendali control yang sama yaitu PI dan PID yang dibandingkan dengan pengendali 2DoF-IMC untuk melakukan analisa respons closed loop pada sistem Quadruple-Tank.

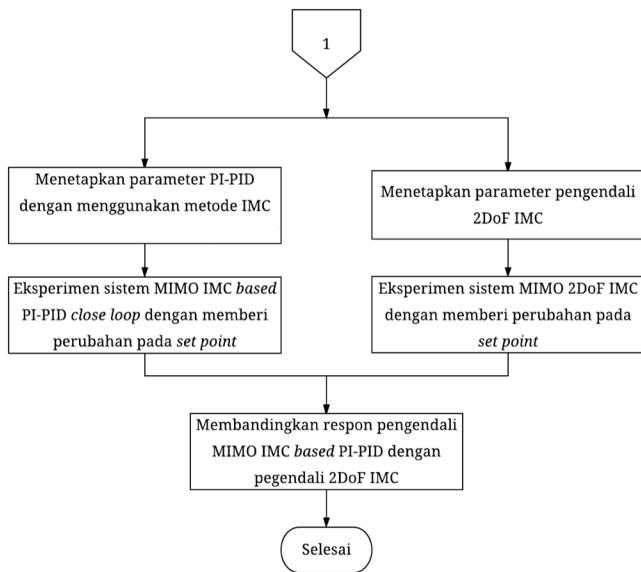
BAB III

METODE PENELITIAN

Dalam penelitian ini digunakan peralatan sistem empat tangki dengan tahapan penelitian yang ditunjukkan pada Gambar III.1 sebagai berikut:

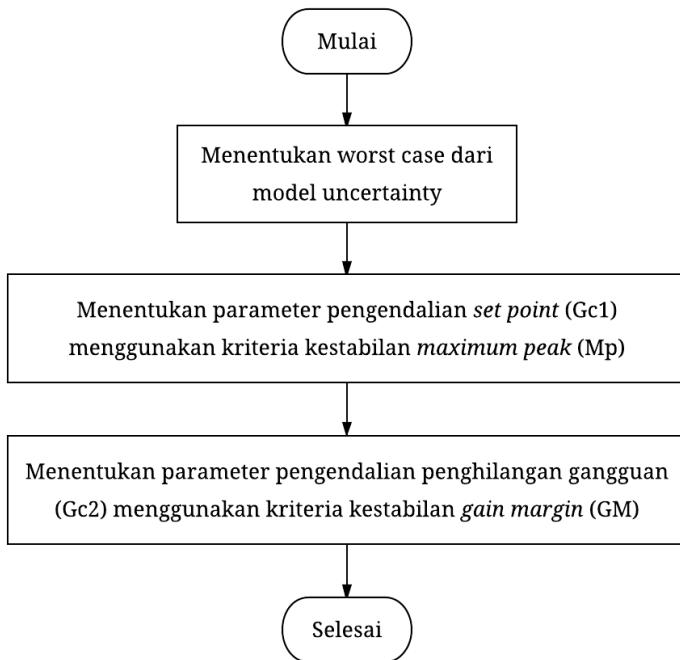


Gambar III.1a Diagram alir penelitian



Gambar III.1b Diagram alir penelitian

Berikut metode penentuan parameter pengendali *Two Degree of Freedom-IMC* pada Gambar III.2.



Gambar III.2 Diagram alir penentuan parameter pengendali 2DoF IMC

III.1. Set up alat sistem empat tangki modifikasi II

Skema peralatan sistem empat tangki modifikasi II ditunjukkan pada Gambar III.3:



Gambar III.3 Skema peralatan sistem empat tangki modifikasi II

Dari skema pada Gambar III.3 di atas, peralatan yang harus disiapkan adalah sistem empat tangki beserta komputer dan *data*

acquisition hardware (DAQ). DAQ *hardware* digunakan untuk menerima data dari sensor dan memberi instruksi kepada aktuator yang berada pada sistem empat tangki modifikasi II. Komputer digunakan untuk mengolah data yang didapat dari sensor melalui perantara DAQ *hardware*.

III.2. *Capture data* yang berasal dari sensor dan aktuator sistem empat tangki modifikasi II menggunakan perangkat lunak LabView.

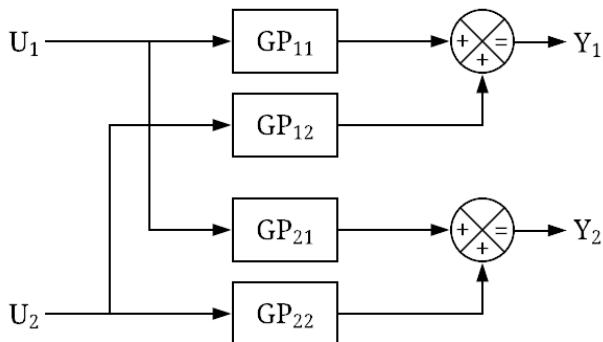
Dalam penelitian ini digunakan perangkat lunak LabView untuk melakukan *capture data* yang berasal dari sistem empat tangki modifikasi II. Labview merupakan perangkat lunak yang digunakan untuk instrumentasi, desain sistem, dan *signal processing*. Keunggulan dari perangkat lunak LabView adalah, *capture data* dilakukan dengan menggunakan tampilan antarmuka pengguna yang mudah dipahami. Terdapat berbagai macam *Add-on* tambahan pada perangkat lunak LabView, salah satunya adalah *Add-on toolkit Control Design and Simulation* (CDSim), *add-on* ini dapat digunakan untuk melakukan *capture data* dari sistem. Langkah-langkah dalam melakukan *capture data* proses secara umum adalah sebagai berikut:

- a. Merangkai blok diagram model proses di dalam *Control and Simulation Loop* pada jendela blok diagram.
- b. Merancang tampilan antarmuka pengguna pada jendela *front panel* untuk mendukung proses *capture data* dan analisa.
- c. Menjalankan sistem proses yang telah dibuat serta menganalisa hasil yang didapat.

III.3. Identifikasi fungsi transfer menggunakan metode *step test*

Identifikasi dilakukan pada saat sistem dalam kondisi *open loop*, setelah proses berjalan stabil, dilakukan perubahan step sebesar 3-5%. Kurva proses diidentifikasi dengan cara melakukan pendekatan sesuai karakter proses yang terjadi. Skema blok

diagram sistem MIMO 2x2 ditunjukkan pada Gambar III.4 di bawah:



Gambar III.4 Skema blok diagram sistem MIMO 2x2

III.4. Analisis interaksi menggunakan metode *Relative Gain Array (RGA)*

Fungsi transfer yang telah didapat dari *step test*, kemudian diukur interaksinya dengan menggunakan metode RGA berdasarkan data *steady state gain*. Hasilnya berupa kemungkinan konfigurasi pairing yang diusulkan untuk sistem MIMO 2x2.

III.5. Menetapkan parameter PI-PID dengan menggunakan metode IMC based

Pada penelitian ini direncanakan pengendalian level menggunakan jenis pengendali PI-PID IMC based dan 2DoF IMC. Parameter untuk setiap pengendali dihitung menggunakan metode IMC based.

III.6. Melakukan eksperimen sistem MIMO IMC *based* PI-PID *close loop* dengan memberi perubahan pada *set point*

Parameter pengendali yang telah ditentukan, kemudian digunakan dalam eksperimen *close loop*. Eksperimen MIMO IMC *based* PI-PID dilakukan menggunakan sistem empat tangki modifikasi II dengan memberi perubahan pada *set point*.

III.7. Menetapkan Fungsi Transfer Pengendali *Two Degree-of-Freedom IMC*

Fungsi transfer pengendali 2DoF-IMC ditetapkan dengan langkah-langkah yang telah disebutkan pada Bab II. Metode tuning 2DoF-IMC menggunakan prinsip kestabilan *maximum peak* dan *gain margin*.

III.8. Eksperimen MIMO 2DoF- IMC dengan Metode *Tuning Maximum Peak Gain Margin (Mp-GM)* .

Ada tiga langkah utama pada metode *tuning Mp-GM* pada pengendali 2DoF-IMC, yaitu:

1. Menentukan *worst case* dari model *uncertainty*. Untuk menentukan *worst case*, maka harga deviasi dari fungsi transfer yang diambil adalah sebesar kurang lebih 20%. *Worst case* pada proses model *uncertainty* dapat diidentifikasi melalui nilai terbesar dari *Maximum peaknya* atau nilai $\max|j\omega|$ dengan membuat *complementary sensitivity function* dari kombinasi harga *gain*, *dead time* dan *time constant* proses. Harga *maximum peak* (*Mp*) paling tinggi itulah kombinasi harga yang memberikan kasus yang paling sulit dikendalikan (*worst case*).
2. Menentukan parameter pengendalian *set point* (Gc_1) menggunakan kriteria kestabilan *maximum peak* (*Mp*). Metode *Mp Tuning* menentukan

parameter pengendali sedemikian hingga *complimentary sensitivity function* dari masing-masing *loop* dapat bernilai 1.05. Untuk mencari parameter pengendali (λ) dari masing-masing *loop*, harus dicari dulu nilai initial λ yang dihitung tanpa memperhitungkan interaksi, artinya masing-masing *loop* dianggap sebagai *single loop* dengan *complementary sensitivity function* atau $|T(j\omega)|$ sebagai SISO. Kemudian nilai initial λ yang dihitung secara SISO dimasukkan dalam perhitungan $|T(j\omega)|$ MIMO sehingga didapatkan nilai λ untuk pengendali *set point*.

3. Menentukan parameter pengendalian penghilangan gangguan (G_{c2}) menggunakan kriteria kestabilan *gain margin* (GM). Pada metode ini, pengendali G_{c2} masing-masing *loop* didesain dengan fungsi transfer *open loop* untuk masing-masing *loop* secara SISO.

Parameter pengendali yang telah ditentukan, kemudian digunakan dalam eksperimen *closed loop*. Eksperimen MIMO 2DoF-IMC dengan *tuning Mp-GM* dilakukan dengan menggunakan sistem empat tangki modifikasi II dengan memberi perubahan pada *set point*.

III.9. Membandingkan respon pengendali MIMO IMC based PI-PID dengan 2DoF IMC

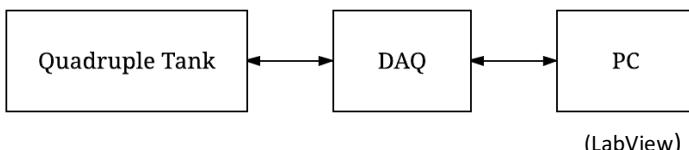
Hasil eksperimen untuk MIMO IMC *based* PI-PID dibandingkan dengan hasil eksperimen MIMO 2DOF IMC. Grafik respon *close loop* dibandingkan berdasarkan kriteria *integral of the absolute value of error* (IAE).

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

IV.1 Kondisi Sistem Steady State

Penelitian yang kami lakukan bertujuan untuk melakukan eksperimen pada *pilot plant* sistem *quadruple tank* modifikasi II, kemudian menganalisa dinamika dan pengendalian proses serta membandingkan respons proses *closed loop* antara pengendali IMC based PID dan pengendali 2DoF-IMC. Tahap eksperimen akan dijalankan dengan Skema peralatan sistem empat tangki modifikasi II ditunjukkan pada Gambar IV.1:



Gambar IV.1 Skema peralatan sistem empat tangki modifikasi II

Dari skema pada Gambar IV.1 di atas, peralatan yang harus disiapkan adalah sistem empat tangki beserta komputer dan *data acquisition hardware* (DAQ). DAQ *hardware* digunakan untuk menerima data dari sensor dan memberi instruksi kepada aktuator yang berada pada sistem empat tangki modifikasi II. Komputer digunakan untuk mengolah data yang didapat dari sensor melalui perantara DAQ *hardware* dengan *software* berupa LabView. Sehingga ada beberapa data perancangan dari *pilot plant* sistem *quadruple tank* dan parameter proses seperti tertera pada tabel IV.1.

