



TUGAS AKHIR - TF 181801

DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *PLANT CO₂ GAS ABSORPTION AND REGENERATION* UNTUK PROSES PENGOLAHAN GAS

ADITYA DAMAR JATI
NRP. 02311640000100

Dosen Pembimbing:
Totok Ruki Biyanto. S.T., M.T., Ph.D.

Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2020



TUGAS AKHIR - TF 181801

DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *PLANT CO₂ GAS ABSORPTION AND REGENERATION* UNTUK PROSES PENGOLAHAN GAS ALAM

ADITYA DAMAR JATI
NRP. 02311640000100

Dosen Pembimbing:
Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.

Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2020

Halaman ini sengaja dikosongkan



FINAL PROJECT - TF 181801

***PLANTWIDE CONTROL DESIGN IN CO₂ ABSORPTION
AND REGENERATION PLANT FOR NATURAL GAS
PROCESSING***

ADITYA DAMAR JATI
NRP. 02311640000100

Supervisors:
Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.

*Department of Engineering Physics
Faculty of Industrial Technology and System Engineering
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2020*

Halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI

Saya yang bertanda tangan di bawah ini.

Nama : Aditya Damar Jati
NRP : 02311640000100
Departemen / Prodi : Teknik Fisika / S1 Teknik Fisika
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri & Rekayasa Sistem (FTIRS)
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul "**DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA CO₂ GAS ABSORPTION AND REGENERATION UNTUK PROSES PENGOLAHAN GAS ALAM**" adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya-benarnya.

Surabaya, 01 Agustus 2020

Yang membuat pernyataan,



Aditya Damar Jati

NRP. 02311640000100

Halaman ini sengaja dikosongkan

**LEMBAR PENGESAHAN
TUGAS AKHIR**

**DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *CO₂ GAS ABSORPTION AND
REGENERATION* UNTUK PROSES PENGOLAHAN GAS ALAM**

Oleh:

Aditya Damar Jati

NRP. 02311640000100

Surabaya, 01 Agustus 2020

Menyetujui,

Pembimbing I



Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.

NIP. 19710702 199802 1 001

Mengetahui,

Kepala Departemen

Teknik Fisika FTIRS-ITS



Di. Biyanto, S.T., M.T.

NIP. 19711113 199512 1 002

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *CO₂ GAS ABSORPTION AND REGENERATION* UNTUK PROSES PENGOLAHAN GAS ALAM

TUGAS AKHIR





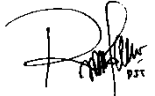
Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Progam Studi S-1 Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri & Rekayasa Sistem (FTIRS)
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

ADITYA DAMAR JATI

NRP. 02311640000100

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

- | | | |
|--|--|-----------------|
| 1. Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D. |  | (Pembimbing I) |
| 2. Prof. Dr. Ir. Aulia Siti Aisjah, M.T. |  | (Ketua Penguji) |
| 3. Ir. Harsono Hadi, M.Sc., Ph.D. |  | (Penguji I) |
| 4. Hendra Cordova S.T., M.T. |  | (Penguji II) |
| 5. Dr. rer. nat. Ruri Agung W., S.T., M.T. |  | (Penguji III) |

SURABAYA

2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

**DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *CO₂ GAS*
ABSORPTION AND REGENERATION UNTUK PROSES
PENGOLAHAN GAS ALAM**

Nama : **Aditya Damar Jati**
NRP : **02311640000100**
Departemen : **Teknik Fisika FTIRS - ITS**
Dosen Pembimbing : **Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.**

ABSTRAK

CO₂ gas absorption and regeneration adalah *plant* untuk menghilangkan kandungan *CO₂* pada *acid gas* untuk menjadi *sweet gas* sebelum dapat dikonsumsi. Produksi gas alam yang tidak menentu membuat proses pengolahan *CO₂* menjadi tidak stabil. Ditambah lagi adanya integrasi panas dan *material recycle* dapat mengakibatkan efek *snowball* dalam *plant* jika proses pengolahan tidak stabil sehingga mempengaruhi kualitas produk dan biaya operasi. Oleh karena itu, diperlukan metode yang dapat melakukan pengendalian kompleks dalam menyelesaikan masalah ini. Metode yang dilakukan dalam penelitian ini adalah *plantwide control*. Hasil perancangan *plantwide control* ketika diterapkan pada gangguan naik dan turun 5% dapat menurunkan nilai *overshoot*, *settling time*, *error steady state*, dan *IAE* yang memberikan indikasi bahwa *plant* dapat stabil. Perancangan PWC juga mampu menurunkan penggunaan energi dan meningkatkan laju produk pada *plant* yang diujikan saat gangguan naik 5%. Sehingga desain PWC mampu meningkatkan profit perhari mulai dari Rp. 1.718.087,- hingga Rp. 126.839.369,- dibanding menggunakan desain non PWC.

Kata Kunci: *Plantwide Control, Kolom Distilasi, CO₂ Gas Absorption and Regeneration.*

Halaman ini sengaja dikosongkan

***PLANTWIDE CONTROL DESIGN IN CO₂ GAS ABSORPTION
AND REGENERATION FOR PROCESSING NATURAL GAS***

Name : Aditya Damar Jati
NRP : 02311640000100
Department : Engineering Physics FTIRS - ITS
Supervisors : Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.

ABSTRACT

CO₂ gas absorption and regeneration is a plant to remove the CO₂ content in acid gas to become sweet gas before it can be consumed. Unstable natural gas production makes the CO₂ processing process unstable. In addition, the integration of heat and recycled material can result in a snowball effect in the plant if the processing process is unstable, which affects product quality and operating costs. Therefore, we need a method that can perform complex control in solving this problem. The method used in this study is plantwide control. The results of the plantwide control design when applied to 5% up and down disturbances can reduce the value of overshoot, settling time, steady state error, and IAE which gives an indication that the plant can be stable. The design of the PWC is also able to reduce energy use and increase the product rate at the plant tested when the disturbance rises by 5%. So that the PWC design is able to increase profit per day starting from IDR 1,718,087 to IDR 126,839,369 compared to using a non-PWC design.

Keywords: Plantwide Control, Distillation Column, CO₂ Gas Absorption and Regeneration.

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT yang senantiasa melimpahkan rahmat serta hidayah-Nya, serta shalawat dan salam kepada Nabi Muhammad SAW, hingga terselesaikannya tugas akhir dengan judul

“DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *CO₂ GAS ABSORPTION AND REGENERATION* UNTUK PROSES PENGOLAHAN GAS ALAM “

Tugas akhir ini disusun sebagai salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam program studi S-1 Teknik Fisika FTIRS-ITS. Bahasan tugas akhir ini menjawab masalah ketidakstabilan pada *plant CO₂ gas absorption and regeneration* dengan menggunakan *plantwide control*. Dampak penggunaan *plantwide control* dianalisa mulai dari performansi respon hingga biaya operasional. Penggunaan *software* Aspen HYSYS V8.8 dijadikan alat bantu simulasi untuk mengetahui dampak penggunaan *plantwide control*. Diharapkan tugas akhir ini dapat menambah pengetahuan di bidang instrumentasi dan kontrol.

Dalam menyelesaikan tugas akhir ini penulis telah banyak mendapatkan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis menyampaikan terimakasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Dr. Suyanto, S.T., M.T. selaku Kepala Departemen Teknik Fisika, FTIRS-ITS.
2. Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D. selaku dosen pembimbing dan Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang memberikan ilmu selama penyusunan tugas akhir ini.
3. Dr.rer.nat. Ir.Aulia Muhammad Taufiq Nasution, M.Sc.selaku dosen wali yang selalu memberikan motivasi dan perhatiannya selama penulis menjadi mahasiswa di Teknik Fisika.
4. Prof. Dr. Ir. Aulia Siti Aisjah, M.T., Ir. Harsono Hadi, M.Sc., Ph.D., Hendra Cordova S.T., M.T., dan Dr. rer. nat. Ruri Agung W., S.T., M.T., selaku penguji tugas akhir yang banyak memberikan masukan untuk melakukan perbaikan tugas akhir ini.

5. Bapak dan Ibu dosen Teknik Fisika yang telah banyak memberikan ilmunya sehingga penulis dapat menyelesaikan jenjang kuliah hingga tugas akhir ini.
6. Kedua orang tua yang selalu memberikan dukungan dan doa..
7. Teman-teman mahasiswa Teknik Fisika, terutama angkatan 2016 yang selalu memberi semangat.
8. Semua pihak yang turut membantu terselesaikannya tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam tugas akhir ini, sehingga kritik dan saran penulis dengan senang hati menerima. Semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya, 01 Agustus 2020

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
COVER PAGE.....	iii
PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI	v
LEMBAR PENGESAHAN	vii
LEMBAR PENGESAHAN	ix
ABSTRAK	xi
<i>ABSTRACT</i>	xiii
KATA PENGANTAR	xv
DAFTAR ISI.....	xvii
DAFTAR GAMBAR	xix
DAFTAR TABEL.....	xxi
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	2
1.3 Tujuan.....	2
1.4 Lingkup Kajian.....	3
1.5 Sistematika Laporan	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI.....	5
2.1 <i>CO₂ Absorption and Regeneration</i>	5
2.2 <i>Control Degree of Freedom (CDOF)</i>	10
2.3 <i>First Order Plus Dead Time (FOPDT)</i>	11
2.4 Pengendali PID (<i>Proportional, Integral, Derivative</i>)	12
2.5 Pengendali <i>Feedforward</i>	13
2.6 <i>Model Predictive Control (MPC)</i>	15

2.7	<i>Plantwide Control (PWC)</i>	15
2.8	Analisis Performansi Pengendalian	17
BAB III METODOLOGI PENELITIAN		19
3.1	Rumusan Masalah	20
3.2	Studi literatur	20
3.3	Pengumpulan Data <i>Plant</i>	20
3.4	Pemodelan <i>Plant</i>	21
3.5	Validasi Pemodelan	22
3.6	Perancangan PWC (<i>Plantwide Control</i>)	22
3.7	Pengujian Performansi	24
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN		25
4.1	Pemodelan <i>Plant</i>	25
4.2	Validasi Pemodelan	27
4.3	Perhitungan CDOF	29
4.4	Perancangan <i>Regulatory Control</i>	30
4.5	Percancangan Pengendali <i>Feedforward</i>	32
4.6	Perancangan Pengendali <i>MPC</i>	38
4.7	Pengujian Performansi	41
4.8	Analisa Ekonomi	46
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN		49
5.1	Kesimpulan	49
5.2	Saran	49
DAFTAR PUSTAKA		51
LAMPIRAN		53
BIODATA PENULIS		55