Tabel IV.1 Spesifikasi *Pilot Plant* Modifikasi II Sistem Empat Tangki

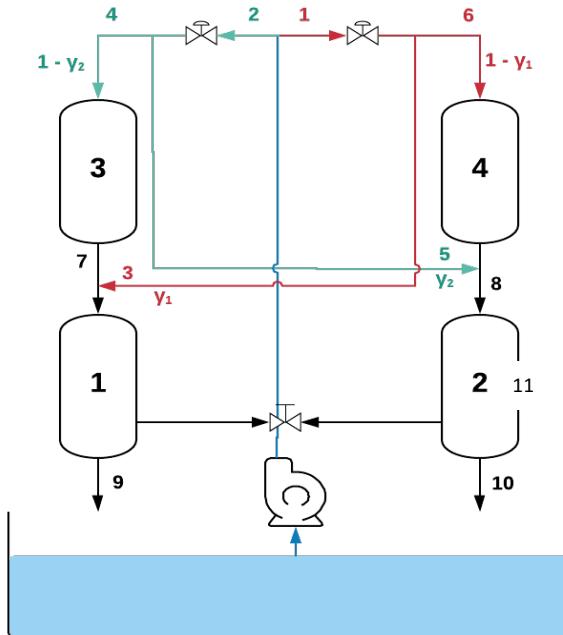
Spesifikasi <i>Pilot Plant</i>	Nilai
Tinggi Tangki 1 dan 2	1 m

Tinggi Tangki 3 dan 4	0.8 cm
Diameter Tangki	0.205 m
Luas Alas Tangki	330.2 m ²
Diameter Pipa Keluaran Bawah	0,00477 m
Diameter Pipa Keluaran Samping	0.00272 m
Luas Permukaan Lubang Pipa Bawah	1.78x10 ⁻⁵ m ²
Luas Permukaan Lubang Pipa Samping	5.81x10 ⁻⁶ m ²
Massa Jenis	1000 kg/m ³
Percepatan Gravitasi	9,8 m/s ²
Konstanta pompa	1

Pilot plant yang telah dirancang ini terdiri dari empat buah tangki dengan ukuran diameter dan tinggi yang seragam antara tangki 1 dan 2 serta tangki 3 dan 4. Pipa keluaran tangki dari bagian bawah memiliki diameter 0,00477 m. Dan diameter pipa interaksi sebesar 0.00272 m. Untuk sistem quadruple tank modifikasi 2, dimana untuk tangki 1 dan 2 memiliki interaksi secara horizontal, dihubungkan oleh pipa dengan ukuran lebih kecil dibanding ukuran pipa keluaran bagian bawah. Hal tersebut bertujuan untuk memperlambat interaksi yang terjadi antara air pada tangki 1 dan tangki 2. Setelah mengetahui bagaimana spesifikasi tangki, selanjutnya kita harus tahu bagaimana sistem quadruple tank modifikasi 2 ini bekerja.

Skema Modifikasi II Sistem Empat Tangki pada eksperimen menggunakan software LabView dapat digambarkan pada Gambar IV.1. Sistem empat tangki ini saling berinteraksi, dimana laju alir (U_1) terbagi menjadi 2 aliran yaitu aliran 3 dan 6 dengan rasio γ_1 . Begitu juga halnya laju alir (U_2) terbagi menjadi

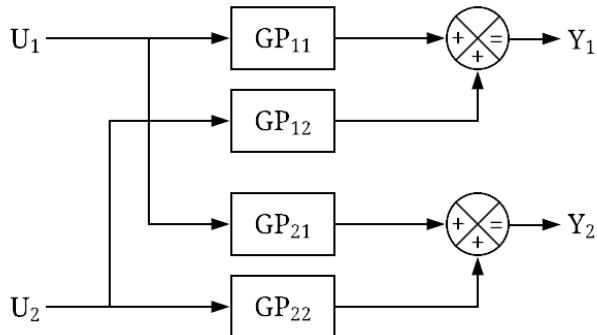
aliran 4 dan 5 dengan rasio γ_2 . Aliran 4 mengisi tangki 3 dan aliran 6 mengisi tangki 4.



Gambar IV.2. Skema Eksperimen Pada *Pilot Plant* Modifikasi II
Sistem Empat Tangki

Pada sistem modifikasi II, terjadi interaksi secara horizontal antara tangki 1 dan 2 melalui aliran samping nomor 11 namun dengan luas permukaan pipa yang lebih kecil (a') dibanding luas permukaan pipa keluaran bawah tangki (a). Pada pilot plant ini tidak ada penambahan pemanas yang diberikan (Q_1 dan Q_2). Pada sistem pengendalian proses ini, variabel yang dikendalikan yaitu level air pada tangki 1 dan 2 (h_1 & h_2). Sedangkan variabel yang dimanipulasi yaitu laju alir (U_1 & U_2). Sehingga sistem

menjadi Multi Input Multi Output (MIMO) 2x2 dengan diagram blok yang tertera pada Gambar IV.2 dibawah ini.



Gambar IV.3. Blok diagram system *Quadruple-Tank* Modifikasi II.

IV.2 Kondisi Steady State

Sebelum melakukan eksperimen, dibutuhkan kondisi pilot plant sistem quadruple tank modifikasi II dalam kondisi steady state. Diketahui sistem pilot plant berada dalam kondisi fase minimum. Dimana pada saat proses berada dalam fase minimum besarnya laju alir ke tangki 1 dan 2 lebih besar dari besarnya laju alir ke tangki 3 dan 4. Kondisi tersebut mengakibatkan ketinggian air pada tangki 1 lebih mudah dikendalikan oleh laju alir dari pompa 1 dan ketinggian air pada tangki 2 lebih mudah dikendalikan oleh laju alir dari pompa 2. Besarnya rasio alir ke tangki 1 dan tangki 3 serta rasio alir dari tangki 2 dan 4 ini bernilai $\gamma_1=0,8$; $\gamma_2=0,83$. Sehingga dilakukan eksperimen untuk mendapatkan kondisi pilot plant yang *steady state* sesuai yang tertera pada tabel IV.2.

Tabel IV.2 Kondisi *Steady State*

Variabel	Nilai (Fase Minimum)
$h_1 \text{ steady state}$	0.4529 m
$h_2 \text{ steady state}$	0.5807 m
$U_1 \text{ steady state}$	$4.84 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$
$U_2 \text{ steady state}$	$4.68 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$

Berdasarkan hasil eksperimen tanpa pengendali (*open loop*), sistem *pilot plant* dapat dijalankan hingga mencapai kondisi *steady state*. Untuk kondisi *steady state*, dibutuhkan derajat kebebasan untuk mengetahui variable mana yang harus diukur dan yang harus dihitung agar nantinya diperoleh kondisi *steady state* yang diinginkan. Dalam sistem ini, terdapat 4 persamaan differensial. Untuk persamaan neraca massa yaitu :

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = \gamma_1 k_1 u_1 + a_3 \sqrt{2gh_3} + a_2 \sqrt{2g(h_2 - h_1)} - a_1 \sqrt{2gh_1} \quad (\text{IV.1})$$

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = a_4 \sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 - a_2 \sqrt{2g(h_2 - h_1)} - a_2 \sqrt{2gh_2} \quad (\text{IV.2})$$

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = (1 - \gamma_2)k_2 u_2 - a_3 \sqrt{2gh_3} \quad (\text{IV.3})$$

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = (1 - \gamma_1)k_1 u_1 - a_4 \sqrt{2gh_4} \quad (\text{IV.4})$$

Sedangkan untuk rincian variable dalam proses tertera dalam tabel IV.4 berikut :

Tabel IV.3 Variable Proses

Variable	Besaran	Keterangan
Laju alir pompa 1	U_1	<i>Manipulated variable</i>
Laju alir pompa 2	U_2	
Luas permukaan lubang pipa bawah	$a_1 = a_2 = a_3 = a_4$	<i>Disturbance</i>
Luas permukaan lubang pipa samping	$a'_1 = a'_2 = a'_3 = a'_4$	
Rasio laju alir 1	γ_1	
Rasio laju alir 2	γ_2	
Level tangki 1	h_1	<i>Controlled variable</i>
Level tangki 2	h_2	

Terdapat 8 variable (N_V) dan 4 persamaan diferensial (N_E), sehingga *degrees of freedom* (N_F) adalah 4. Bila luas permukaan lubang pipa bawah a , luas permukaan lubang pipa samping a' , rasio laju alir γ_1 , dan rasio laju alir γ_2 dianggap sebagai disturbance variable $N_D = 4$. Sehingga *control degrees of freedom* $N_{FC} = 2$.

Selanjutnya dilakukan identifikasi transfer fungsi untuk mengetahui karakter proses beserta interaksi dari setiap variabel kontrol dan variabel manipulasi.

IV.3 Identifikasi Transfer Fungsi

Identifikasi transfer fungsi pada eksperimen ini dilakukan dengan memberikan *perubahan step* pada sistem *open loop* setelah

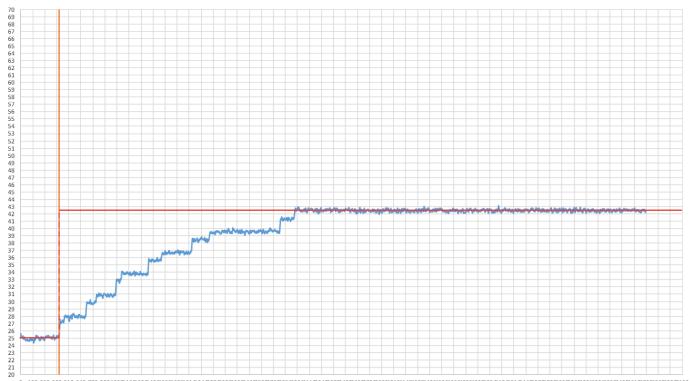
mencapai keadaan *steady*. *Step test* dilakukan pada $t = 135$ s untuk pemberian perubahan *manipulated variable 1* dan dilakukan pada $t = 414$ s untuk pemberian perubahan pada *manipulated variable 2*. Perubahan ini memberikan *disturbance* dengan mengubah *input signal*. *Input signal* yang diubah adalah U_1 dan U_2 . Analisa dilakukan untuk fase minimum karena kondisi steady state pilot plant berada pada fase tersebut. Grafik respons yang didapat diidentifikasi berdasarkan pendekatan FOPTD (*First Order Plus Time Delay*).

Perubahan laju alir (U_2) mempengaruhi semua variabel kontrol, level tangki 1 mengalami kenaikan karena adanya penambahan aliran ke tangki 1, penambahan aliran ke tangki 1 inilah yang meningkatkan aliran dari tangki 2 menuju tangki 1 sehingga terjadi kenaikan level pada tangki 1. Begitu pula sebaliknya dengan peningkatan laju alir (U_1). Dengan demikian, matriks transfer Fungsi yang didapat yaitu :

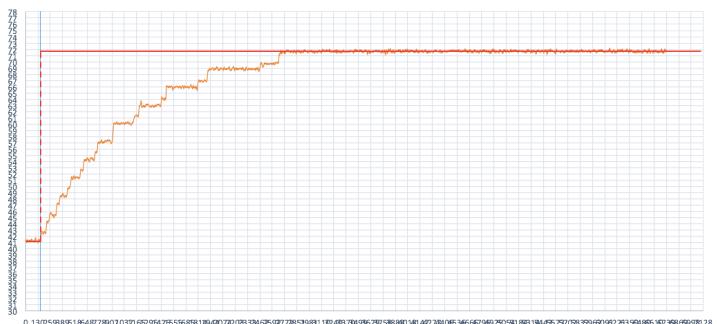
$$\begin{bmatrix} h_1(s) \\ h_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{p11} & G_{p12} \\ G_{p21} & G_{p22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (\text{IV.5})$$

IV.2.1 Step Test pada Fase Minimum

. Step test dilakukan untuk sistem *pilot plant* Quadruple-Tank Modifikasi II dengan $\gamma_1=0,8$ dan $\gamma_2=0,83$,. Pertama adalah mengubah aliran masuk U_1 dari $4,84 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ menjadi $6,10 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$. Dengan, nilai *step* yang diberikan sebesar $1,26 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$.



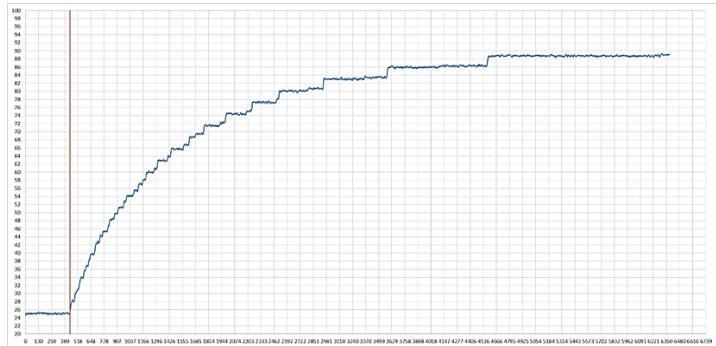
(a)



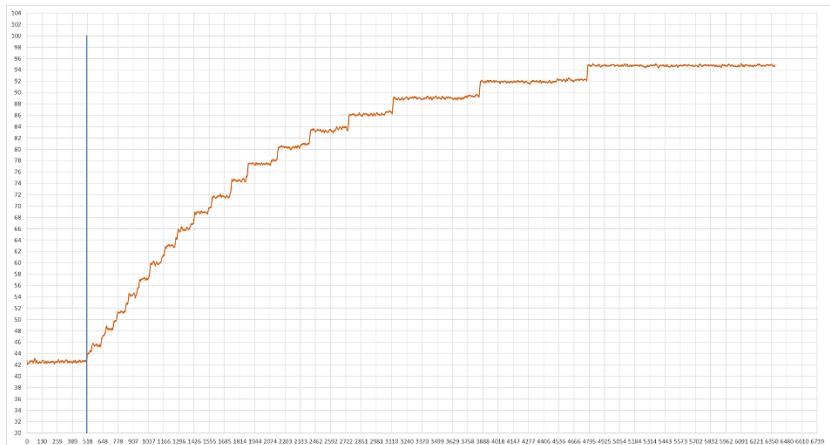
(b)

Gambar IV.4 Respon perubahan level tanki karena perubahan U_1 pada fase minimum a) h_1 b) h_2

Kedua adalah mengubah aliran masuk U_2 dari $4.68 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$ menjadi $5.49 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$. Maka, nilai *step* yang diberikan sebesar $8.10 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{s}$.



(a)



(b)

Gambar IV.5 Respon perubahan level tanki karena perubahan U_2 pada fase minimum. (a) h_1 (b) h_2

Dari respon tersebut, kemudian dianalisis dan dihitung untuk didapatkan model transfer fungsi eksperimen sistem *pilot plant quadruple tank* modifikasi 2

$$Gp_{11} = \frac{1.095e^{-279s}}{1535s+1} \quad (\text{IV.6})$$

$$Gp_{21} = \frac{1.488e^{-21s}}{932s+1} \quad (IV.7)$$

$$Gp_{12} = \frac{5.935e^{-26s}}{855s+1} \quad (IV.8)$$

$$Gp_{22} = \frac{3.792e^{-96s}}{1823s+1} \quad (IV.9)$$

Pada sistem pilot plant ini didapatkan adanya time delay pada proses pada beberapa model transfer fungsi. Hal ini menunjukkan bahwa system memiliki *time delay*, sesuai dengan apa yang telah diajukan oleh Juwari, 2014.

IV.4 Analisis Interaksi

Penyusunan blok diagram untuk sistem MIMO 2x2 bergantung pada pairing pengendali yang digunakan. Dari perhitungan nilai relative gain dengan metode RGA didapatkan pada fase minimum sistem pilot plant ini adalah ($\gamma_1=0,8$; $\gamma_2=0,83$). Berikut merupakan gain matriks K :

$$K = \begin{bmatrix} 1.0945 & 5.9347 \\ 1.4885 & 3.7918 \end{bmatrix} \quad (IV.10)$$

Sehingga, didapatkan matriks relative gain :

$$\Lambda = \begin{bmatrix} -0.8861 & 1.8861 \\ 1.8861 & -0.8861 \end{bmatrix} \quad (IV.11)$$

Rekomendasi yaitu memilih pairing berdasarkan nilai relative gain dengan nilai positif dan sedekat mungkin dengan 1. Berdasarkan rekomendasi nilai relatif gain array (RGA), analisis RGA untuk proses 2x2 memberikan kesimpulan bahwa y1 harus dipairingkan dengan u1 hanya jika nilai $\lambda \geq 0.5$.

(Seborg,2004)

Sehingga pairing yang dipilih yaitu :

$$h_1-U_2 \quad h_2-U_1$$

Kondisi steady state untuk level tangki 1 yaitu 0,4513 m dan tangki 2 0,5713 m. Keadaan tersebut mengakibatkan aliran air pada pipa penghubung mengalir dari tangki 2 ke tangki 1.

IV.5 Analisis Respon Pengendalian

IV.5.1 Pengendali PI – PID based IMC

Pada penggunaan pengendali PI - PID dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan tuning model dari IMC untuk didapatkan parameter pada masing-masing pengendali seperti tertera pada tabel IV.4 dengan konversi parameter ke dalam menit sesuai dengan blok diagram PID pada software labview. Blok diagram pada program LabView ini nantinya akan menerima dan mengirim sinyal voltase ke DAQ dan *Pilot Plant* untuk dianalisa secara *real time*.

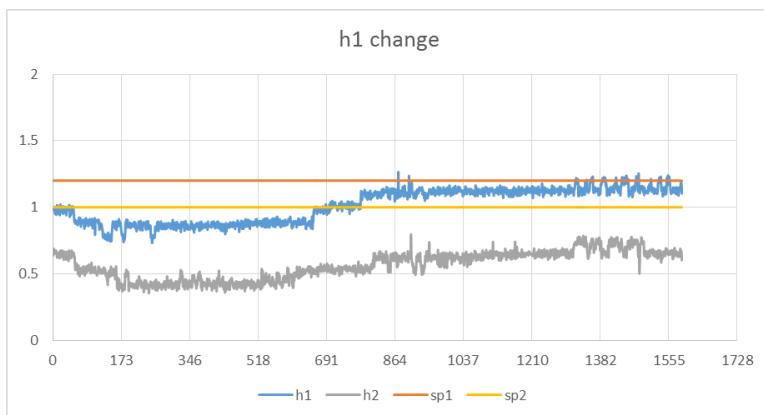
Tabel IV.4 Tabel Hasil *tuning* Parameter Pengendali PI – PID based IMC

Pairing Controller	PI		
	Kc	T _I	T _D
h1 – U2	2.77	14.25	
h2 – U1	14.91	15.53	

Pairing Controller	PID		
	Kc	T _I	T _D
h1 – U2	3.75	14.47	0.21
h2 – U1	20.10	15.71	0.17

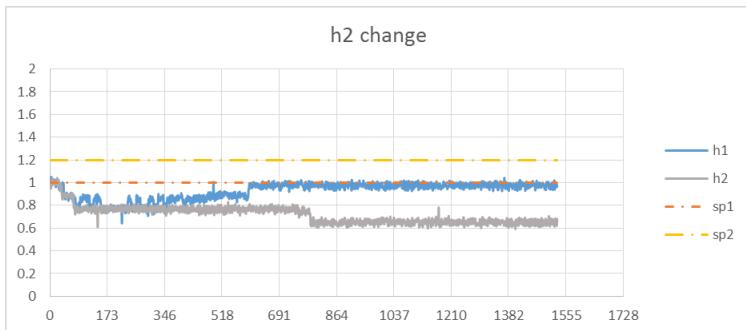
Parameter tersebut digunakan untuk eksperimen *closed loop*, kemudian dilakukan perubahan *set point* pada setiap variabel

kontrol. Pada awal simulasi, sistem telah stabil sesuai kondisi steady state. Perubahan *set point* dilakukan pada waktu simulasi mencapai 200 detik. Perubahan tersebut dilakukan pada variabel kontrol h_1 , h_2 , dengan menganalisa perubahan dua variabel kontrol ketika salah satu variabel dilakukan perubahan *set point*. Pertama dilakukan perubahan *set point* h_1 , respon proses kemudian di plot ke dalam bentuk grafik, sehingga dapat diamati pada gambar IV.6.



Gambar IV.6 Hasil simulasi pengendali PI *tuning* IMC pada perubahan *set point* h_1

Hasil simulasi pada perubahan *set point* h_2 dapat diamati pada Gambar IV.7



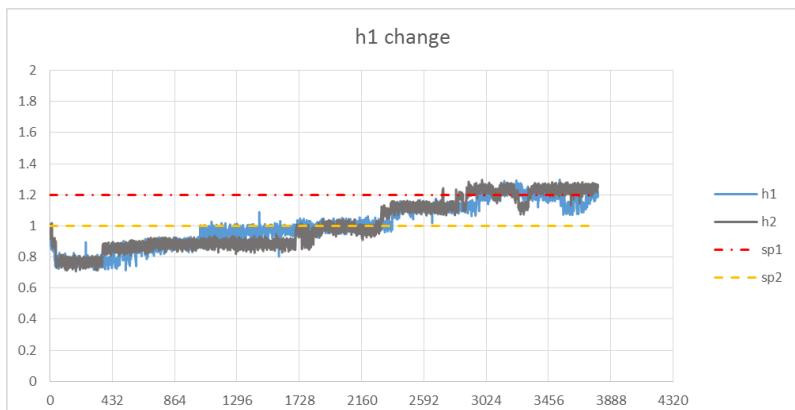
Gambar IV.7 Hasil simulasi pengendali PI tuning IMC pada perubahan *set point* h_2

Simulasi *closed loop* dilakukan pada sistem dengan fase minimum, pada proses tersebut diberikan perubahan *set point* level (h_1) dalam bentuk sinyal voltase. Dimana range voltase siyal dari 0-5 yang menujukkan tangki dari 0% (kosong) hingga terisi penuh 100 %. Perubahan diberikan ke set point h_1 dari 1 volt ke 1.2 volt atau yang berarti dari 20% hingga 24% pada waktu simulasi 968 detik. Berdasarkan hasil simulasi, respons proses dapat mencapai *set point* pada h_1 , namun terjadi offset pada nilai h_2 yang tidak dapat kembali ke set point sebesar 0.37 volt atau 7.4% level. Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* h_2 dari 1 volt ke 1.2 volt. Hasil menunjukkan respons proses bahkan tidak dapat mencapai *set point* dengan adanya *offset* 0.52 volt atau 10% level . Dari hasil tersebut dapat dikatakan bahwa pengendali PI belum mampu untuk mengatasi pengendalian level modifikasi II pada eksperimen sistem empat tangki.

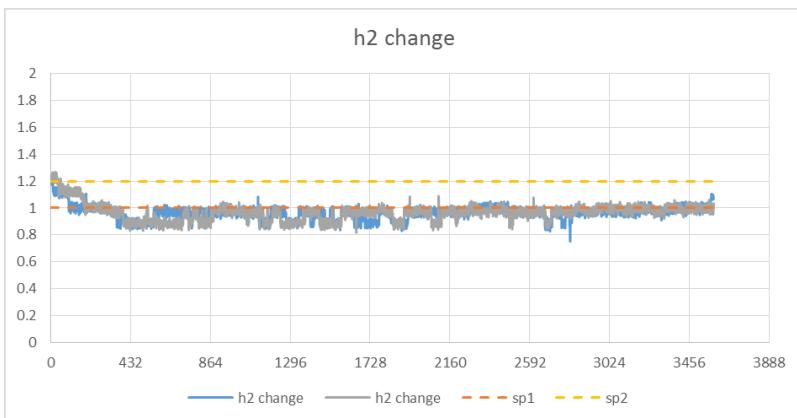
Banyak faktor yang mempengaruhi bagaimana controlled variabel belum bisa mencapai set point yang diinginkan. Misal gangguan teknis terhadap tegangan sinyal, dimana grounding alat yang belum sempurna sehingga menyebabkan sinyal yang dikirim ke control valve (OP) dapat terganggu yang menyebabkan belum bisa mencapai set point yang diinginkan.

Selain itu, proses modifikasi 2 memungkinkan adanya interaksi antara tangki 1 dan tangki 2. Interaksi ini terjadi secara horizontal antara tangki 1 dan 2 melalui aliran samping menyebabkan interaksi antar tangki semakin banyak sehingga menjadikan sistem lebih sulit dikendalikan untuk mencapai set point yang diinginkan dalam suatu waktu. Untuk sistem 2x2, terdapat beberapa macam kasus pairing yang bisa terjadi. Pada sistem ini menggunakan pairing 12-21, dimana nilai $\lambda < 0$ yang menyebabkan interaksi *control loop system* akan berlawanan dan menjadi tidak stabil.

Pada Pengendali menggunakan PID based IMC eksperimen *closed loop*, kemudian dilakukan perubahan *set point* pada setiap variabel kontrol. Pada awal simulasi, sistem telah stabil sesuai kondisi steady state. Perubahan *set point* dilakukan pada waktu simulasi mencapai 200 detik. Perubahan tersebut dilakukan pada variabel kontrol h_1 , h_2 , dengan menganalisa perubahan dua variabel kontrol ketika salah satu variabel dilakukan perubahan *set point*. Pertama dilakukan perubahan *set point* h_1 , respon proses kemudian di plot ke dalam bentuk grafik, sehingga dapat diamati pada gambar IV.8.



Gambar IV.8 Hasil eksperimen pengendali PID tuning IMC pada perubahan *set point* h_1



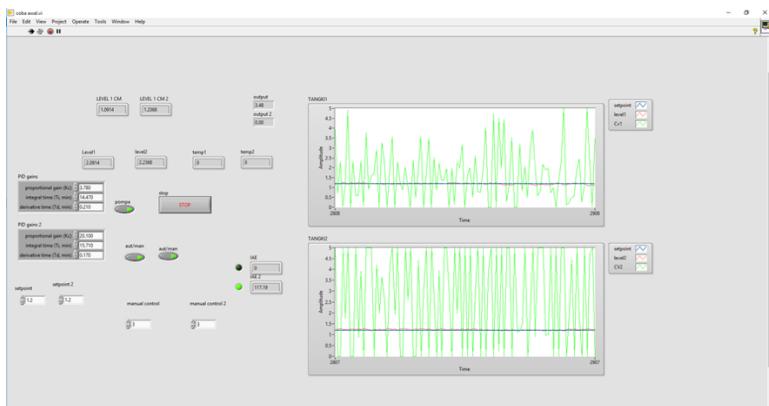
Gambar IV.9 Hasil eksperimen pengendali PID *tuning IMC* pada perubahan *set point* h_2

Berdasarkan hasil simulasi, respons proses dapat mencapai *set point* pada h_1 , namun terjadi offset pada nilai h_2 yang tidak dapat kembali ke set point sebesar 0.17 volt atau 3.4% level. Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* h_2 dari 1 volt ke 1.2 volt. Hasil menunjukkan respons proses juga tidak dapat mencapai *set point* dengan adanya offset 0.23 volt atau 4.6% level. Dari hasil tersebut dapat dikatakan bahwa pengendali PID *tuning IMC* ini belum mampu untuk mengatasi pengendalian level modifikasi II pada eksperimen sistem empat tangki.