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1	<i>Process flow diagram CO₂ absorption and regeneration</i>	5
Gambar 2. 2	Kolom <i>absorber</i>	6
Gambar 2. 3	Kolom <i>regenerator</i>	10
Gambar 2. 4	Contoh hasil grafik uji <i>open loop</i>	11
Gambar 2. 5	Diagram blok PID	12
Gambar 2. 6	Diagram blok <i>feedback feedforward</i>	14
Gambar 2. 7	Diagram blok proses MPC	15
Gambar 2. 8	Grafik respon sistem	17
Gambar 2. 9	<i>Integral absolute error (IAE)</i>	18
Gambar 3. 1	Diagram alir penelitian	19
Gambar 3. 2	<i>Process flow diagram plant</i> yang akan diuji.	20
Gambar 3. 3	Diagram alir perancangan PWC.	22
Gambar 4. 1	Pemodelan statis pada <i>software</i> Aspen HYSYS V8.8.....	25
Gambar 4. 2	Ilustrasi pemodelan pada daerah kolom <i>absorber</i>	25
Gambar 4. 3	Ilustrasi pemodelan pada daerah kolom <i>amine regenerator</i>	26
Gambar 4. 4	Perhitungan stream pada <i>plant</i>	29
Gambar 4. 5	Perancangan <i>regulatory control</i> pada <i>plant</i>	32
Gambar 4. 7	Grafik uji <i>plant</i> komposisi <i>amine</i> pada <i>lean amine</i> (X 102)	33
Gambar 4. 6	Grafik uji <i>plant</i> komposisi CO ₂ pada <i>sweet gas</i> (X100)	33
Gambar 4. 8	Grafik uji gangguan komposisi CO ₂ pada <i>sweet gas</i> (X 100)	34
Gambar 4. 9	Grafik uji gangguan komposisi <i>amine</i> pada <i>lean amine</i> (X 102) ...	34
Gambar 4. 10	Diagram blok kontrol <i>feedforward</i> komposisi CO ₂ (X100)	36
Gambar 4. 11	Diagram blok kontrol <i>feedforward</i> komposisi <i>amine</i> (X102)	37
Gambar 4. 12	Perancangan <i>feedforward</i> pada <i>plant</i>	38
Gambar 4. 13	Diagram blok MPC.....	39
Gambar 4. 14	Perancangan MPC	40
Gambar 4. 15	Grafik respon komposisi CO ₂ pada <i>sweet gas</i> (X100) dengan gangguan naik 5%	42
Gambar 4. 16	Grafik respon komposisi <i>amine</i> pada <i>lean amine</i> (X102) dengan gangguan naik 5%	43

Gambar 4. 17 Grafik respon komposisi CO ₂ pada <i>sweet gas</i> (X100) dengan gangguan turun 5%	44
Gambar 4. 18 Grafik respon komposisi <i>amine</i> pada lean <i>amine</i> (X102) dengan gangguan turun 5%	45

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Jenis-jenis Larutan <i>Amine</i>	7
Tabel 3. 1 <i>Datasheet Stream</i> yang Diadopsi dari PT.X	21
Tabel 4. 1 Validasi Pemodelan pada <i>Absorber</i>	28
Tabel 4. 2 Validasi Pemodelan pada <i>Amine Regenerator</i>	28
Tabel 4. 3 Nilai <i>N restraining</i>	29
Tabel 4. 4 Nilai <i>N redundant</i>	30
Tabel 4. 5 Jumlah CDOF	30
Tabel 4. 6 Kontrol yang Terpasang pada <i>Plant</i>	30
Tabel 4. 7 Parameter Pemodelan FOPDT	35
Tabel 4. 8 Parameter Pemodelan <i>Feedforward</i>	36
Tabel 4. 9 Fungsi Transfer untuk Parameter MPC	41
Tabel 4.10 Parameter Respon Komposisi CO ₂ pada <i>Sweet Gas</i> dengan Gangguan Naik 5%	42
Tabel 4.11 Parameter Respon Komposisi <i>Amine</i> pada <i>Lean Amine</i> dengan Gangguan Naik 5%	43
Tabel 4.12 Parameter Respon Komposisi <i>Amine</i> pada <i>Lean Amine</i> dengan Gangguan Turun 5%	45
Tabel 4. 13 Parameter Respon Komposisi <i>Amine</i> pada <i>Lean Amine</i> dengan Gangguan Turun 5%	46
Tabel 4. 14 Analisa Laju Produk Gas Alam	46
Tabel 4. 15 Konsumsi Energi saat <i>Feed</i> Naik 5%	47
Tabel 4. 16 Konsumsi Energi saat <i>Feed</i> Turun 5%	47
Tabel 4. 17 Analisa Profit saat Uji Naik	48
Tabel 4. 18 Analisa Profit saat Uji Turun	48

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Energi merupakan salah satu kebutuhan manusia yang penting untuk menjalankan kehidupan, dimana kebutuhan energi ini jumlahnya akan terus meningkat seiring berjalannya waktu. Saat ini, sumber energi terbesar dalam memenuhi kebutuhan energi diduduki oleh sumber energi fosil yang menghasilkan minyak dan gas alam. Ditinjau dari penggunaannya, gas alam merupakan yang paling efisien dibandingkan minyak atau batu bara (Mokhatab dkk., 2015)

Gas alam yang berasal dari sumur produksi masih mengandung karbon dioksida (CO₂). Terdapat batas standar untuk CO₂ dalam produksi hasil olahan gas alam sebagaimana diatur dalam ISO (*International Standard Organization*) 67974-5 Tahun 2014. Gas yang mengandung kandungan tersebut dapat menyebabkan penggumpalan dan penyumbatan pada pipa (Sharif Dashti, Shariati, & Khosravi Nikou, 2015). Kondisi ini dapat berakibat fatal karena termasuk dalam kondisi yang tidak aman sebab hal terburuk yang dapat terjadi adalah dapat menghentikan proses produksi gas alam. Disamping itu, CO₂ merupakan zat yang sulit untuk dibakar sehingga keberadaan CO₂ pada gas alam dapat menurunkan kualitas bahan bakar (Dyment, Watanasiri, & Rumyantseva, 2015). Hal tersebut merupakan harus dihindari dalam proses industri sehingga diperlukan suatu *plant* untuk memproses pengolahan gas yakni CO₂ *absorption and regeneration plant*.

Proses untuk melakukan pemurnian gas biasa dikenal dengan istilah *gas purification*. Kadar CO₂ pun dihilangkan melalui proses ini pada *downstream*. Namun, produksi gas alam pada *upstream* yang tidak menentu membuat proses pengolahan *downstream* pada *plant* ini tidak stabil. Adanya *material recycle*, integrasi panas, dan komponen kimia yang selalu berubah pada *plant* ini dapat mengakibatkan efek bola salju jika *plant* tidak dapat stabil (Rangaiah and Patki, 2012) sehingga hal ini mempengaruhi kualitas dari produk yang tidak sesuai dengan harapan. Disamping itu, *plant* yang tidak stabil mengakibatkan penggunaan energi yang kurang optimal sehingga terjadi pemborosan. Akibatnya, biaya operasional

untuk *plant CO₂ absorption and regeneration* pun meningkat. Maka dari itu, dibutuhkan metode pengendalian yang baik untuk mengatasi masalah ini..

Plantwide control (PWC) merupakan sistem pengendalian *plant* secara keseluruhan. Sistem ini telah banyak dikembangkan secara sistematis, antara lain oleh Luyben dan Skogestad. Luyben dkk. mengembangkan metode tersebut (Luyben, Tyréus, & Luyben, 1999). Sistem ini disempurnakan oleh Skogestad dengan membaginya menjadi langkah *top-down* dan *bottom-up* supaya dapat melihat dampak dari sisi ekonomi.

Dari latar belakang tersebut, maka tugas akhir ini akan membahas mengenai desain *plantwide control* pada *CO₂ absorption and regeneration* dengan tujuan menjaga kestabilan sistem dari gangguan serta meminimalkan biaya operasional yang dikeluarkan.

1.2 Rumusan Masalah

Permasalahan penelitian yang diangkat dalam pengerjaan tugas akhir ini antara lain.

- a) Bagaimana desain *plantwide control* yang optimal pada proses *CO₂ absorption and regeneration* ?
- b) Bagaimana pengaruh penerapan *plantwide control* pada proses *CO₂ absorption and regeneration* dalam penggunaan energi dan ekonomi?
- c) Bagaimana dampak penerapan *plantwide control* pada proses *CO₂ absorption and regeneration* dalam segi kestabilan dan respon akibat adanya gangguan?

1.3 Tujuan

Tujuan penelitian yang dicapai dalam pengerjaan tugas akhir ini antara lain.

- a) Merancang sistem *plantwide control* yang optimal pada proses *CO₂ absorption and regeneration*.
- b) Mengetahui pengaruh penerapan *plantwide control* pada proses *CO₂ absorption and regeneration* dalam penggunaan energi dan ekonomi.
- c) Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada proses *CO₂ absorption and regeneration* dalam segi kestabilan dan respon akibat adanya gangguan.

1.4 Lingkup Kajian

Adapun lingkup kajian pada tugas akhir adalah sebagai berikut.

- a) Kolom *absorber* dan kolom *regenerator (stripper)* menjadi unit proses utama pada *plant*.
- b) Simulasi dimodelkan menggunakan *software* Aspen HYSYS V8.8 berdasarkan data *process flow diagram* yang diperoleh dari PT. X.
- c) Strategi kontrol menggunakan *plantwide control*.
- d) Komposisi yang menjadi acuan untuk mengolah *acid gas* menjadi *sweet gas* yakni CO₂.

1.5 Sistematika Laporan

Adapun sistematika penulisan laporan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

BAB I Pendahuluan

Bab I ini terdiri dari latar belakang, perumusan masalah, tujuan, lingkup kerja dan sistematika laporan.

BAB II Teori Penunjang

Bab II ini membahas teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan, yaitu *plant CO₂ absorption and regeneration* analisis *steady state* kesetimbangan neraca massa dan energi, analisis *steady state* pada *plant*, kontroler PID, *degrees of freedom (DOF)*, pengendali *feedforward*, *multivariable predictive control (MPC)*, dan *plantwide control (PWC)*.

BAB III Metodologi

Bab III ini berisi mengenai rancangan dari penelitian yang dilakukan, dan langkah-langkah dalam penelitian.

BAB IV Hasil dan Pembahasan

Bab IV ini berisi tentang data hasil penelitian dari perancangan PWC pada *plant* yang diujikan, hasil analisis dari segi penggunaan energi dan ekonomi serta analisis hasil uji kestabilan *plant*.

BAB V Kesimpulan dan Saran

Bab V berisikan kesimpulan tentang hasil penelitian tugas akhir ini dan saran sebagai penunjang maupun pengembangan untuk tugas akhir selanjutnya.

Halaman ini sengaja dikosongkan

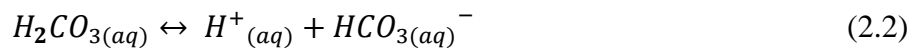
BAB II

TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

2.1 *CO₂ Absorption and Regeneration*

CO₂ adalah gas pengotor pada gas alam yang harus dihilangkan sebagaimana diatur pada ISO (*International Standard Organization*) 67974-5 Tahun 2014. Kandungan CO₂ dalam gas alam tidak diinginkan karena dapat menyebabkan kerugian, antara lain.

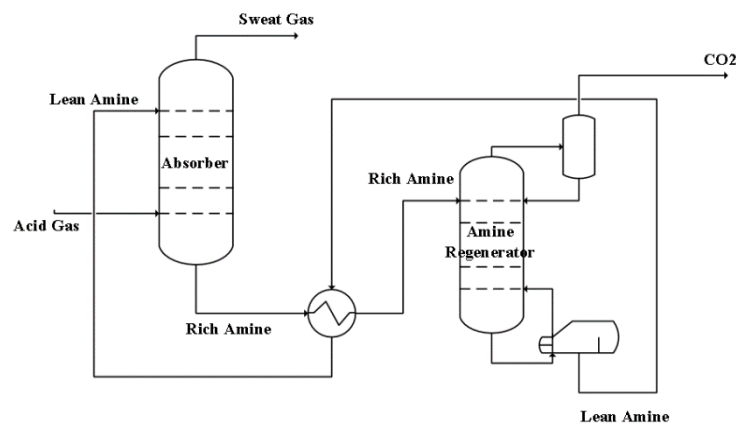
- a. Bersifat asam sebab jika beraksi dengan air menghasilkan senyawa berikut.