Beberapa faktor yang mempengaruhi bagaimana controlled variabel belum bisa mencapai set point yang diinginkan. Misal gangguan teknis terhadap tegangan sinyal, dimana grounding alat yang belum sempurna sehingga menyebabkan sinyal yang dikirim ke control valve (OP) dapat terganggu yang menyebabkan belum bisa mencapai set point yang diinginkan.

Selain itu, proses modifikasi 2 memungkinkan adanya interaksi antara tangki 1 dan tangki 2. Interaksi ini terjadi secara horizontal antara tangki 1 dan 2 melalui aliran samping menyebabkan interaksi antar tangki semakin banyak sehingga menjadikan sistem lebih sulit dikendalikan untuk mencapai set

point yang diinginkan dalam suatu waktu. Untuk sistem 2×2 , terdapat beberapa macam kasus pairing yang bisa terjadi. Pada sistem ini menggunakan pairing 12-21, dimana nilai $\lambda < 0$ yang menyebabkan interaksi *control loop system* akan berlawanan dan menjadi tidak stabil. Pengendali dapat merespon secara baik apabila dilakukan perubahan set point secara bersamaan seperti contoh gambar kasus di bawah ini:



Gambar IV.10 Hasil simulasi pengendali PID tuning IMC pada perubahan *set point* h_1 dan h_2

Dari gambar diatas, merupakan gambaran yang terjadi ketika pemberian perubahan set point secara bersamaan dari 1 volt (20%) menjadi 1.2 (24%). Didapatkan hasil yang baik, karena dapat mencapai set point yang diinginkan.

IV.5. 2 Pengendali *Two Degree of Freedom-IMC dengan tuning MP-GM*

Pada kenyataannya parameter fungsi hantar model memiliki perbedaan dengan di *plant* karena parameter-parameter seperti level dan temperatur dari peralatan yang berubah sehingga harga *gain*, *dead time* dan *time constant* proses akan berdeviasi. Pada penelitian ini harga deviasi yang diambil adalah sebesar kurang lebih 20%. Dari perbedaan antara model proses dengan

plant akan dicari harga *gain*, *dead time* dan *time constant* proses yang paling sulit dikendalikan dengan membuat *complementary sensitivity function* dari kombinasi harga-harga tersebut, yang memberikan harga *maximum peak* (M_p) paling tinggi itulah kombinasi harga yang memberikan kasus yang paling sulit dikendalikan (*worst case*). Untuk nilai fungsi transfer *worst case model* didapatkan dari kondisi *pilot plant* selama eksperimen dan tertera pada tabel IV.7 di bawah ini.

Tabel IV.5 Tabel Worst Case Model

	Model Proses	Worst Case Model
G_{12}	$\frac{5.93e^{26s}}{855s + 1}$	$\frac{7.12e^{-31.2s}}{1026s + 1}$
G_{21}	$\frac{1.488e^{21s}}{1.488s + 1}$	$\frac{1.79e^{25.2s}}{1118.4s + 1}$

(a) Mp Tuning

Metode *Mp Tuning* menentukan parameter pengendali sedemikian hingga *complimentary sensitivity function* dari masing-masing *loop* dapat bernilai 1.05. Untuk mencari parameter pengendali (λ) dari masing-masing *loop*, harus dicari dulu nilai λ yang dihitung tanpa memperhitungkan interaksi, artinya masing-masing *loop* dianggap sebagai *single loop* dengan *complementary sensitivity function* atau $|T(j\omega)|$ sebagai SISO:

$$\frac{Y_1}{Y_{sp1}} = \frac{G_{c1}G_{p11}}{1+G_{c1}(G_{p11}-G_{pm11})} \quad (\text{IV.42})$$

$$\frac{Y_2}{Y_{sp2}} = \frac{G_{c2}G_{p22}}{1+G_{c2}(G_{p22}-G_{pm22})} \quad (\text{IV.43})$$

Hal ini dikarenakan perhitungan $|T(j\omega)|$ untuk sistem MIMO mengandung G_c loop lainnya sehingga untuk menyederhanakan iterasi nilai λ yang dihitung secara SISO dimasukkan dalam perhitungan $|T(j\omega)|$ MIMO sebagai berikut:

$$\frac{Y_1}{Y_{sp1}} = \frac{G_{c1}G_{p11} + G_{c1}G_{c2}(G_{p11}G_{p22} - G_{p12}G_{p21})}{(1+G_{c1}G_{p11})(1+G_{c2}G_{p22}) - G_{c1}G_{c2}G_{c12}G_{c21}} \quad (\text{IV.44})$$

$$\frac{Y_2}{Y_{sp2}} = \frac{G_{c2}G_{p22} + G_{c1}G_{c2}(G_{p11}G_{p22} - G_{p12}G_{p21})}{(1+G_{c2}G_{p22})(1+G_{c2}G_{p22}) - G_{c1}G_{c2}G_{c12}G_{c21}} \quad (\text{IV.45})$$

(b) GM Tuning

Pada 2DoF – IMC terdapat 2 pengendali pada masing-masing *loop*. G_{c1} sebagai pengendali *setpoint* sedangkan G_{c2} sebagai pengendali *disturbance*.

Dalam sistem Quadruple-Tank terdapat beberapa kemungkinan adanya disturbance yang bisa terjadi, yaitu :

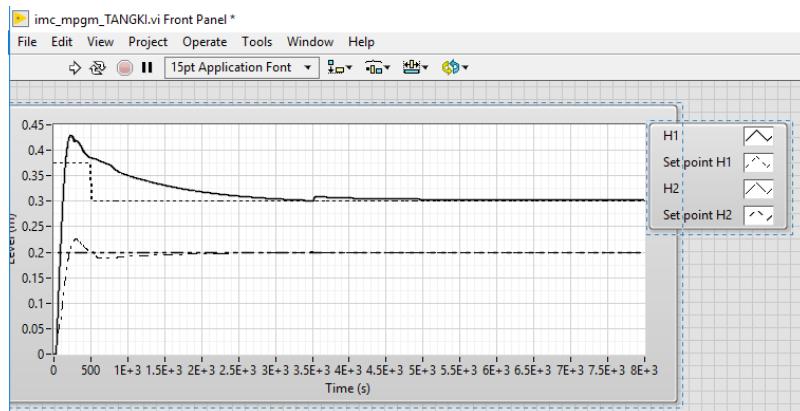
1. Bukaan valve bagian bawah tangki 1,2,3, dan 4 yang diwakili oleh luas permukaan lubang pipa bawah ($a_1=a_2=a_3=a_4$)
2. Interaksi antar tangki 1 dan 2 serta tangki 3 dan 4 yang diwakili oleh luas permukaan lubang pipa samping ($a_1'=a_2'=a_3'=a_4'$)
3. Rasio laju alir 1 dan 2 (γ_1 dan γ_2)

Pada penggunaan pengendali *Two Degree of Freedom-IMC* dilakukan perhitungan parameter dengan menggunakan *tuning* MP-GM (Maximum Peak-Gain Margin) didapatkan parameter pada masing-masing loop seperti tertera pada tabel IV.8.

Tabel IV.8 Tabel Hasil *tuning* Parameter Pengendali 2DoF-IMC

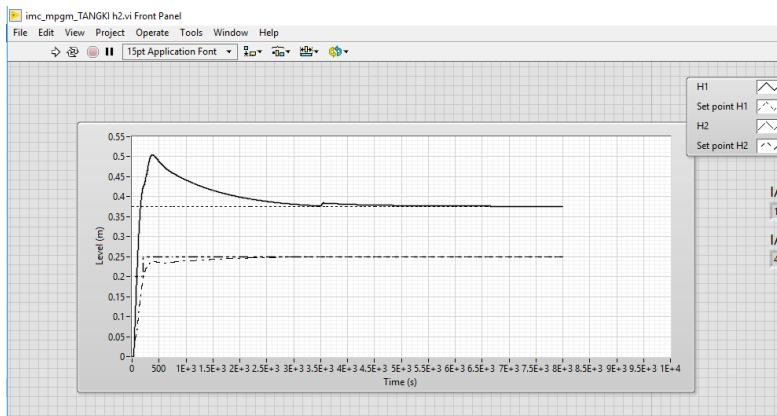
Parameter	Loop 1		Loop 2	
	λ	α	λ	α
MP	50.463		218.337	
GM	45.4167	53.7567	196.5033	196.5133

Berikut hasil respon dengan menggunakan pengendalian 2DoF-IMC dengan Mp-GM Tuning seperti yang dapat dilihat pada Gambar IV.11



Gambar IV.11 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* h_1

Hasil simulasi untuk perubahan *set point* pada h_2 dapat dilihat pada Gambar IV.12



Gambar IV.12 Hasil simulasi pengendali 2-DoF IMC pada perubahan *set point* h_2

Pada simulasi *closed loop* dilakukan perubahan *set point* level (h_1) dari 0,375 m menjadi 0,3m pada waktu simulasi 8000 detik dengan pemberian disturbance pada bukaan valve di tangki 3 sebesar 50%. Berdasarkan hasil dari running, respons variabel kontrol h_1 dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 3000 detik dengan pemberian disturbance pada waktu simulasi 3500 akan mencapai set point kembali pada waktu 5000 detik . Sama halnya ketika dilakukan perubahan *set point* h_2 dari 0,2 m ke 0,25 m. Respons variabel kontrol h_2 juga dapat mencapai *set point* tanpa adanya *offset* dalam waktu 3000 detik dengan pemberian disturbance pada waktu simulasi 3500 akan mencapai set point kembali pada waktu 6700 detik. Dari hasil tersebut dapat dikatakan bahwa pengendali 2DoF-IMC baik dalam pengendalian level modifikasi II sistem empat tangki.

Pada pengendali konvensional 1DoF biasanya hanya dapat mengatur 1 parameter pengendalian. Jika parameter yang dinginkan ditetapkan untuk mengatur pengendalian set point tracking maka diperoleh respon yang lambat pada penolakan ganguan, begitu pula sebaliknya. Strategi pengendalian *two degree of freedom* (2DoF) controller disini adalah strategi kontrol dimana memungkinkan untuk mendesain pengendali secara terpisah untuk setpoint tracking dan disturbance rejection .
(Goodwin et al., 2001).

Hal tersebut yang menjadikan *two degree of freedom* (2DoF) memiliki hasil yang lebih baik dibanding controller yang sebelumnya.

IV.6 Error Criteria

Unjuk kerja sistem pengendalian dapat didefinisikan sebagai kemampuan suatu sistem pengendalian untuk mencapai respon dinamik yang diinginkan, yang dapat diindikasikan oleh ukuran-ukuran unjuk kerja sistem pengendalian pada jangkauan kondisi operasi yang diharapkan. Untuk menunjukkan unjuk kerja sistem pengendali, dapat digunakan Integral Error Measures. Integral Error Measures mengindikasikan deviasi kumulatif variabel terkontrol dari set point-nya selama transient response. Salah satu ukuran yang digunakan adalah *Integral of the absolute value of the error* (IAE) :

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

Metode IAE adalah nilai yang mudah untuk menganalisa secara visual, karena metode tersebut adalah jumlah area diatas dan di bawah *set point*. Ini merupakan ukuran kinerja pengendalian yang memadai jika efek kinerja pada pengendalian adalah linier dengan derajat deviasi. Integral dari penentuan IAE adalah setelah diberikannya gangguan yaitu perubahan pada saat set pointnya ($t = 0$) sampai batas tak terhingga. Hal ini karena respon yang akan diberikan tidak dapat diprediksi sebelumnya. Langkah ini digunakan jika terjadi *integral action* pada *controller*. Namun, jika respon yang ditunjukkan tidak terjadi *integral action* (kembali ke

set point) maka langkah penentuan *errornya* adalah dengan menghitung besarnya offset yang diberikan. (Carlos dan Armando, 2006)

Nilai dari IAE pada respons *closed loop* Modifikasi III Sistem Empat Tangki Fase Minimum terdapat pada tabel IV.9 dan tabel IV.10.