H₂CO₃ ini bersifat asam sehingga dapat menyebabkan korosi pada peralatan industri.

- b. Pada suhu rendah dapat menyebabkan terbentuk *icing* (pembekuan) sehingga menyumbat perpipaan dan merusak *heat exchanger*.
- c. CO₂ dapat menurunkan nilai kalor pembakaran gas alam

Untuk menghilangkan kandungan CO₂, maka gas alam diolah terlebih dahulu melalui *plant CO₂ absorption and regeneration* dengan proses yang dikenal sebagai *sweetening gas* seperti gambar 2.1.

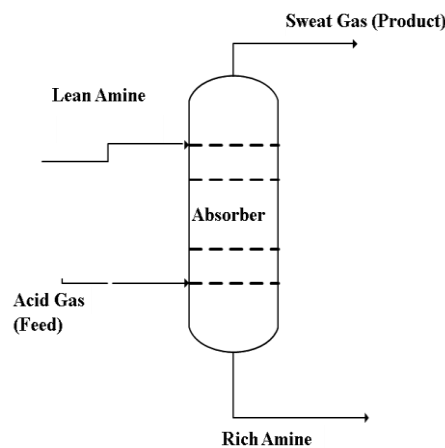


Gambar 2.1 *Process flow diagram CO₂ absorption and regeneration*
(Hartanto, 2017)

Pada proses ini terdapat dua unit utama yakni *absorber* untuk proses mengikat gas CO₂ secara absorpsi menggunakan *amine* dan *regenerator* untuk proses regenerasi *amine* yang telah dipakai pada proses absorpsi agar bisa digunakan kembali.

2.1.1 Proses Absorpsi

Absorpsi adalah salah satu operasi unit yang paling penting dalam proses pemurnian gas alam dengan prinsip melakukan absorpsi gas dalam larutan. Kelarutan gas dalam absorbent yang tinggi dibandingkan hidrokarbon akan menghasilkan produk gas alam keluaran yang bersih dari CO₂. absorpsi gas dalam absorbent terjadi didalam kolom *absorber* seperti pada gambar 2.2.



Gambar 2. 2 Kolom *absorber* (Yildirim, 2012)

Absorber adalah kolom tinggi yang di dalamnya berisi media pengontak seperti *tray* atau *packing*. Kolom *absorber* berjenis *packing*, memiliki isian *packing* untuk memperluas kontak. *Acid gas* akan masuk dari bagian bawah kolom *absorber* dan pelarut dimasukkan dari atas sehingga terjadi kontak dan gas akan larut dalam absorbent. Secara umum dikenal dua macam absorpsi, yaitu:

1. Absorpsi fisik, yaitu proses absorpsi atau perpindahan gas (difusi) ke dalam absorbent tanpa disertai dengan reaksi kimia. Proses absorpsi ini terjadi karena gaya-gaya fisik pada fluida.
2. Absorpsi kimia, yaitu proses absorpsi dimana gas terlarut dalam cairan penyerap disertai reaksi kimia. Dalam absorpsi dengan reaksi kimia suatu

molekul A (solute), diabsorpsi ke dalam suatu cairan B (reaktan), dimana komponen A bereaksi dengan komponen B. Reaksi tersebut bisa berlangsung dalam regim cepat, lambat, *reversible*, *irreversible*, dan dalam berbagai orde reaksi. Proses absorpsi pada jenis ini umumnya menggunakan pelarut *amine* dengan produk atas *sweet gas* dan produk bawah *rich amine* (larutan *amine* yang mengandung gas kotor) seperti diilustrasikan pada gambar 2.2.

Proses menghilangkan gas asam pada *acid gas* dalam industri umumnya menggunakan proses absorpsi kimia dengan bantuan *amine* tersier yaitu larutan alkanolamin atau garam alkali. Pelarut berbasis *amine* yang umum digunakan untuk proses absorpsi – desorpsi adalah *monoethanolamine* (MEA), *diethanolamine* (DEA), dan *methyldiethanolamine* (MDEA) yang bereaksi dengan gas asam (CO_2 dan H_2S) untuk membentuk kompleks atau ikatan kimia. H_2S , CO_2 dan SO_2 disebut sebagai gas asam karena mereka berdisosiasi untuk membentuk larutan asam sedangkan *amine* ini dikenal sebagai basa organik lemah. Ada pun deskripsi pelarut berbasis *amine* memiliki kelebihan dan kekurangan sebagaimana dijelaskan pada tabel 2.1.

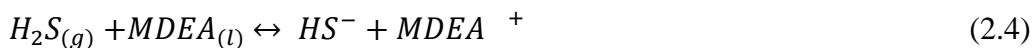
Tabel 2. 1 Jenis-jenis Larutan *Amine* (Shimekit, 2012)

Larutan	Kelebihan	Kekurangan
<i>Monoethanole Amine</i> ($\text{C}_2\text{H}_7\text{NO}$)	<ul style="list-style-type: none"> • Sangat reaktif terhadap CO_2 dan H_2S. • Mampu menghilangkan CO_2 dan H_2S secara bersamaan. • <i>Recovery</i> CO_2 dan H_2S tinggi. • Harganya paling murah dibanding pelarut amin lainnya. 	<ul style="list-style-type: none"> • Alat rentan mengalami korosi, apabila konsentrasinya di atas 20% wt. Mengalami reaksi <i>irreversible</i> dengan COS dan CS_2 sehingga tidak cocok digunakan untuk gas yang mengandung kedua senyawa tersebut.

Tabel 2.1 Lanjutan

<p><i>Diethanole Amine</i> (C₁₀H₁₈)</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Tekanan uapnya lebih rendah dibanding MEA sehingga mengurangi kehilangan massa saat regenerasi. • Dapat digunakan untuk absorpsi gas yang mengandung CS₂. 	<ul style="list-style-type: none"> • Dapat bereaksi dengan CO₂ secara <i>irreversible</i> sehingga pelarut ini tak optimal jika digunakan untuk absorpsi gas dengan kandungan CO₂ yang tinggi.
<p><i>Methyl Diethanole Amine</i> (C₅H₁₃NO₂)</p>	<ul style="list-style-type: none"> • Tekanan uapnya rendah sehingga dapat digunakan dengan konsentrasi sampai 60% wt. • Sangat selektif terhadap H₂S. • Tidak korosif. • Banyak digunakan untuk absorpsi dengan kandungan CO₂ yang tinggi. • Energi untuk regenerasi rendah. 	<ul style="list-style-type: none"> • Akibat keselektifannya yang tinggi terhadap H₂S, maka akan terjadi CO₂ <i>slippage</i> sehingga absorpsi CO₂ kurang maksimal. Oleh karena itu pelarut ini biasanya digunakan untuk absorpsi gas CO₂ tanpa adanya H₂S. • Harganya paling mahal di antara pelarut amina lainnya.

Dalam proses absorpsi secara kimia, terjadi proses reaksi kimia antara *amine* dengan *acid gas*. Sebagai contoh, pada *methyl diethanole amine*, terjadi proses reaksi kimia seperti pada persamaan (2.3) dan persamaan (2.4).



MDEA akan mengikat gas CO₂ pada *acid gas* dengan proses reaksi kimia yang terjadi secara *reversible* seperti pada persamaan (2.1). Secara bersamaan,

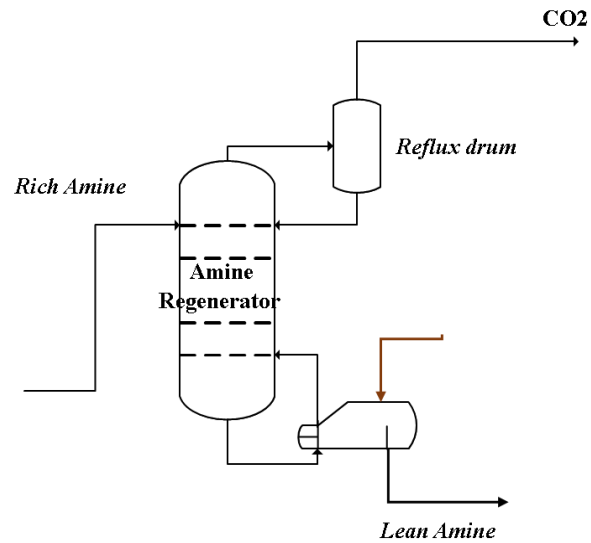
MDEA juga akan mengikat gas H_2S di dalam *acid gas* dengan proses reaksi kimia yang juga terjadi secara *reversible* seperti pada persamaan (2.2). Temperatur pada reaksi absorpsi juga memberikan pengaruh terhadap kinerja reaksi akibat adanya perubahan perpindahan massa. Pada temperatur yang tinggi, laju reaksi dan laju difusi menjadi lebih tinggi sehingga dapat meningkatkan koefisien perpindahan massa (Feron dkk,2002).

2.1.2 Proses Regenerasi

Proses regenerasi atau proses desorpsi adalah proses pemisahan gas dari larutan. Proses ini dapat terjadi tidak hanya dalam sistem gas – cair tetapi juga dalam sistem gas – cair – padat, khususnya dalam reaktor *slurry* dan juga sistem cair – cair. Secara umum, contoh penerapan desorpsi sistem gas – cair dapat diklasifikasikan sebagai berikut:

- a. Desorpsi fisik satu atau beberapa komponen,
- b. Desorpsi fisik dengan serapan fisik simultan,
- c. Desorpsi didahului oleh reaksi kimia, serta
- d. Absorpsi dan desorpsi simultan dengan reaksi kimia.

Proses regenerasi atau desorpsi terjadi pada kolom *regenerator* yang diberi panas oleh *reboiler* seperti diilustrasikan pada gambar 2.3. Pelarut yang telah dipisahkan dengan gas kotoranya atau telah diregenerasi akan di-*recycle* kembali menuju kolom *absorber*. Prinsip kerja dari kolom *regenerator* yakni *rich amine solution* (larutan *amine* yang mengandung CO_2 dan H_2S) akan memasuki kolom *regenerator* kemudian akan dikontakkan dengan panas yang berasal dari *reboiler* sehingga *acid gas* akan menguap dan keluar sebagai *top product* dari kolom *stripper*. Sedangkan, *lean amine* akan keluar sebagai *bottom product* dari kolom *regenerator*. Pada proses ini laju perpindahan CO_2 dari pelarut *amine* mengalami peningkatan seiring dengan naiknya temperatur dari *reboiler*



Gambar 2.3 Kolom *regenerator* (Khaisri, 2011).

2.2 Control Degree of Freedom (CDOF)

CDOF adalah jumlah variabel yang dapat dimanipulasi secara independen (Safari & Eslamloueyan, 2017). Dengan mengetahui nilai CDOF, dapat diketahui pula jumlah kontroler yang harus dipasang. Perhitungan CDOF dilakukan menggunakan menggunakan metode *flowsheet-oriented* (Konda, Rangaiah, & Krishnaswamy, 2006) dengan persamaan sebagai berikut :

$$\text{CDOF} = N_{\text{streams}} - \sum_1^{\text{all the units}} (N_{\text{restraining}}) - N_{\text{redundant}} \quad (2.5)$$

dimana:

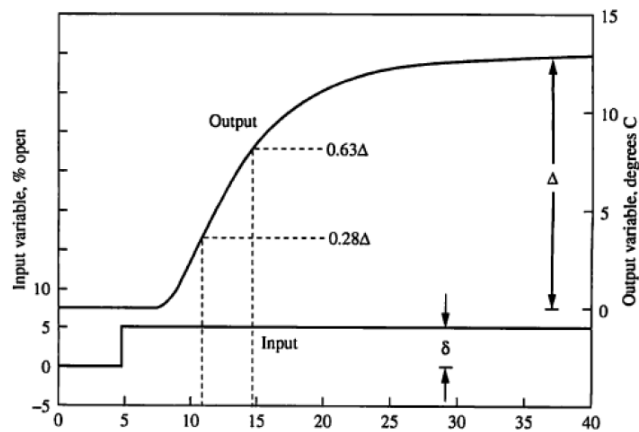
N_{Streams} = jumlah total dari *stream* (energi dan material)

$N_{\text{Restraining}}$ = jumlah *stream* proses yang tidak dapat dimanipulasi

$N_{\text{Redundant}}$ = jumlah *stream* proses yang tidak perlu dimanipulasi

2.3 First Order Plus Dead Time (FOPDT)

Keadaan dinamik dari proses dapat diketahui model karakteristiknya dengan menggunakan model FOPDT. Disamping itu model FOPDT digunakan sebagai parameter dalam memasang sebuah pengendalian proses yakni *gain* (K), *time constant* (τ), dan *dead time* (θ) (Roy & Iqbal, 2005). Pengujian *open loop* adalah cara untuk mendapatkan parameter dari model FOPDT tersebut sehingga didapat grafik respon orde satu seperti pada gambar 2.4.



Gambar 2.4 Contoh hasil grafik uji *open loop* (Madady, 2012).

Dari grafik pengujian *open loop* maka didapat fungsi transfer dari model FOPDT dengan persamaan berikut :

$$G(s) = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (2.6)$$

Pada persamaan (2.6) di atas, K merupakan *gain* sistem yang diperoleh dari perbandingan perubahan proses variabel yang diukur dan sinyal *output* dari *controller* dengan rumus matematis pada persamaan (2.7).

$$K = \frac{\Delta}{\delta} = \frac{\Delta \text{Process Variable}}{\Delta \text{Manipulated Variable}} \quad (2.7)$$

Untuk τ (*time constant*) didapatkan dari persamaan (2.8) sebagai berikut.

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.8)$$

dimana:

$t_{63\%}$: waktu yang dibutuhkan variabel proses mencapai 63% dari nilai akhir

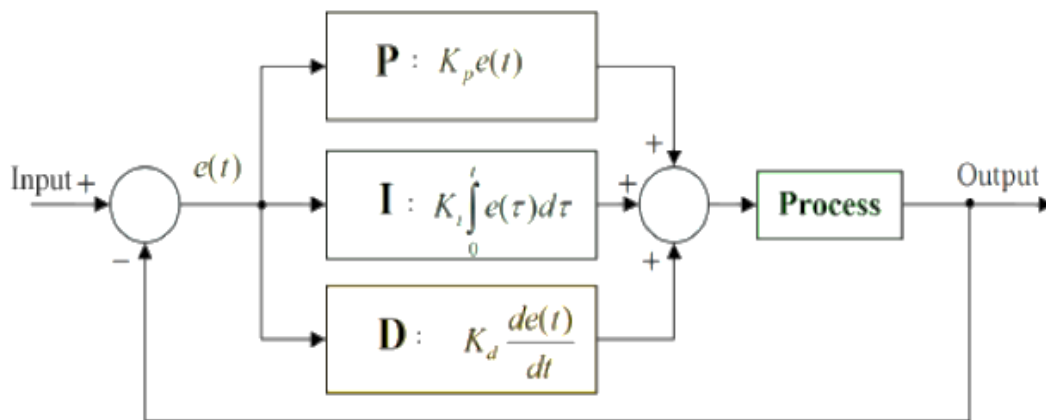
$t_{28\%}$: waktu yang dibutuhkan variabel proses mencapai 28% dari nilai akhir

Sedangkan θ (*dead time*) adalah perbedaan waktu dari respon *output controller* pada saat sinyal step diberikan hingga respon proses mulai bergerak, yang dapat dituliskan dengan persamaan (2.9) berikut.

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.9)$$

2.4 Pengendali PID (*Proportional, Integral, Derivative*)

Pengendali PID merupakan salah satu pengendali yang paling sering digunakan dalam industri dengan bekerja secara SISO (*Single Input Single Output*) (Astrom, 2002). Sistem kerja pengendali PID dinyatakan dalam suatu diagram blok pengendalian tertutup seperti pada gambar 2.5 dimana kontrol PID ini mengendalikan kondisi *existing* yang ditangkap oleh sensor.



Gambar 2.5 Diagram blok PID (Honeywell, 2000).

Dalam melakukan pengendalian, kontrol PID memiliki 3 parameter yakni *proportional, integral, dan derivative*. Parameter tersebut dapat ditulis seperti persamaan (2.10).

$$U(t) = K_p \cdot e(t) + K_i \int_0^t e(\tau) d\tau + K_d \frac{de(t)}{dt} \quad (2.10)$$

dimana:

U = sinyal kendali

e = *error setpoint*

Sinyal kendali merupakan penjumlahan dari tiga istilah *error*: (i) *proporsional term* yaitu proposional terhadap *error*, (ii) *integral term* yaitu proporsional terhadap *integral error*, (iii) *derrivative term* yaitu proporsional terhadap turunan dari *error*. Parameter-parameter pengendali adalah gain proporsional (K_p), gain integral (K_i) dan gain derrivative (K_d), dimana:

$$K_i = \frac{1}{T_i} \quad (2.11)$$

$$K_d = \frac{1}{T_d} \quad (2.12)$$

dengan :

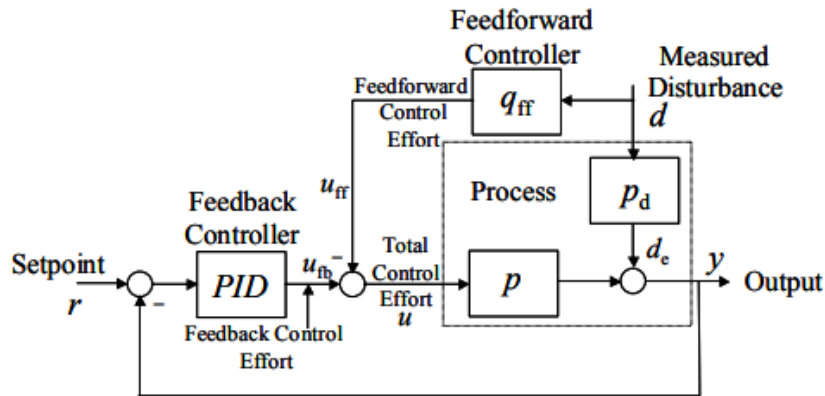
T_i = *time constant integral*

T_d = *time constant derrivative*

Pada bagian proporsional akan beraksi pada *error* sekarang, sedangkan integral menyajikan rata-rata dari *error* sebelum dan *derrivative* diinterpretasikan sebagai prediksi *error* yang akan datang.

2.5 Pengendali *Feedforward*

Pada dasarnya terdapat kelemahan dari pengendalian *feedback* yaitu tidak dapat melakukan koreksi variabel eror proses pada saat pendeteksian, dimana akan ada waktu tunda antara perubahan variabel yang dimanipulasi dengan efek dari variabel dikontrol. Variabel yang dapat mengganggu variabel yang dikontrol disebut variabel *disturbance* atau gangguan dan bukan merupakan variabel yang diukur dalam pengendali *feedback*. Berdasarkan hal itu muncul pengendalian *feedforward* yang berfungsi untuk mengurangi dari efek *disturbance* terhadap variabel yang dikontrol dalam *plant*. Biasanya pengendalian *feedforward* dikombinasikan dengan pengendali *feedback* seperti PID untuk menghasilkan pengendali yang bagus. Adapun pengendalian *feedforward* direpresentasikan dengan diagram blok sebagai berikut.



Gambar 2. 6 Diagram blok *feedback feedforward* (Willey, N.D.)

Pengendalian *feedforward* hanya berupa sebuah pemodelan dengan adanya satu sensor, dengan persamaan sebagai berikut:

$$q_{ff}(s) = -\frac{P_d(s)}{P_p(s)} \quad (2.13)$$

dimana:

$q_{ff}(s)$ = Pemodelan *feedforward*

$P_d(s)$ = Pemodelan *disturbance*

$P_p(s)$ = Pemodelan *process*

Untuk mencari pemodelan *plant* dan *disturbance*, dilakukan uji *open loop* sehingga didapat grafik orde satu seperti pada persamaan (2.6). Setelah didapatkan kedua pemodelan tersebut, masukkan pada persamaan (2.13) sehingga didapat persamaan (2.15).

$$q_{ff}(s) = -\frac{K_d}{K_p} \left(\frac{\tau_p s + 1}{\tau_d s + 1} \right) e^{-(\theta_d - \theta_p)s} \quad (2.14)$$

$$q_{ff}(s) = K_{ff} \left(\frac{T_{ld}s + 1}{T_{lg}s + 1} \right) e^{-\theta_{ff}s} \quad (2.15)$$

dimana:

K_{ff} = *gain feedforward*

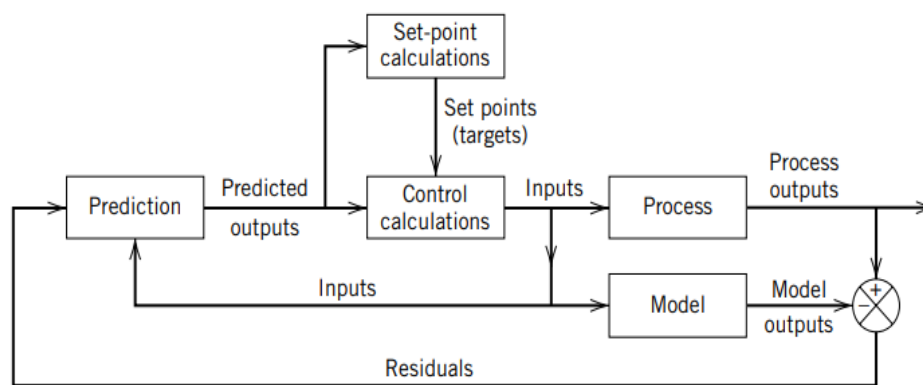
T_{ld} = *lead time (time constant plant)*

T = *lag time (time constant disturbance)*

Θ_{ff} = *dead time*

2.6 Model Predictive Control (MPC)

Penelitian mengenai MPC yang telah dilakukan sebelumnya oleh Mahindrakar yang diaplikasikan pada *reactive distillation column*. Mahindrakar mengaplikasikan dengan beberapa struktur kontrol yakni pengendali PI, pengendali PI ditambah *feedforward*, MPC SISO, dan MPC MIMO. Hasil yang didapat adalah MPC mampu memberikan respon *plant* yang stabil dan nilai ekonomis yang lebih baik dibanding pengendali lain (Mahindrakar, 2016). Sistem kerja MPC dapat dijelaskan pada gambar 2.7.