Tabel IV.9 Tabel Nilai IAE dari respon *closed loop* PI-PID dengan *tuning* IMC

Perubahan Set Point	IMC			
	PI		PID	
	h1	h2	h1	h2
h1	97.29	361.75	97.24	126.70
h2	28.90	506.17	49.59	237.03
TOTAL IAE	994.11		510.56	

Tabel IV.10 Tabel Nilai IAE dari respon *closed loop* 2DoF-IMC dengan *tuning* MP-GM

Perubahan Set Point	2DoF-IMC		TOTAL IAE
	h1	h2	
h1	138.73	41.32	404.71
h2	177.63	47.03	

Pada perubahan level, nilai IAE pada pengendali PI-PID *tuning* IMC memiliki kecepatan terhadap respon dalam proses nya. Namun, sayangnya terdapat offset dalam pengendali PI bahkan tidak dapat mencapai set point yang diinginkan, sementara pada pengendali PID, sistem dapat mencapai set point yang diinginkan, namun pada variabel h2 tidak dapat mencapai set point yang diinginkan. Ketidakakuratan respon terhadap setpoint inilah yang membuatnya memiliki nilai IAE yang cukup besar bila dibandingkan dengan 2DoF-IMC. Sementara, pengendali level

oleh 2DoF-IMC, memiliki kecepatan respon dan ketepatan respon dalam set point yang tepat sehingga memiliki nilai IAE yang rata-rata lebih kecil dibandingkan PI-PID tuning IMC.

Berdasarkan pada nilai IAE, ketepatan respon terhadap *set point* dan kecepatan respon dalam proses, diperoleh hasil pengendali level oleh 2DoF-IMC dalam mengendalikan lebih unggul dalam mengendalikan temperatur dibandingkan dengan pengendali PI-PID tuning IMC.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

V.1 KESIMPULAN

Dari hasil penelitian yang telah dilakukan berdasarkan metode penelitian yang dirumuskan, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

1. Sistem empat tangki modifikasi II telah dapat dieksperimenkan menggunakan *pilot plant* yang dikendalikan secara *real time* menggunakan perangkat lunak *NI Labview*. Eksperimen tersebut dapat digunakan untuk menganalisa dinamika proses serta mendapatkan parameter proses dan pengendalian sistem dengan tampilan yang mudah dipahami bagi pengguna.
2. Berdasarkan pada nilai IAE, ketepatan respon terhadap *set point* dan kecepatan respon dalam proses, pengendali 2DoF IMC lebih unggul dibanding pengendali level PI IMC maupun PID IMC

V.1 SARAN

1. Dilakukan penggantian rotameter analog menjadi digital *flowrate sensor* agar pengukuran laju alir lebih mudah dilakukan.
2. Dilakukan *grounding isolation* terhadap alat agar sinyal kendali aktuator maupun sinyal data sensor tidak terganggu oleh adanya kebocoran arus yang terjadi.

DAFTAR PUSTAKA

- Araki, M. and Taguchi, H., 2003, "Two Degree of Freedom PID Controller", Internasional Journal of Control, Automation and Systems Vol. 1, No. 4
- Economou, C. G. dan Morari M. 1986. Internal Model Control. 6. Multiloop Design. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, Vol. 25, No. 2, Hal. 411-419.
- Edgar, T. 2004. *Introduction to Labview for Control Design and Simulation*. National Instrument.
- Garcia, C. E., Morari M. 1985, *Internal Model Control. 2. Design Procedure for Multivariable Systems*, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., Vol. 24, No. 2.
- Gumelar, Nia, Juwari dan Renanto. *Process Dynamic and Control Modified II Quadruple-Tank on LabView Application*. Skripsi Teknik Kimia FTI-ITS, Surabaya, 2015
- Ilham, Hasan, Juwari, Renanto. *Process Dynamic and Control Quadruple-Tank Modified I System with NI LabView software*. Skripsi Teknik Kimia FTI-ITS, Surabaya, 2015
- Johansson, K. H., Alexander H., OlleWijk, dan Andre H. Teaching Multivariabel Control Using the Quadruple Tank Process. *IEEE Conference on Decision and Control*. Arizona. December 1999.
- Juwari P. S., Badhrulhisham A. A., Chin S. Y., dan Rosbi M. 2013. A New Tuning Method for Two-Degreeee-of-Freedom Internal Model Control under Parametric Uncertainty.

Chinese Journal of Chemical Engineering, Process systems
Engineering and Process Safety Vol. 21, No. 9

- Juwari P. S., Renanto H., Anwaruddin H., dan Santi P. R. 2014. Dynamic Model and Interaction of Modified Quadruple Tank System. *International Seminar on Fundamental and Application of Chemical Engineering*. Surabaya. November 2014.
- Luyben, W.L. 1989. *Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineer*. 2nd Edition. New York:McGraw Hill.
- Morari, M. and Zafiriou, E., 1982, “Robust process control”, Englewood Cliffs, NJ: Prentice –Hall.
- Nurman, Y. P. dan Dody A. B. *Pengendalian Empat Tangki yang Saling Berinteraksi*. Skripsi Teknik Kimia FTI-ITS, Surabaya, 2006.
- Ramadevi, C. dan Vijayan. V. Design of Decoupled PI Controller for Quadruple Tank System, International Journal of Science and Research., Vol. 3, Issue 5, May 2014.
- Siti, I. N. dan Akhmad N. L. Dinamika dan Pengendalian Proses Modifikasi I dan Modifikasi II Sistem Empat Tangki dengan Pengendali 2DoF IMC Menggunakan LabView. Skripsi Teknik Kimia FTI-ITS, Surabaya, 2017.
- Ogunnaike, B.A dan Ray, W.H. 1994. *Process Dynamics, Modeling, and Control*. New York:Oxford University Press.
- Rusli, E., Siong Ang, dan Richard D. 2004. A Quadruple Tank Process Control Experiment. *Che Division of ASEE*, Hal. 174-181.

- Seborg, D., E., Edgar T. F., Mellichamp, D. A., dan Doyle F. J. 2011. *Process Dynamics and Control*, 3rdEdition. USA:John Wiley and Sons Inc.
- Setiawan, I. 2008. *Kontrol PID Untuk Proses Industri*. Elex Media Komputindo.
- Vijula, Prof. D. Angeline, Anu K, Honey Mol P, Poorna Priya S,. 2013. *Mathematical Modelling of Quadruple Tank System*. International Journal of Emerging Technology and Advanced Engineering, Vol. 3, Issue 12.
- Yu, C. C. 2006. *Autotuning of PID Controllers*. 2nd Edition. London:Springer-Verlag.

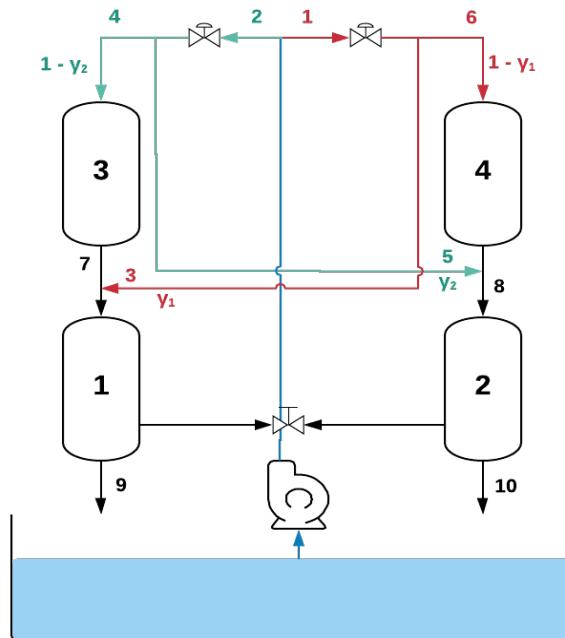
DAFTAR NOTASI

NOTASI	KETERANGAN	SATUAN
K	<i>Process gain</i>	-
K_c	<i>Control Gain</i>	-
τ	<i>Time constant</i>	sekon
τ_i	<i>Integral Time</i>	sekon
τ_c	<i>Controller time</i>	sekon
τ_D	<i>Derivative Time</i>	sekon
θ	<i>Time Delay</i>	sekon
T	Temperatur	K
\bar{n}	Kondisi n saat <i>steady state</i>	-
t	Waktu	sekon
C	<i>Heat Capacity</i>	J/kg K
A_i	Luas alas tangki ke-i	m^2
a_i	Luas Permukaan Lubang Pipa Bawah ke-i	m^2
a'_i	Luas Permukaan Lubang Pipa Samping ke-i	m^2
D_i	Diameter alas tangki ke-i	m
d_i	Diameter Lubang Pipa Bawah ke-i	m
d'_i	Diameter Lubang Pipa Samping ke-i	m
g	Percepatan Gravitasi	m/s^2
Λ	Matriks Relative Gain Array	-
γ	Rasio bukaan aliran	-

k	Konstanta pompa	-
λ_{ij}	<i>Relative Gain Array</i>	-
ρ	Massa jenis	kg/m^3
h_i	Level	m
q	Laju Alir	m^3/s
u	Laju Alir dari Pompa	m^3/s
W_i	Massa Aliran ke-i	kg

APPENDIKS A NERACA MASSA

A.1 Skema Peralatan Modifikasi II Sistem Empat Tangki



Gambar 2. Skema Peralatan Modifikasi II Sistem Empat Tangki

Spesifikasi :

Diameter Tangki	= 0.205 m
Tinggi Tangki 1 dan 2	= 0.4529 m

Tinggi Tangki 3 dan 24	= 0.5807 m
Diameter Pipa Keluaran Bawah	= 4.77×10^{-5} m
Diameter Pipa Keluaran Samping	= 2.72×10^{-5} m
Luas Alas Tangki (A)	= 0.03302 m^2
Luas Permukaan Lubang Pipa Bawah (a)	= $1,788 \times 10^{-5} \text{ m}^2$
Luas Permukaan Lubang Pipa Samping (a') = $5.81 \times 10^{-6} \text{ m}^2$	

Parameter Proses :

Massa jenis air	= 1000 kg/m^3
Percepatan gravitasi	= $9,8 \text{ m/s}^2$
Konstanta pompa	= 1

A.5 Neraca Massa

Persamaan yang digunakan dalam sistem empat tangki adalah persamaan non linier yang berasal dari neraca massa dan persamaan Bernoulli untuk masing-masing tangki, yaitu :

$$A_i \frac{dh_i}{dt} = -a_i \sqrt{2gh_i} + q_{in}$$

$$q_{pump_i} = k_i u_i$$

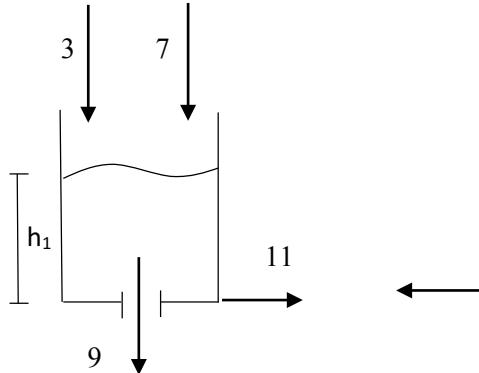
Dimana A_i adalah luasan tangki, h_i ketinggian air, a_i luasan lubang keluar, g percepatan gravitasi dan q_{in} aliran masuk ke tangki. Masing-masing pompa memberikan aliran sebanding ke sinyal pengendalian.

$$q_{pump_i} = k_i u_i$$

Dimana k_i konstanta pompa. Aliran dari pompa dibagi sesuai dengan dua parameter γ_1, γ_2 . Aliran ke tangki 1 adalah $\gamma_1 k_1 u_1$ dan aliran ke tangki 4 adalah $(1 - \gamma_1) k_1 u_1$. Secara simetris, aliran ke tangki 2 adalah $\gamma_2 k_2 u_2$ dan aliran ke tangki 3 adalah $(1 - \gamma_2) k_2 u_2$. Dengan menganggap aliran masuk dan keluar dari semua tangki secara simultan, maka penurunan

neraca massa dan neraca energi untuk tiap tangki berdasarkan skema pada Gambar IV.1.1 dapat dijelaskan sebagai berikut

Tangki 1



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = \text{aliran } 3 + \text{aliran } 7 + \text{aliran } 11 - \text{aliran } 9$$

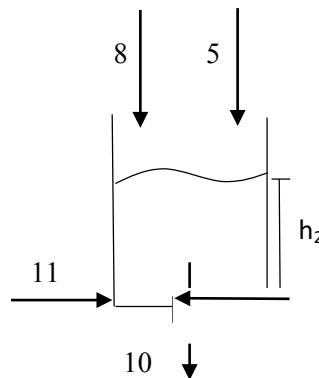
$$0 = \gamma_1 k_1 u_1 + a_3 \sqrt{2gh_3} + a_1 \sqrt{2g(h_2 - h_1)} - a_1 \sqrt{2gh_1}$$

Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

$$A_1 \frac{dh_1}{dt} = \gamma_1 k_1 u_1 + a_3 \sqrt{2gh_3} + a_1 \sqrt{2g(h_2 - h_1)} - a_1 \sqrt{2gh_1}$$

Tangki 2



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

$$0 = \text{aliran } 8 + \text{aliran } 5 - \text{aliran } 11 - \text{aliran } 10$$

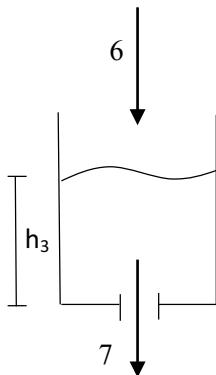
$$0 = a_4\sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 - a_1\sqrt{2g(h_2 - h_1)} - a_2\sqrt{2gh_2}$$

Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

$$A_2 \frac{dh_2}{dt} = a_4\sqrt{2gh_4} + \gamma_2 k_2 u_2 - a_1\sqrt{2g(h_2 - h_1)} \\ - a_2\sqrt{2gh_2}$$

Tangki 3



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

0 = aliran 6 – aliran 7

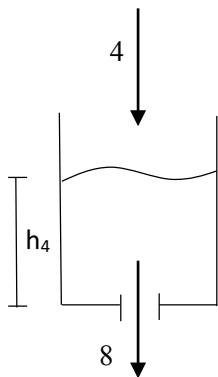
$$0 = (1 - \gamma_2)k_2 u_2 - a_3 \sqrt{2gh_3}$$

Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

$$A_3 \frac{dh_3}{dt} = (1 - \gamma_2)k_2 u_2 - a_3 \sqrt{2gh_3}$$

Tangki 4



Neraca Massa Steady State

Accumulation = input – output

0 = aliran 4 – aliran 8

$$0 = (1 - \gamma_1)k_1 u_1 - a_4 \sqrt{2gh_4}$$

Neraca Massa Unsteady State

Accumulation = input – output

$$A_4 \frac{dh_4}{dt} = (1 - \gamma_1)k_1 u_1 - a_4 \sqrt{2gh_4}$$

APENDIKS B

IDENTIFIKASI STEP RESPONSE

Pada eksperimen sistem quadruple tank modifikasi 2 didapatkan kondisi steady state pada fase minimum (gamma 1 = 0.802 ; gamma 2 = 0.829)

Tabel B.1.1 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan *Step Test U1*

Variabel Manipulasi	U1		Dalam menit	
Variabel Kontrol	h1	h2		
Waktu perubahan step	135	135		
u (m ³ /s -- kJ)	0.00004840	0.00004840	0.00290400	0.00290400
u' (m ³ /s -- kJ)	0.00006103	0.00006103	0.00366180	0.00366180
Δu	0.00001263	0.00001263	0.00075780	0.00075780
y	0.4513	0.5713		
y'	0.5802	0.7932		
Δy	0.1289	0.2219		
θ	279.0000	21.0000	4.6500	0.3500
T	1535.00	932.00	25.58	15.53
K	1.0945	1.4885	1.0945	1.4885

Tabel B.1.2 Data penetapan transfer fungsi berdasarkan *Step Test U2*

Variabel Manipulasi	U2		Dalam menit	
Variabel Kontrol	h1	h2		
Waktu perubahan step	414	414		
u (m ³ /s -- kJ)	0.00004680	0.00004680	0.00280800	0.00280800
u' (m ³ /s -- kJ)	0.00005490	0.00005490	0.00329400	0.00329400
Δu	0.00000810	0.00000810	0.00048600	0.00048600
y	0.4529	0.5807		
y'	0.9181	0.9618		
Δy	0.4652	0.3811		
θ	26.0000	96.0000	0.4300	1.6000
T	855.00	1823.00	14.25	30.38
K	5.9347	3.7918	5.93469248	3.7918221

PENDEKATAN DENGAN TRANSFER FUNGSI

Transfer Fungsi (Pendekatan FOPDT)

$$\begin{aligned}
 Gp\ 11 &= \frac{H1}{U1} = \frac{1.095 e^{\frac{-t}{1535.000}} - 279.000}{s + 1} \\
 Gp\ 21 &= \frac{H2}{U1} = \frac{1.488 e^{\frac{-t}{932.000}} - 21.000}{s + 1} \\
 Gp\ 12 &= \frac{H1}{U2} = \frac{5.935 e^{\frac{-t}{855.000}} - 26.000}{s + 1} \\
 Gp\ 22 &= \frac{H2}{U2} = \frac{3.792 e^{\frac{-t}{1823.000}} - 96.000}{s + 1}
 \end{aligned}$$

APENDIKS C

PERHITUNGAN PARAMETER PI & PID SERTA PAIRING CONTROLLER

1. Fasa Minimum

1. Penentuan pairing controller

Berikut merupakan gain matriks K :

$$K = \begin{vmatrix} 1.0945 & 5.9347 \\ 1.4885 & 3.7918 \end{vmatrix}$$

Dengan menggunakan program Matlab, didapat maktriks relative gain :

$$\lambda = \begin{vmatrix} -0.8861 & 1.8861 \\ 1.8861 & -0.8861 \end{vmatrix}$$

2. Penetapan parameter controller IMC based PID

$$Gp\ 12 = \frac{h1}{U2} = \frac{5.935\ e^{\wedge}\ -\ 26.000\ 0.000}{855.000\ s + 1}$$

$$Gp\ 21 = \frac{h2}{U1} = \frac{1.488\ e^{\wedge}\ -\ 21.000\ 0.000}{932.000\ s + 1}$$

Berdasarkan rekomendasi nilai relatif gain array, analisis RGA untuk proses 2x2 memberikan kesimpulan bahwa y1 dipairingkan dengan u1 hanya jika nilai $\lambda \geq 0.5$. Sehingga pairingnya:

$$\begin{matrix} h1 & - & U2 \\ h2 & - & U1 \end{matrix}$$

Tabel C.1.1 Tuning parameter PID dengan IMC

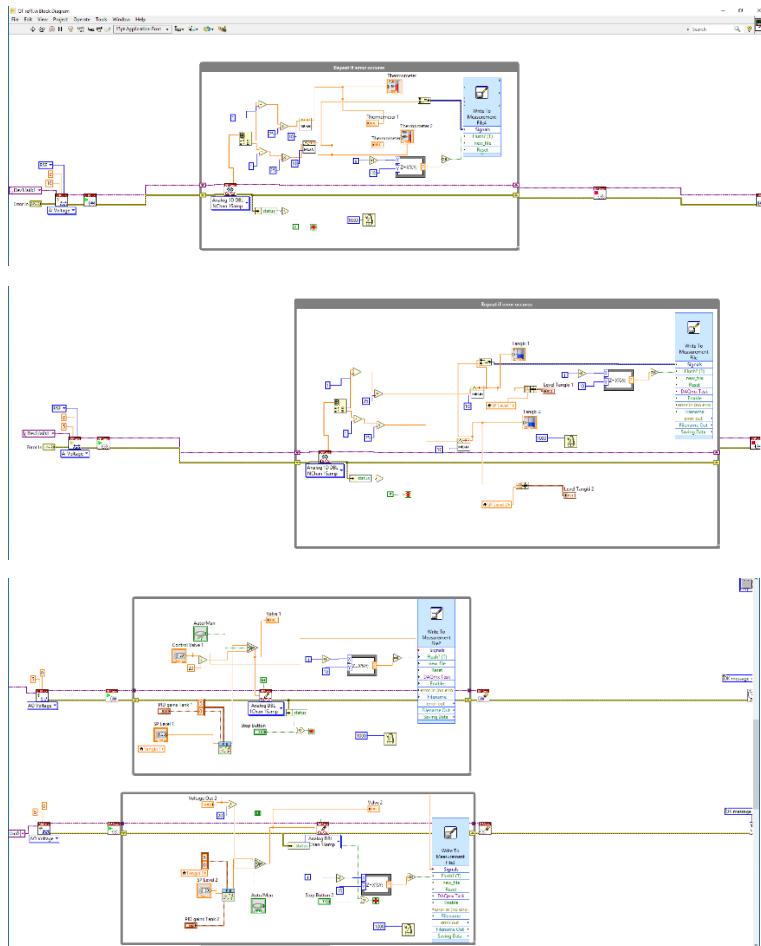
Pairing Controller	PI		
	K _c	T _I	T _D
h1 - U1	2.77	14.25	
h2 - U2	14.91	15.53	

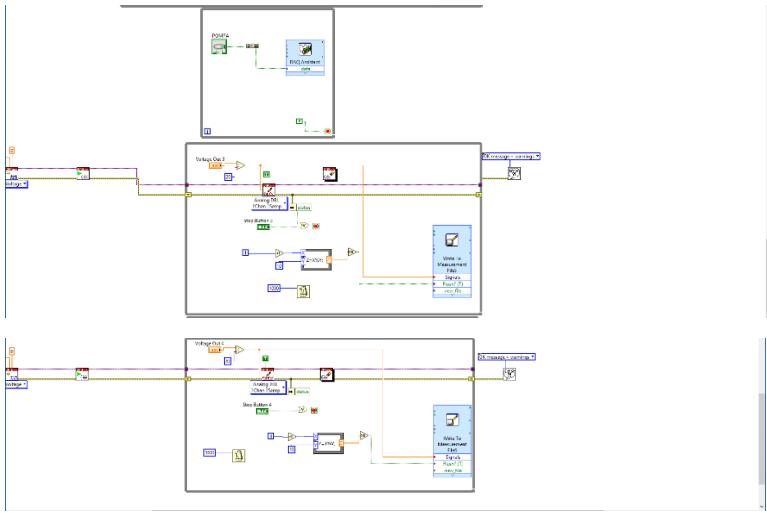
Pairing Controller	PID		
	K _c	T _I	T _D
h1 - U1	3.75	14.47	0.21
h2 - U2	20.10	15.71	0.17

APPENDIKS D

PROGRAM SIMULASI

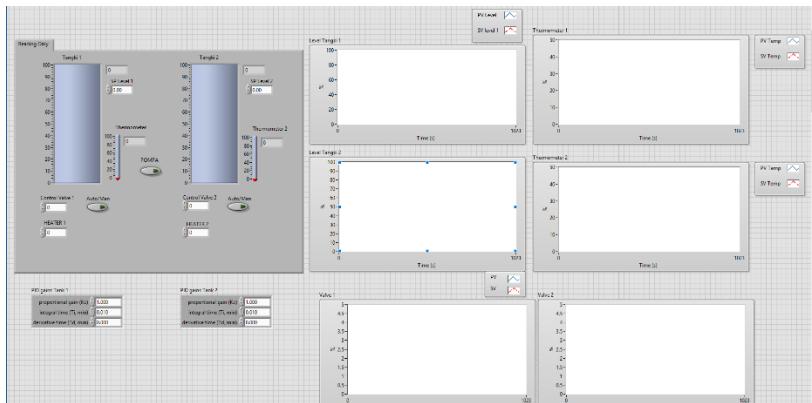
D.1 Skema Blok Diagram *Open Loop*



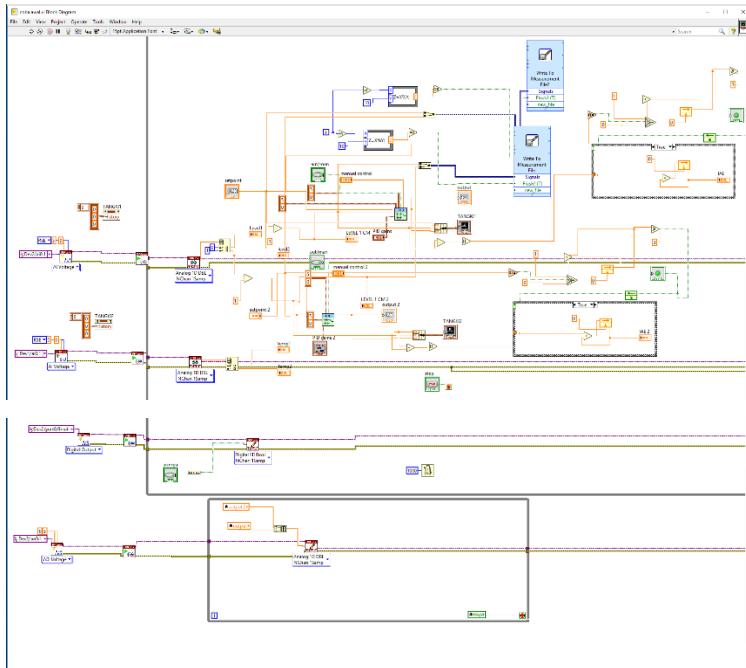


D-2

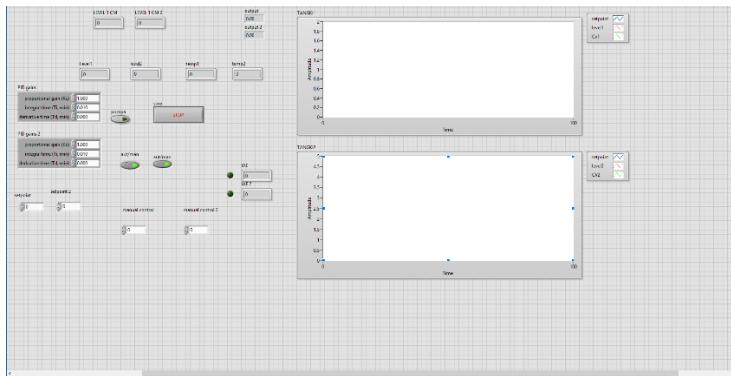
D.2 Tampilan layar utama *open loop*



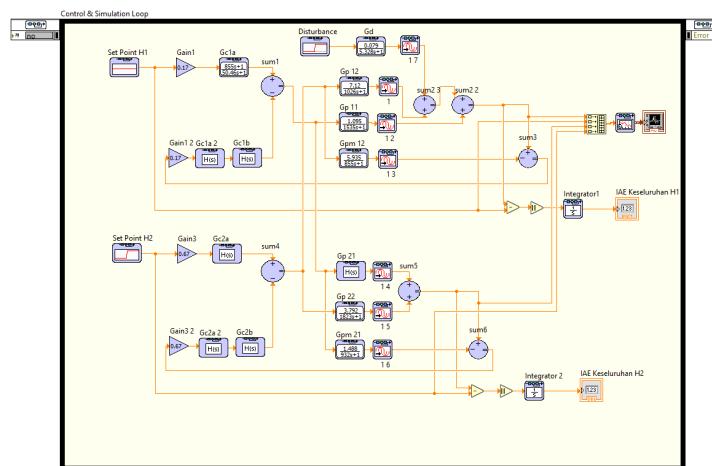
D.3 Skema Blok Diagram MIMO 2x2 PI-PID tuning IMC