Gambar 2.7 Diagram blok proses MPC (Seborg, 2011)

MPC adalah salah satu dari *advance process control* yang dapat memprediksi variabel yang diinginkan dari data proses sebelumnya. Berdasarkan Gambar 2.7, perhitungan MPC didasarkan pada pengukuran saat ini dan prediksi nilai masa depan dari output. Tujuan dari perhitungan kontrol MPC adalah untuk menentukan urutan gerakan kontrol (yaitu, perubahan input yang dimanipulasi) dengan mengubah *setpoint* kontroler sehingga respon yang diprediksi bergerak ke titik yang ditetapkan secara optimal.

2.7 Plantwide Control (PWC)

PWC merupakan desain sistem pengendalian pada *plant* secara keseluruhan (Rangaiah & Patki, n.d.). Mulanya, PWC diaplikasikan untuk *plant* kimia yang memiliki *material recycle*, integrasi panas, dan komponen kimia yang selalu berubah. Saling berhubungnya unit proses tersebut membuat banyaknya loop pengendalian yang ada. Oleh karena itu, dibutuhkan sebuah metode untuk dapat menghubungkan dan mengatur antar loop-loop pengendalian berdasar tujuan

objektif yang ditetapkan. Menurut Luyben, didapatkan beberapa kondisi khusus pada *plant* yang memerlukan penerapan PWC yaitu adanya *stream recycle*, adanya integrasi energi, banyak unit operasi yang berbeda-beda dan adanya variasi dari komponen kimia. Prosedur PWC secara sistematis ditemukan oleh Luyben pada tahun 1998 dengan prosedur PWC sebagai berikut:

- a. Menentukan objektif pengendalian.
- b. Menentukan *control degree of freedom*.
- c. Menentukan sistem manajemen energi.
- d. Mengatur laju produksi.
- e. Mengontrol kualitas produk dan batasan keamanan, lingkungan dan operasional.
- f. Memastikan laju aliran dan mengendalikan inventori (tekanan dan level)
- g. Cek kesetimbangan komponen.
- h. Kendalikan setiap unit operasi.
- i. Optimisasi dan perbaiki pengendalian dinamik.

Oleh karena dianggap prosedur milik Luyben kurang maksimal dalam aspek ekonomi, maka pada tahun 2004 Sigurd Skogestad membuat prosedur PWC yang terinspirasi dari prosedur milik Luyben. Prosedur ini terdapat 7 langkah dengan dibagi menjadi dua bagian yaitu *top-down* yang berfokus untuk aspek ekonomi dan *bottom-up* yang berfokus untuk aspek pengendalian dan kestabilan *plant* saat dinamik. Adapun prosedurnya sebagai berikut:

Top-down:

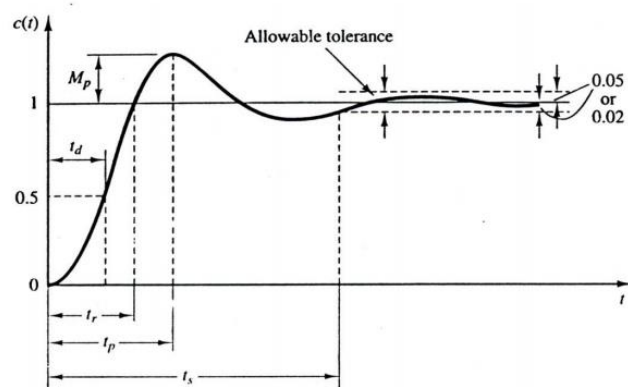
- a. Menentukan fungsi objektif.
- b. Mengitung *degree of freedom*.
- c. Menentukan variabel kontrol yang primer
- d. Memilih lokasi dari *through put manipulator* (TPM)

Bottom-up:

- e. Memilih lapisan *regulatory control*
- f. Memilih lapisan *supervisory control*
- g. Mengoptimisasi menggunakan RTO

2.8 Analisis Performansi Pengendalian

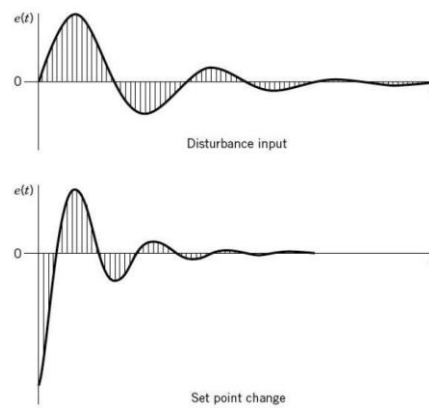
Setiap sistem pengendalian memiliki respon dinamik yang dapat diamati performansinya dalam menjaga variabel yang dikontrol sesuai dengan nilai yang diinginkan. Terdapat beberapa parameter untuk mengetahui performansi dari suatu pengendalian tersebut, dimana parameter ini berupa data kualitatif dan dapat dibandingkan. Berikut merupakan contoh respon dinamik pada sistem:



Gambar 2. 8 Grafik respon sistem (Saputra, 2015)

Parameter-parameter dalam analisis performansi sistem sebagai berikut:

- Maximum overshoot* adalah nilai puncak tertinggi dari kurva respon terhadap nilai *setpoint*.
- Settling time* adalah waktu yang diperlukan untuk tanggapan tangga satuan masuk daerah kriteria 2% atau 5% dari nilai akhir.
- Error steady state (ESS)* adalah merupakan selisih antara nilai steady pada respon, dengan nilai *setpoint*
- Integral absolute error (IAE)* adalah salah satu parameter yang merupakan nilai integral dari *error* absolut yang dapat di ilustrasikan dalam gambar berikut:



Gambar 2. 9 *Integral absolute error (IAE)* (Maiti, Acharya, & Konar, 2008).

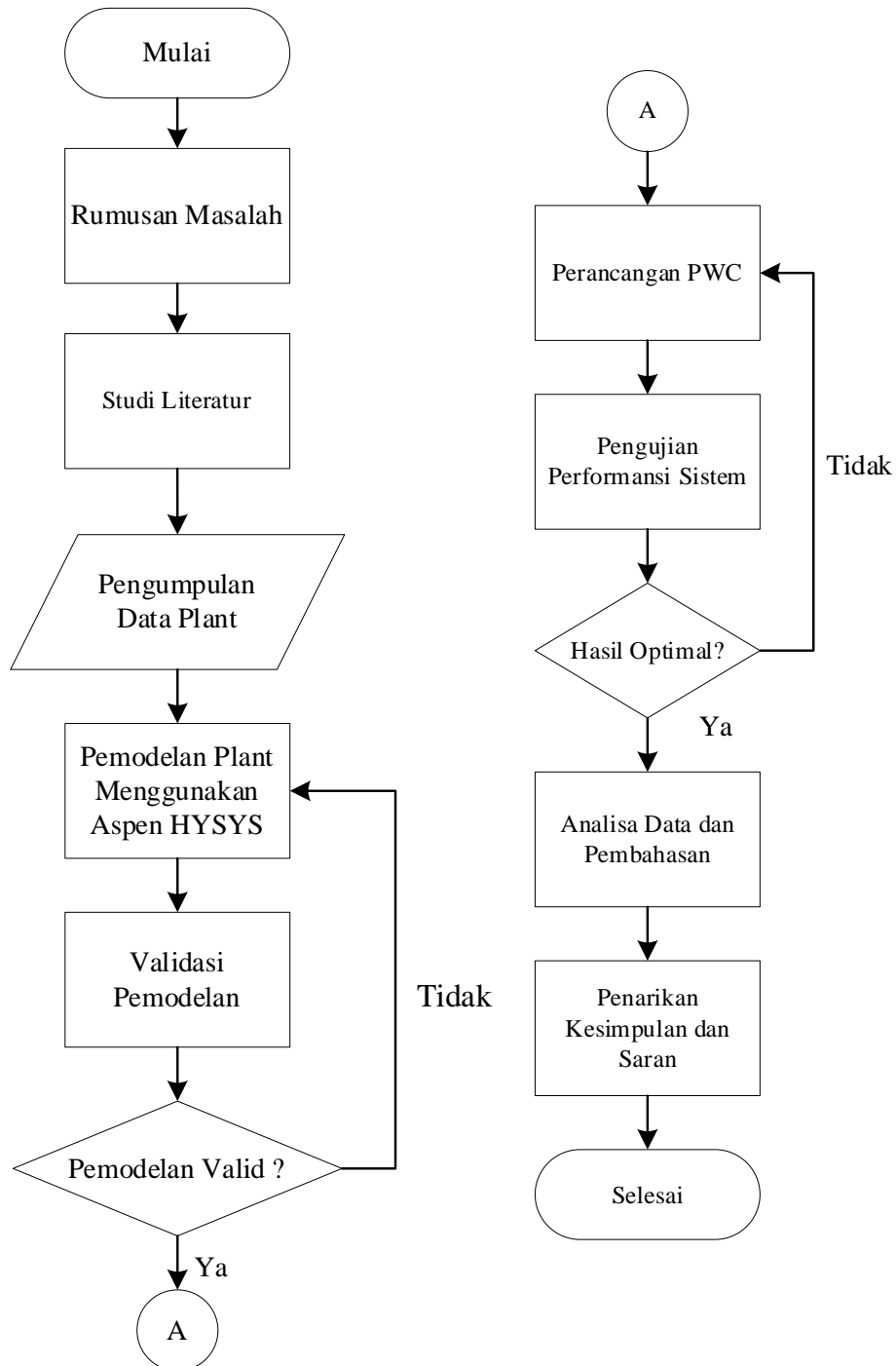
Nilai IAE diformulasikan seperti persamaan (2.13).

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (2.13)$$

BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

Adapun diagram alir pelaksanaan penelitian ini sebagai berikut:



Gambar 3. 1 Diagram alir penelitian

Tabel 3. 1 *Datasheet Stream* yang Diadopsi dari PT.X

Unit	Stream	Variabel	Unit	Nilai
Absorber	Acid Gas	Laju aliran	kg/h	14884,5
		Temperatur	°C	27,8
		Tekanan	bar_g	45,8
	Lean Amine	Laju aliran	kg/h	47367,12
		Temperatur	°C	43,33
		Tekanan	bar_g	46
	Sweet Gas	Laju aliran	kg/h	148546
		Temperatur	°C	44,08
		Tekanan	bar_g	45,66
	Rich Amine	Laju aliran	kg/h	49627,68
		Temperatur	°C	28,11
		Tekanan	bar_g	46,31
Amine Regenerator	Feed	Laju aliran	kg/h	49627,68
		Temperatur	°C	93,54
		Tekanan	bar_g	0,57
	Distilate	Laju aliran	kg/h	2503
		Temperatur	°C	48,89
		Tekanan	bar_g	0,48
	Bottom	Laju aliran	kg/h	47367
		Temperatur	°C	118,54
		Tekanan	bar_g	0,6

3.4 Pemodelan *Plant*

Pada tahap ini dilakukan pemodelan *plant* dalam keadaan *steady state* menggunakan software Aspen HYSYS V8.8. Ada pun langkah-langkah pemodelan dilakukan sebagai berikut:

- Amine package* dipilih sebagai model *fluid package* yang cocok untuk menyimulasikan proses *sweetening gas* pada *plant CO₂ gas absorption and regeneration* (Lars,2007).
- Data komposisi dan data operasi desain seperti laju aliran massa, temperatur, serta tekanan dimasukkan ke dalam *software* sesuai dengan PFD.

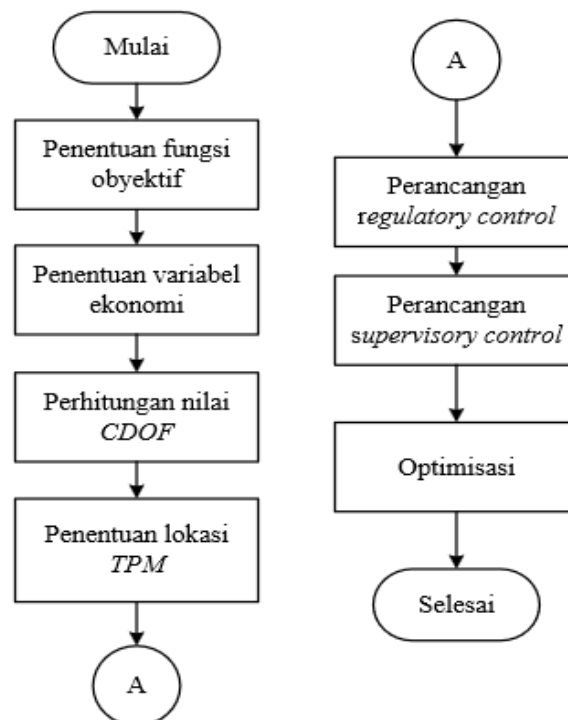
- c. Data simulasi dipastikan dalam keadaan konvergen. Jika terdapat *error*, maka dilakukan analisa proses hingga konvergen.

3.5 Validasi Pemodelan

Pada tahap ini dilakukan validasi pemodelan dengan cara membandingkan data properti (temperatur, tekanan, laju aliran massa) antara hasil pemodelan simulasi dengan data desain dari *process flow diagram (PFD)*. Lalu dihitung deviasi dari kedua perbandingan dalam persen. Batas maksimum nilai deviasi yang dapat ditoleransi yakni 5%. Jika melebihi batas nilai deviasi, maka dilakukan pemodelan ulang.

3.6 Perancangan PWC (*Plantwide Control*)

Perancangan *plantwide control* pada penelitian ini merujuk pada metode yang dikembangkan oleh Luyben dan Skogestad. Perancangan PWC menggunakan metode ini lebih tepat digunakan karena dapat menganalisis kestabilan sistem hingga mengevaluasi aspek ekonomi dalam sistem. Ada pun tahapan perancangan PWC dilakukan berdasar diagram alir pada gambar 3.3.



Gambar 3. 3 Diagram alir perancangan PWC.

3.6.1 Penentuan Fungsi Objektif

Pada penelitian ini memiliki objektif yaitu biaya operasional seminimal mungkin dengan *constraint* berupa kualitas *sweet gas* dan *lean amine*. Biaya operasional ini dapat diperoleh dengan menjumlahkan total biaya pemakaian energi termal dan hidrolik pada masing-masing *equipment* yang bisa dituliskan dengan persamaan (3.1):

$$J_{max} = \text{Harga jual produk} - \sum_1^n \text{Biaya operasi} \quad (3.1)$$

Dimana harga jual produk merupakan harga jual gas alam yang sudah menjadi *sweet gas* dan biaya operasi merupakan biaya penggunaan energi termal dan hidrolik. Harga jual gas alam berdasarkan Keputusan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral 89K/2020 yakni USD 6 per MMBtu. Dengan menggunakan kurs dollar pada Agustus 2020, maka didapat harga gas alam yakni Rp 88.030,20 per MMBtu. Sedangkan *cost* dari energi mengacu pada siaran pers Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral No. 004.Pers/04/SJI/2020 Tahun 2020, yakni sebesar Rp 996,76 per kWh untuk industri skala besar.

3.6.2 Penentuan Variabel Ekonomi

Variabel ekonomi merupakan variabel proses *plant* yang berpengaruh terhadap fungsi objektif yang berorientasi pada biaya operasional. Adapun variabel yang mempengaruhi yaitu ada laju aliran produk dan laju aliran energi pada pompa, *condenser*, *heater*, *cooler* dan *reboiler*.

3.6.3 Perhitungan Control Degree of Freedom (CDOF)

Perhitungan CDOF dilakukan menggunakan metode Konda seperti pada persamaan (2.5). Nilai perhitungan CDOF merupakan jumlah variabel yang dapat dimanipulasi dalam sebuah *plant* dimana jumlah variabel ini mewakili jumlah pengendalian yang dapat dipasang.

3.6.4 Peletakkan TPM (Throughput Manipulator)

Peletakkan *throughput manipulator (TPM)*, dipasang pada *flow control* dimana bagian ini sangat berpengaruh terhadap *plant*.. Pada proses *plant* ini dipilih TPM pada input proses yaitu *feed* dari *plant* karena perubahan aliran massa dari *feed* sangat berpengaruh terhadap laju produksi gas alam dan penggunaan energi pada *plant*.

3.6.5 Perancangan *Regulatory Control*

Pada tahap ini dilakukan pemasangan lapisan pengendalian regulatori dimanajumlah pemasangan pengendalian regulatori ini sebanyak hasil perhitungan dari CDOF. Pada perancangan ini menerapkan metode dari Luyben yaitu membagi pengendalian menjadi *inventory control* dan *quality control*. Pengendalian regulatori ini menggunakan jenis pengendalian PI/PID pada pengaplikasiannya. Selama perancangan, dilakukan juga integrasi proses agar tidak ada energi yang terbuang (seperti energi termal) serta mengoptimalkan *material recycle* untuk meminimalkan material yang terbuang pada proses yang terjadi pada *plant*.

3.6.6 Perancangan *Supervisory Control Layer*

Pada tahap ini dilakukan perancangan lapisan pengendali supervisi dimana pada penelitian ini menggunakan *feedforward* dan *model predictive control* (MPC). *Feedforward* dipilih karena dapat mengatasi gangguan (*disturbance*) sehingga mampu meningkatkan kesetabilan respon. Sedangkan, MPC dipilih karena MPC mampu melakukan pengendalian yang saling berinteraksi dan dapat memprediksi karakteristik respon yang akan terjadi di masa mendatang. Dengan demikian, MPC dapat juga meningkatkan kestabilan sistem. Dari dua jenis strategi kontrol *supervisory* ini akan dibandingkan dan dipilih strategi kontrol yang terbaik dilihat dari parameter karakteristik respon.

3.6.7 Optimisasi dengan RTO

Pada tahap ini dilakukan optimisasi untuk mendapat fungsi objektif yang optimal, dimana optimisasi kali ini menggunakan fitur dari software Aspen HYSYS V.8.8 yaitu *real time optimizer* (RTO). Dengan memasukkan fungsi objektif serta variabel dan batasanya, dilakukan perhitungan oleh software dan nilai dari fungsi objektif akan dimunculkan dalam bentuk harga.

3.7 Pengujian Performansi

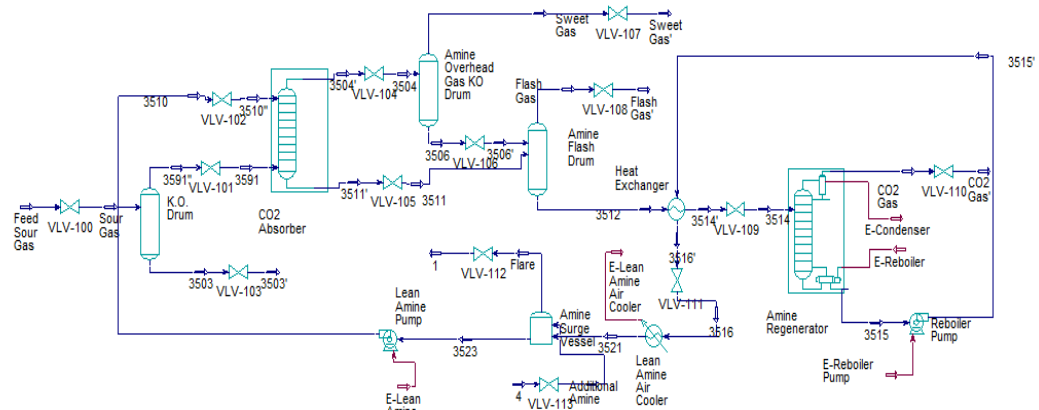
Rancangan kontrol yang sudah dibuat kemudian diuji untuk dibandingkan dan dianalisis hasil performansinya. Pengujian dilakukan dengan cara menaikkan dan menurunkan laju alir massa *feed* sebesar 5% sehingga didapatkan parameter yang akan dibandingkan. Parameter yang dapat dibandingkan yakni *maximum overshoot*, *error steady state*, *settling time*, dan *integral absolute error* (IAE).

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

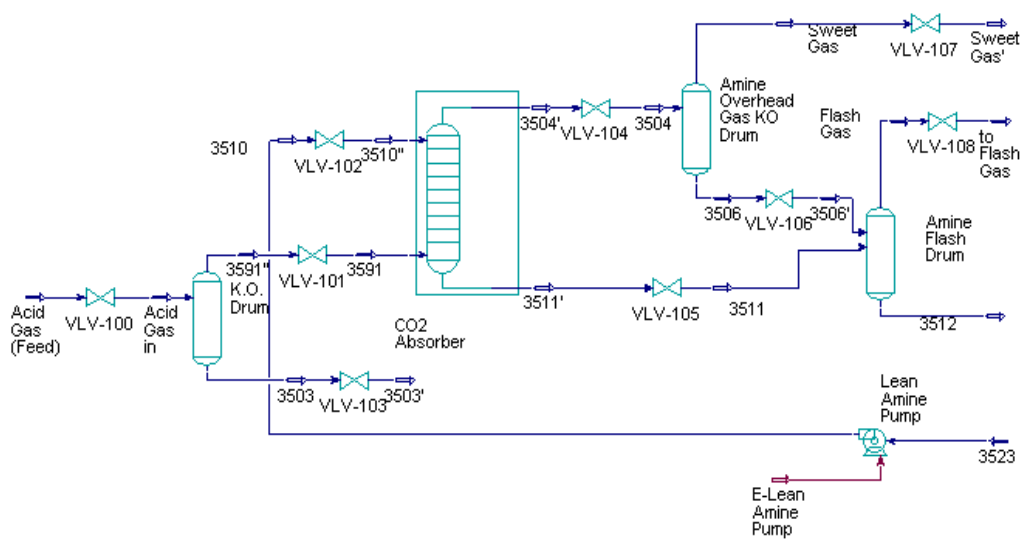
4.1 Pemodelan *Plant*

Pemodelan *plant* pada saat kondisi statis dilakukan dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS V8.8. Pemodelan statis disesuaikan dengan data PFD lalu dilakukan pemasangan *valve* disetiap *stream* bebas. Adapun hasil pemodelan *plant* menggunakan *software* Aspen HYSYS V8.8 ditunjukkan pada gambar 4.1.