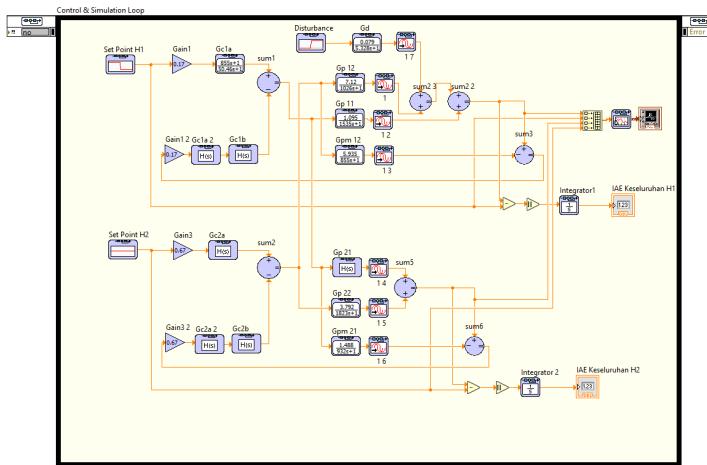


D.4 Tampilan layar utama 2x2 PI-PID tuning IMC



D.5 Skema Blok Diagram MIMO 2x2 PI-PID tuning IMC





D.7 Hasil Listingan Matlab

a. Listing Program SISO

```

clear all
clc
%this program designed for 2x2 MIMO Quadruple
Tank Modifikasi 2
%lower and upper bound of on-diagonal plant
model parameters (Gp) +-20%
%for Gp12
kp12=[4.75 7.12];
taup12=[684 1026];
tetap12=[20.8 31.2];
%for Gp21
kp21=[1.19 1.79];
taup21=[745.6 1118.4];
tetap21=[16.8 25.20];
%input nominal model parameters (Gpm)
%for Gpm12
km12=5.93;
taum12=855;

```

```

tetam12=26;
%for Gpm21
km21=1.49;
taum21=932;
tetam21=21;
%input off-diagonal plant model
%for Gp11
kp11=1.095;
tau11=1535;
teta11=279;
%for Gp22
kp22=3.79;
tau22=1823;
teta22=96;
iter=0;
w=logspace(-3,3,200);
s=li*w;
hold off
disp('    ')
disp('    ')
disp('..:           Maximum-Peak (Mp) Tuning
for          :.')
disp('..:           The Proposed MIMO 1DOF-IMC
Controller      :.')
disp('    ')
for f1=1:2
    k12=kp12(f1);
    for f2=1:2
        tau12=taup12(f2);
        for f3=1:2
            teta12=tetap12(f3);
            lamda12=tetam12;
            pm12=(km12*exp(-
tetam12*s))./(taum12*s+1);
            pw12=(k12*exp(-
teta12*s))./(tau12*s+1);
            iter=iter+1;

Cimc12=(taum12*s+1)./(km12*(lamda12*s+1));

```

```

T=abs( (pw12.*Cimc12)./(1+
(Cimc12.* (pw12-pm12)) ));
CSm=max(T);
disp(sprintf('Case(%2.0f)
k11=%4.1f,tau12=%4.1f,teta12=%4.1f, max|T
(jw)|=%4.4f',iter,k12,tau12,teta12,CSm));
figure(1)
loglog(w,T);
ylabel ('|T (j\omega) | ')
xlabel ('\omega (frequency)')
hold on
drawnow;
para(iter,:)=[k12 tau12 teta12 CSm];
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
%IMC
disp (sprintf('The worst case of loop 1 is case
(%2.0f)',iter));
disp('   ')
kpp12 =param(1);
taupp12 =param(2);
tetapp12=param(3);
iter=0;
for f1=1:2
    k21=kp21(f1);
    for f2=1:2
        tau21=taup21(f2);
        for f3=1:2
            teta21=tetap21(f3);
            lamda21=tetam21;

```

```

pm21=(km21*exp(-
tetam21*s))./(taum21*s+1);
pw21=(k21*exp(-
teta21*s))./(tau21*s+1);
iter=iter+1;

Cimc21=(taum21*s+1)./(km21*(lamda21*s+1));
T=abs((pw21.*Cimc21)./(1+
(Cimc21.* (pw21-pm21))));;
CSm=max(T);
disp(sprintf('Case (%2.0f)
k21=%4.1f, tau21=%4.1f, teta21=%4.1f, max|T
(jw)|=%4.4f', iter, k21, tau21, teta21, CSm));
figure(2)
loglog(w,T);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')
hold on
drawnow;
para(iter,:)=[k21 tau21 teta21 CSm];
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
%IMC
disp (sprintf('The worst case of loop 2 is case
(%2.0f)',iter));
disp(' ')
kpp21 =param(1);
taupp21 =param(2);
tetapp21=param(3);
iter=0;

```

```

%Mp Tuning for loop 1
fac1=taum12/200;
Mp=3;
while Mp >=1.05;
    fac1= fac1+0.001;
    lamda12=fac1;
    w2=logspace (-3,3,201);
    s=li*w2;
    pm12=(km12*exp (-tetam12*s))./(taum12*s+1);
    pw12=(kpp12*exp (
tetapp12*s))./(taupp12*s+1);
    C1=(taum12*s+1)./(km12*(lamda12*s+1));
    CS=abs ((pw12.*C1)./(1+C1.* (pw12-pm12)));
    Mp=max (CS);
end
figure(5)
loglog(w2,CS,'linewidth',1.4);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')
text (.1,.06,['max Mp = ',num2str(Mp)])
text (.1,.1,['\lambda 12 = ',num2str(lamda12)])
%Mp Tuning for loop 2
fac2=taum21/200;
Mp=3;
while Mp >=1.05;
    fac2= fac2+0.001;
    lamda21=fac2;
    w2=logspace (-3,3,201);
    s=li*w2;
    pm21=(km21*exp (-tetam21*s))./(taum21*s+1);
    pw21=(kpp21*exp (
tetapp21*s))./(taupp21*s+1);
    C2=(taum21*s+1)./(km21*(lamda21*s+1));
    CS=abs ((pw21.*C2)./(1+C2.* (pw21-pm21)));
    Mp=max (CS);
end
figure(6)
loglog(w2,CS,'linewidth',1.4);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')

```

```

text(.1,.06,['max Mp = ',num2str(Mp)])
text(.1,.1,['\lambda 21 = ',num2str(lamda21)])

```

b. Listing Mp-Gm Tuning

```

clear all
clc
%this program designed for 2x2 MIMO Quadruple
Tank Modifikasi 2
%lower and upper bound of on-diagonal plant
model parameters (Gp) +-20%
%for Gp12
kp12=[4.75 7.12];
taup12=[684 1026];
tetap12=[20.8 31.2];
%for Gp21
kp21=[1.19 1.79];
taup21=[745.6 118.4];
tetap21=[16.8 25.2];
%input nominal model parameters (Gpm)
%for Gpm12
km12=5.93;
taum12=855;
tetam12=26;
%for Gpm21
km21=1.49;
taum21=932;
tetam21=21;
%input off-diagonal plant model
%for Gp11
kp11=1.095;
tau11=1535;
teta11=279;
%for Gp22
kp22=3.792;
tau22=1823;
teta22=96;
iter=0;
w=logspace(-3,3,200);

```

```

s=1i*w;
hold off
disp('      ')
disp('      ')
disp('.:           Maximum-Peak (Mp) Tuning
for          :.')
disp('.:           The Proposed MIMO 2DOF-IMC
Controller    :.')
disp('      ')
for f1=1:2
    k12=kp12(f1);
    for f2=1:2
        tau12=taup12(f2);
        for f3=1:2
            teta12=tetap12(f3);
            lamda12=tetam12;
            pm12=(km12*exp(-
tetam12*s))./(taum12*s+1);
            pw12=(k12*exp(-
teta12*s))./(tau12*s+1);
            iter=iter+1;

Cimc12=(taum12*s+1)./(km12*(lamda12*s+1));
T=abs((pw12.*Cimc12)./(1+
(Cimc12.* (pw12-pm12)))); 
CSm=max(T);
disp(sprintf('Case (%2.0f)
k12=%4.1f, tau12=%4.1f, teta12=%4.1f, max|T
(jw)|=%4.4f', iter, k12, tau12, teta12, CSm));
figure(1)
loglog(w,T);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')
hold on
drawnow;
para(iter,:)=[k12 tau12 teta12 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
%IMC
disp (sprintf('The worst case of loop 1 is case
(%2.0f)',iter));
disp('    ')
kpp12 =param(1);
taupp12 =param(2);
tetapp12=param(3);
iter=0;
for f1=1:2
    k21=kp21(f1);
    for f2=1:2
        tau21=taup21(f2);
        for f3=1:2
            teta21=tetap21(f3);
            lamda21=tetam21;
            pm21=(km21*exp(
tetam21*s))./(taum21*s+1);
            pw21=(k21*exp(
teta21*s))./(tau21*s+1);
            iter=iter+1;

Cimc21=(taum21*s+1)./(km21*(lamda21*s+1));
T=abs((pw21.*Cimc21)./(1+
(Cimc21.* (pw21-pm21))));;
CSm=max(T);
disp(sprintf('Case %2.0f')
k21=%4.1f,tau21=%4.1f,teta21=%4.1f, max|T
(jw)|=%4.4f',iter,k21,tau21,teta21,CSm));
figure(2)
loglog(w,T);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')

```

```

        hold on
        drawnow;
        para(iter,:)=[k21 tau21 teta21 CSm];
    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
%IMC
disp (sprintf('The worst case of loop 2 is case
(%.2f)',iter));
disp(' ')
kpp21 =param(1);
taupp21 =param(2);
tetapp21=param(3);
iter=0;
%Mp Tuning for loop 1
fac1=taum12/200;
dbMp=3;
while dbMp >=0.425;
    fac1= fac1+0.001;
    lamda12=fac1;
    w2=logspace(-3,3,201);
    s=li*w2;
    pm12=(km12*exp(-tetam12*s))./(taum12*s+1);
    pw12=(kpp12*exp(
tetapp12*s))./(taupp12*s+1);
    pw21=(kpp21*exp(
tetapp21*s))./(taupp21*s+1);
    pw11=(kp11*exp(-tetall1*s))./(taull1*s+1);
    pw22=(kp22*exp(-teta22*s))./(tau22*s+1);
    C1=(taum12*s+1)./(km12*(lamda12*s+1));
    C2=(taum21*s+1)./(km21*(35.005*s+1));

```

```

    CS=abs(pw12.*C1+C1.*C2.*((pw12.*pw21)-
    (pw11.*pw22)))./((1+C1.*pw12).* (1+C2.*pw21)-
    C1.*C2.*pw11.*pw22);
    dbCS=20*log10(abs(CS));
    dbMp=max(dbCS);
end
Mp=10^(dbMp/20);
figure(5)
loglog(w2,CS,'linewidth',1.4);
ylabel ('|T (j\omega)|')
xlabel ('\omega (frequency)')
text(.1,.06,['max Mp = ',num2str(Mp)])
text(.1,.1,['\lambda 12 = ',num2str(lamda12)])
%Mp Tuning for loop 2
fac2=taum21/200;
dbMp=3;
while dbMp >=0.425;
    fac2= fac2+0.001;
    lamda21=fac2;
    w2=logspace(-3,3,201);
    s=1i*w2;
    pm21=(km21*exp(-tetam21*s))./(taum21*s+1);
    pw12=(kpp12*exp(
    tetapp12*s))./(taupp12*s+1);
    pw21=(kpp21*exp(
    tetapp21*s))./(taupp21*s+1);
    pw11=(kp11*exp(-teta11*s))./(tau11*s+1);
    pw22=(kp22*exp(-teta22*s))./(tau22*s+1);
    C1=(taum12*s+1)./(km12*(42.984*s+1));
    C2=(taum21*s+1)./(km21*(lamda21*s+1));
    CS=abs(pw21.*C2+C1.*C2.*((pw12.*pw21)-
    (pw11.*pw22)))./((1+C1.*pw12).* (1+C2.*pw21)-
    C1.*C2.*pw11.*pw22);
    dbCS=20*log10(abs(CS));
    dbMp=max(dbCS);
end
Mp=10^(dbMp/20);
figure(6)
loglog(w2,CS,'linewidth',1.4);
ylabel ('|T (j\omega)|')