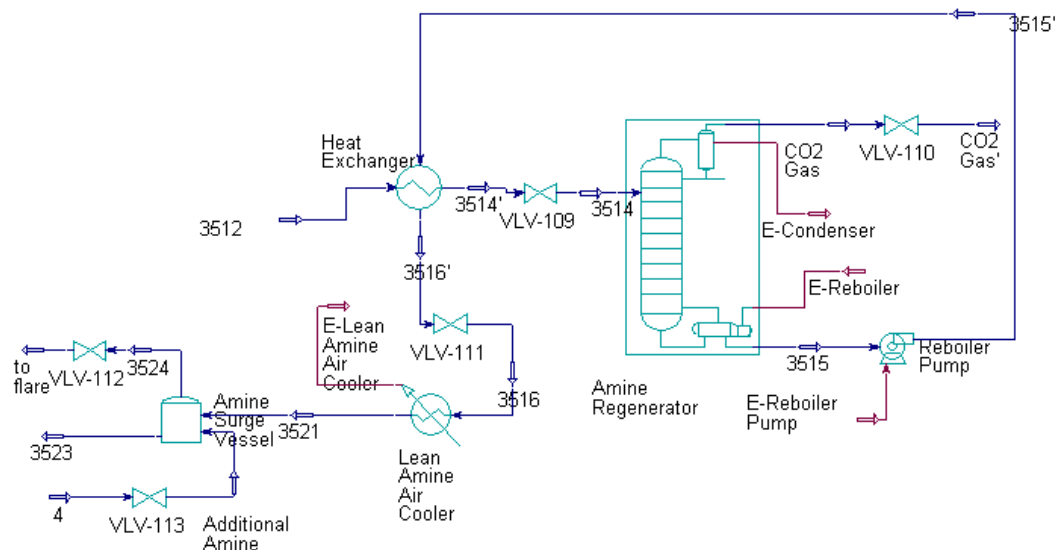
Gambar 4. 1 Pemodelan statis pada *software* Aspen HYSYS V8.8

Untuk kemudahan dalam menjelaskan, ilustrasi pada gambar 4.1 dipecah menjadi ilustrasi pada daerah kolom *absorber* yakni gambar 4.2, dan ilustrasi pada daerah kolom *amine regenerator* gambar 4.3.



Gambar 4. 2 Ilustrasi pemodelan pada daerah kolom *absorber*

Pada gambar 4.2, *stream acid gas* merupakan input dari *plant*, yang berupa gas kotor yang masih mengandung CO_2 dan H_2S . Dikarenakan *feed* merupakan *stream* bebas maka harus di pasang *valve*. Setelah itu masuk ke *KO(Knock Out) drum* untuk diteruskan ke *absorber* melalui *stream* 3591 dan untuk produk *liquid* diteruskan ke pengolahan *hydrocarbon liquid* melalui *stream* 3503. Di *absorber* terdapat 2 input *stream* yakni gas kotor di *stream* 3591 dan *lean amine* di *stream* 3510. *Lean amine* dengan fase *liquid* akan melakukan kontak dengan *acid gas* lalu menyerap gas CO_2 secara *absorpsi* sehingga terjadi pemisahan antara gas CO_2 dan H_2S pada *acid gas*. *Lean amine* yang telah mengandung CO_2 dan H_2S karena proses absorpsi tadi disebut *rich amine*. *Rich amine* keluar sebagai produk bawah dari kolom melalui *stream* 3511. Gas yang telah bersih dari CO_2 dan H_2S disebut dengan *sweet gas*, akan keluar dari *absorber* sebagai produk distilat melalui *stream* 3504. *Amine overhead gas KO drum* ditambahkan untuk memastikan tidak ada *liquid* yang terikut dalam gas. Jika masih ada *liquid* maka akan diteruskan ke *amine flash drum*. Selanjutnya pada *amine flash drum* berfungsi untuk memisahkan gas, air dan *amine*. Gas akan keluar ke atas menuju *flare*, air akan keluar menuju *drain*, sedangkan *amine* akan dilanjutkan untuk proses regenerasi pada kolom distilasi yang diberi nama *amine regenerator*.



Gambar 4. 3 Ilustrasi pemodelan pada daerah kolom *amine regenerator*

Pada gambar 4.3, sebelum *rich amine* memasuki kolom distilasi, dilakukan pemanasan awal dimana tempat terjadinya integrasi panas pada *plant* ini, *heat*

exchanger. Integrasi panas bertujuan untuk melakukan penghematan energi pada proses dengan memanfaatkan fluida panas yang ingin diturunkan suhunya. Lalu pada *amine regenerator*, terjadi proses pemisahan komponen dengan prinsip volalitas atau pemisahan komponen berdasar titik didih. Pada proses ini, komponen yang akan dipisahkan adalah komponen CO₂ dan H₂S dari *rich amine*. Sehingga nantinya *amine* bersih dari komponen tersebut, dan kembali menjadi *lean amine*. CO₂ dan H₂S keluar dari *amine regenerator* menjadi produk distilat. Sedangkan *lean amine* keluar dengan keadaan panas dari *amine regenerator* sebagai produk pada *bottom*. Selanjutnya *lean amine* yang keluar masih dalam kondisi panas ini dimanfaatkan sebagai pemanasan awal *rich amine* tadi sebelum memasuki *amine regenerator* melalui *heat exchanger* dengan bantuan pompa (*reboiler pump*). Selanjutnya didinginkan kembali menggunakan *lean amine air lean cooler* supaya suhunya benar-benar kembali seperti pada awal lagi dan selanjutnya di tampung pada penampungan *lean amine* yakni *surge vessel*. Melalui penampungan ini terdapat *stream additional amine* apabila dibutuhkan penambahan *lean amine*. Terakhir, agar *lean amine* bisa kembali pada *absorber*, dilakukan penambahan tekanan menggunakan pompa *lean amine pump* seperti pada gambar 4.2.

4.2 Validasi Pemodelan

Validasi pemodelan cukup dilakukan pada dua unit utama, yakni *absorber* dan *amine regenerator*. Parameter yang dijadikan acuan untuk validasi data yakni berupa variabel pada masing-masing *stream* di tiap masing-masing *equipment* seperti laju aliran massa, temperature, dan tekanan. Tabel 4.1 dan tabel 4.2 menunjukkan deviasi antara data simulasi saat *steady state* dengan data PFD (*process flow diagram*) dengan *absorber* dan *amine regenerator* sebagai acuan. Deviasi tertinggi bernilai 4,4% terdapat pada temperatur *sweet gas* sedangkan deviasi rata-rata antara data PFD dengan simulasi yakni 1,64%. Nilai ini menunjukkan bahwa deviasi antara pemodelan dengan data PFD masih dibatas toleransi sehingga pemodelan dianggap valid dan siap untuk disimulasikan pada tahap berikutnya.

Tabel 4. 1 Validasi Pemodelan pada *Absorber*

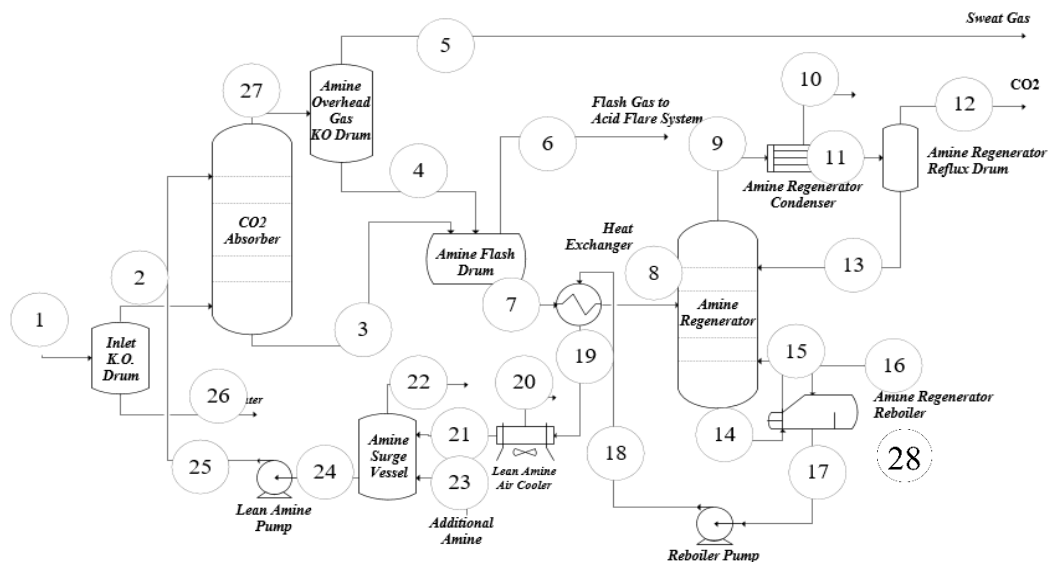
Unit	Stream	Variabel	Unit	Data PFD	Simulasi	Deviasi(%)
<i>Absorber</i>	<i>Acid Gas</i>	Laju Aliran	<i>kg/h</i>	14884,50	14884,50	0,00
		Temperatur	$^{\circ}\text{C}$	27,80	27,80	0,00
		Tekanan	<i>bar_g</i>	45,80	45,92	0,26
	<i>Lean Amine</i>	Laju Aliran	<i>kg/h</i>	47367,12	45948,28	3,00
		Temperatur	$^{\circ}\text{C}$	43,33	44,00	1,55
		Tekanan	<i>bar_g</i>	46,00	45,66	0,74
	<i>Sweet Gas</i>	Laju Aliran	<i>kg/h</i>	148546,00	142582,34	4,01
		Temperatur	$^{\circ}\text{C}$	44,08	46,02	4,40
		Tekanan	<i>bar_g</i>	45,66	45,66	0,00
	<i>Rich Amine</i>	Laju Aliran	<i>kg/h</i>	49627,68	51081,62	2,93
		Temperatur	$^{\circ}\text{C}$	28,11	27,93	0,65
		Tekanan	<i>bar_g</i>	46,31	45,77	1,17

Tabel 4. 2 Validasi Pemodelan pada *Amine Regenerator*

Unit	Stream	Variabel	Unit	Data PFD	Simulasi	Deviasi(%)
<i>Amine Regenerator</i>	<i>Feed</i>	Laju Aliran	<i>kg/h</i>	49627,68	51081,62	2,93
		Temperatur	$^{\circ}\text{C}$	93,54	93,54	0,00
		Tekanan	<i>bar_g</i>	0,57	0,57	0,00
	<i>Distilate</i>	Laju Aliran	<i>kg/h</i>	2503,00	2598,00	3,80
		Temperatur	$^{\circ}\text{C}$	48,89	48,01	1,80
		Tekanan	<i>bar_g</i>	0,48	0,47	2,08
	<i>Bottom</i>	Laju Aliran	<i>kg/h</i>	47367,00	46053,68	2,77
		Temperatur	$^{\circ}\text{C}$	118,54	121,43	2,44
		Tekanan	<i>bar_g</i>	0,60	0,60	0,00

4.3 Perhitungan CDOF

Perhitungan *control degree of freedom* (CDOF) didapat mengacu berdasarkan metode pendekatan Konda dengan mengetahui parameter jumlah *stream*, N *restraining*, dan N *redundant*. Langkah pertama jumlah *stream* dihitung berdasar PFD seperti pada gambar 4.4.