```

```

xlabel('omega (frequency)')
text(.1,.06,['max Mp = ',num2str(Mp)])
text(.1,.1,['lambda 21 = ',num2str(lamda21)])

%GM Tuning for 2DoF
%controller loop 1
faklamd12=0.9; %=====
lambda2/lambda1
lamda12=faklamd12*lamda12;
alpa1=lamda12;
GM=10;
while GM>=3.7 %=====
criteria
    alpa1=alpa1+0.01;
    w3=logspace(-3,3,1000);

    s=li*w3;
    pm12=(km12*exp(-tetam12*s))./(taum12*s+1);
    pw12=(kpp12*exp(-
tetapp12*s))./(taupp12*s+1);
    pw11=(kp11*exp(-tetall1*s))./(taull1*s+1);
    C13=(taum12*s+1)./(km12*(lamda12*s+1));
    C23=C13.* (alpa1*s+1)./(lamda12*s+1);

    S3=abs((1-pm12.*C23)./(1+C23.* (pw12-pm12)));
    CS3=abs((pw12.*C13)./(1+C23.* (pw12-pm12)));

    OL=C23.* (pw12-pm12);

    %C13=(taum*s+1)./(km*(lamda1*s+1));
    %C23=C13.* (alpa*s+1)./(lamda2*s+1);

    %S3=abs((1-pm.*C23)./(1+C23.* (pwp-pm)));
    %CS3=abs((pwp.*C13)./(1+C23.* (pwp-pm)));

    %OL=C23.* (pwp-pm);

```

```

reg=real(OL);
img=imag(OL);
%cari GM pada axis real negatif
sudut=angle(OL);
err=0.1;
a=find(sudut<pi+err & sudut>pi-err);
b=OL(a) ;

re=real(b);
im=imag(b);
%g=1+min(re);
g=abs(min(re));
GM=1/g;
end

gx=min(re);

figure (7)
plot(reg,img,'k','linewidth',1.4)
line([0 0], [-1.5
1.5], 'color','k','linewidth',1.4)
line([-1.5 1.5], [0
0], 'color','k','linewidth',1.4)
line([gx 0], [0.1
0.1], 'color','k','linewidth',1.4)

axis([-1.5 1.5 -1.5 1.5])
text(1.2,0.05,'Real')
text(-0.2,.8,'Imaginary')
text(min(re)-0.1,0.17,'1/GM')
text(-1.4,-0.8,['\lambda 12-2 =
',num2str(lamda12)])
text(-1.4,-1.0,['\alpha1 = ',num2str(alpa1)])
text(-1.4,-1.2,['GM = ',num2str(GM)]) 

%controller loop 2
faklamd21=0.9; %=====
lambda2/lambda1
lamda21=faklamd21*lamda21;

```

```

alpa2=lamda21;
GM=10;
while GM>=3.7           %=====input GM
criteria
    alpa2=alpa2+0.01;
    w3=logspace (-3,3,1000);

    s=li*w3;
    pm21=(km21*exp (-tetam21*s))./(taum21*s+1);
    pw21=(kpp21*exp (
tetapp21*s))./(taupp21*s+1);
    pw22=(kp22*exp (-teta22*s))./(tau22*s+1);
    C13=(taum21*s+1)./(km21*(lamda21*s+1));
    C23=C13.* (alpa2*s+1)./(lamda21*s+1);

    S3=abs ((1-pm21.*C23)./(1+C23.* (pw21-pm21)));
    CS3=abs ((pw21.*C13)./(1+C23.* (pw21-pm21)));

    OL=C23.* (pw21-pm21);

    %C13=(taum*s+1)./(km*(lamda1*s+1));
    %C23=C13.* (alpa*s+1)./(lamda2*s+1);

    %S3=abs ((1-pm.*C23)./(1+C23.* (pwp-pm)));
    %CS3=abs ((pwp.*C13)./(1+C23.* (pwp-pm)));

    %OL=C23.* (pwp-pm);

    reg=real(OL);
    img=imag(OL);
    %cari GM pada axis real negatif
    sudut=angle(OL);
    err=0.1;
    a=find(sudut<pi+err & sudut>pi-err);
    b=OL(a) ;

    re=real(b);

```

```

im=imag(b);
%g=1+min(re);
g=abs(min(re));
GM=1/g;
end

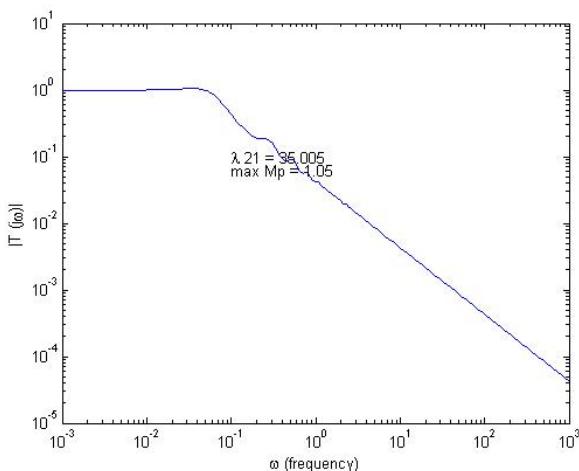
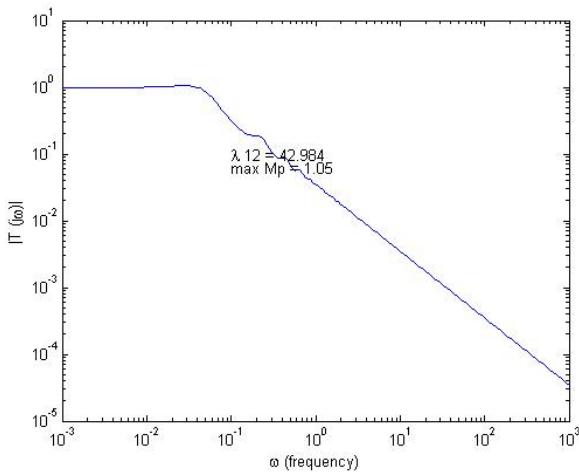
gx=min(re);

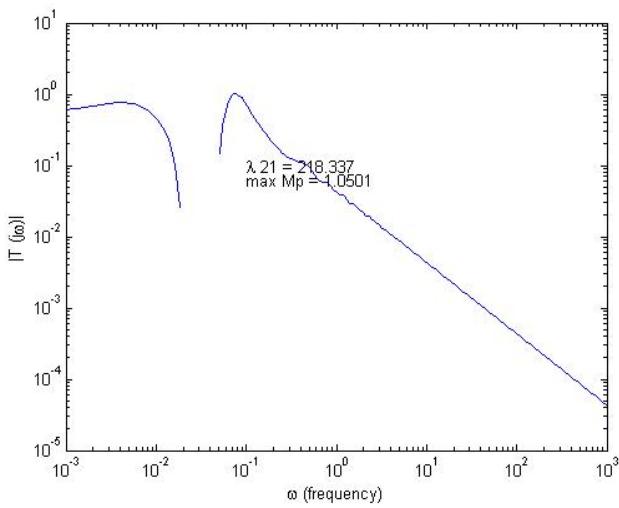
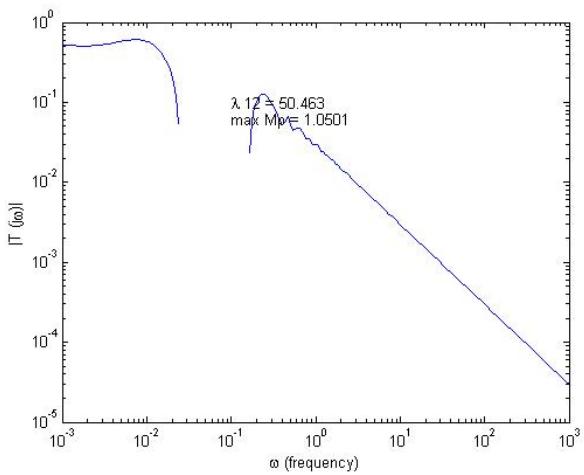
figure (8)
plot(reg,img,'k','linewidth',1.4)
line([0 0],[-1.5
1.5],'color','k','linewidth',1.4)
line([-1.5 1.5],[0
0],'color','k','linewidth',1.4)
line([gx 0],[0.1
0.1],'color','k','linewidth',1.4)

axis([-1.5 1.5 -1.5 1.5])
text(1.2,0.05,'Real')
text(-0.2,.8,'Imaginary')
text(min(re)-0.1,0.17,'1/GM')
text(-1.4,-0.8,['\lambda 21-2 =
',num2str(lamda21)])
text(-1.4,-1.0,['\alpha2      = ',num2str(alpa2)])
text(-1.4,-1.2,['GM = ',num2str(GM)])
hold off

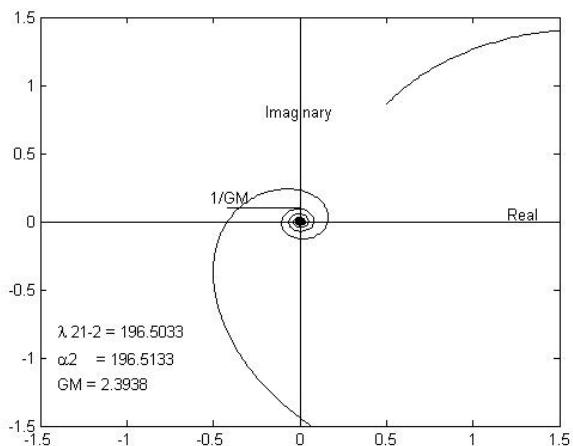
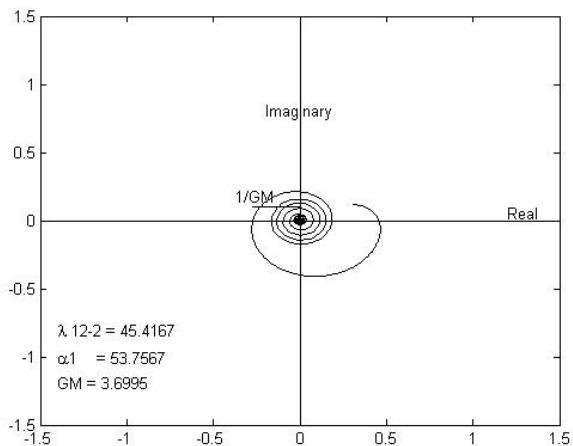
```

D.8. Hasil Program Matlab untuk 2DoF IMC





D-21



D-22

BIODATA PENULIS



Bilal Chabibulloh, dilahirkan di Blitar, 17 Oktober 1995. Penulis merupakan anak kedua dari empat bersaudara. Penulis pernah bersekolah di SD Islam Sukorejo Blitar, SMPN 1 Blitar, dan SMAN 1 Blitar. Pada tahun 2013, penulis diterima di Departmen Teknik Kimia FTI - ITS.

Semasa kuliah, penulis aktif dalam kegiatan organisasi antara lain Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (HIMATEKK) KINI. Penulis juga menjadi Asisten Laboratorium Operasi Teknik Kimia. Semasa duduk di bangku kuliah. Penulis melakukan kerja praktik di PT Pupuk Sriwidjaja (PUSRI) Palembang, salah satu perusahaan pupuk terbesar di Indonesia. Penulis bersama rekan memilih bidang penelitian di Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses. Penulis juga telah selesai menulis tugas akhir Pra Desain Pabrik dengan judul “Kilang Minyak Skala Kecil”. Dengan mengucapkan syukur kepada Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan karunia Nya kepada penulis sehingga penulis dapat menyelesaikan Skripsi yang berjudul “Dinamika dan Pengendalian Proses pada Pilot Plant Sistem Quadruple Tank Modifikasi II”.

e-mail : chabibullohbilal@gmail.com



Wisnu Kusuma Atmaja, dilahirkan di Sleman, 13 September 1993. Penulis merupakan anak pertama dari tiga bersaudara dari pasangan Purwantyana dan Rita Haryanti. Penulis pernah bersekolah di SD Mardiyuana Cilegon, SMPN 7 Yogyakarta, SMAN 7 Yogyakarta. Pada tahun 2013, penulis diterima sebagai mahasiswa di Departmen Teknik Kimia FTI - ITS.

Saat duduk di bangku kuliah penulis aktif dalam bidang riset Chem-E-Car. Penulis yang memiliki hobi mendaki gunung ini mengambil pilihan bidang pengendalian proses di waktu kuliah. Penulis telah selesai melaksanakan Kerja Praktek di PT Polychem Indonesia Tbk. Penulis juga telah selesai membuat Tugas Pra Desain Kilang Minyak Skala Kecil semasa duduk di bangku kuliah. Penulis juga menjadi Asisten Laboratorium Operasi Teknik Kimia semasa duduk di bangku kuliah.

e-mail : wka@outlook.co.id