Gambar 4. 4 Perhitungan stream pada *plant*

Tabel 4. 3 Nilai N *restraining*

No	Unit Equipment	Nrestraining @ unit	Jumlah Unit	Nrestraining
1	Absorber	0	1	0
2	Amine Regenerator (tanpa reboiler dan kondenser)	0	1	0
3	Separator(Amine Ovhd Gas KO Drum, Inlet KO Drum, Reflux Drum)	0	3	0
2	Heat Exchanger	2	1	2
3	Condenser	1	1	1
4	Reboiler	1	1	1
5	Lean Amine Air Cooler	1	1	1
6	Pompa	1	2	2
7	Surge Vessel	0	1	0
TOTAL				7

Selanjutnya dilakukan identifikasi jumlah *Nrestraining* yaitu *stream* yang tidak dapat dikontrol seperti pada tabel 4.3. Sedangkan *redundant* pada tabel 4.4 menunjukkan *stream* yang tidak perlu dikontrol ketika ada *unit equipment* terkait. Sehingga dapat dilihat pada tabel 4.5 didapat data untuk mendapatkan nilai CDOF menggunakan persamaan (2.5).

Tabel 4. 4 Nilai *N redundant*

No	<i>Unit equipment</i>	Nredundant @ unit	Jumlah Unit	<i>Nredundant</i>
1	Kolom Distilasi	3	1	3
TOTAL				3

Tabel 4. 5 Jumlah CDOF

<i>Nstreams</i>	<i>Nrestraining</i>	<i>Nredundant</i>	CDOF
28	7	3	18

4.4 Perancangan *Regulatory Control*

Perancangan *regulatory control* dilakukan berdasar perhitungan CDOF yang sudah dilakukan, Berdasarkan hasil dari perhitungan CDOF maka jumlah pengendalian *regulatory* akan dipasang sejumlah delapan belas pengendalian dengan rincian seperti pada tabel 4.5. Pemilihan jenis pengendali pun disesuaikan dengan variabel apa yang akan dikontrol. Untuk jenis pengendali PI digunakan pada kontroler FIC, PIC, dan LIC. Sedangkan untuk jenis pengendali PID digunakan pada kontroler TIC dan XIC.

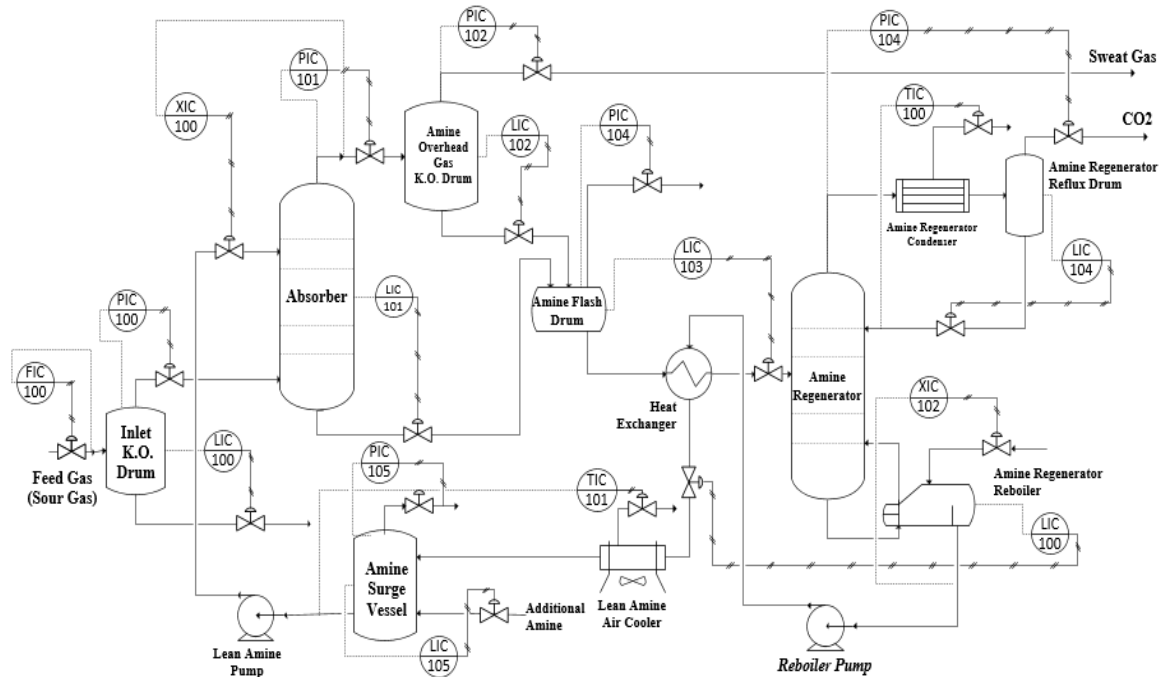
Tabel 4. 6 Kontrol yang Terpasang pada *Plant*

No	<i>Tag Number</i>	Tujuan	Jenis Pengendali
1	FIC 100	Menjaga <i>mass flow stream acid gas</i> sekaligus sebagai <i>throughput manipulator</i>	PI
2	PIC 100	Menjaga tekanan pada <i>knock out drum</i>	PI
3	LIC 100	Menjaga level <i>knock out drum</i>	PI
4	XIC 100	Menjaga komposisi CO ₂ pada <i>sweet gas</i>	PI
5	PIC 101	Menjaga tekanan pada <i>absorber</i>	PI
6	LIC 101	Menjaga level <i>absorber</i>	PI

Tabel 4.6 Lanjutan

No	Tag Number	Tujuan	Jenis Pengendali
7	LIC 102	Menjaga level pada <i>amine overhead KO drum</i>	PI
8	PIC 104	Menjaga tekanan pada <i>amine flash drum</i>	PI
9	LIC 103	Menjaga level pada <i>amine flash drum</i>	PI
10	PIC 104	Menjaga tekanan pada <i>amine regenerator</i>	PI
11	TIC 100	Menjaga suhu pada condensor	PID
12	LIC 104	Menjaga level pada <i>amine regenerator reflux drum</i>	PI
13	LIC 102	Menjaga level pada <i>amine overhead KO drum</i>	PI
14	XIC 102	Menjaga komposisi <i>amine</i> pada <i>lean amine</i>	PID
15	LIC 100	Menjaga level pada <i>reboiler</i>	PI
16	LIC 105	Menjaga level <i>amine surge vessel</i>	PI
17	PIC 105	Menjaga tekanan pada <i>amine surge vessel</i>	PI
18	TIC 101	Menjaga temperature pada <i>stream lean amine</i>	PID

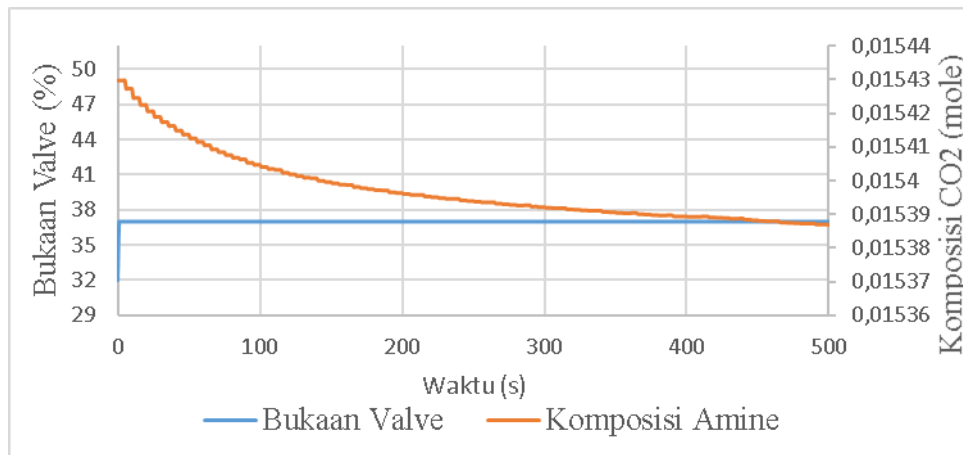
Lalu kontrol pada tabel 4.6 dipasang pada simulasi sehingga didapat desain perancangan kontrol *regulatory* seperti pada gambar. Perancangan kontrol dilakukan untuk menyetabilkan proses seiring waktu. Dikarenakan tujuan utama *plant* ini memisahkan CO₂ dari produk *sweet gas* menggunakan *lean amine*, pengendalian komposisi CO₂ pada *sweet gas* dan pengendalian komposisi *amine* pada *lean amine* menjadi peran utama dalam melakukan kontrol. Lalu laju aliran *feed (FIC-100)* dijadikan *throughput manipulator* karena laju alir dari *stream* tersebut sangat berpengaruh terhadap efek ekonomi. Dimana semakin tinggi laju alir massa maka akan semakin berat kerja alat-alat operasional seperti *reboiler* dan *condenser* sehingga makin tinggi juga energi yang dikonsumsi secara linear semakin tinggi pula *cost operational* untuk menjalankan *plant*. Begitu juga sebaliknya.



Gambar 4. 5 Perancangan *regulatory control* pada *plant*

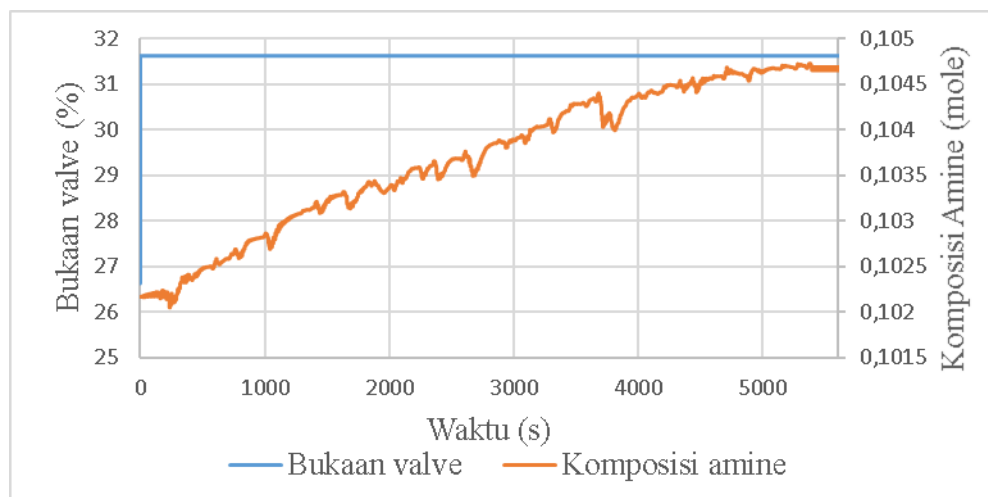
4.5 Perancangan Pengendali *Feedforward*

Pengendalian *feedforward* adalah salah satu contoh *supervisory control* selain MPC untuk dijadikan pembanding. Pengendalian jenis ini dapat mengurangi variabel pengganggu (*disturbance*) yaitu perubahan laju aliran masa *feed*. Pengendali *feedforward* kali ini di aplikasikan terhadap dua pengendali yaitu pengendali komposisi CO_2 pada *sweet gas* (XIC-100) dan komposisi *amine* pada *lean amine* (XIC-102). Untuk melakukan perancangan pengendali *feedforward* diperlukan pemodelan *plant* dan pemodelan gangguan (*disturbance*) sebagai parameter dalam melakukan pengendalian *feedforward*. Pemodelan *plant* dan pemodelan *disturbance* didapat dengan melakukan uji *open loop* sehingga didapat grafik respon orde satu. Uji *open loop* dilakukan dengan cara menaikkan *manipulated variable plant* sebanyak 5% .



Gambar 4. 7 Grafik uji *plant* komposisi CO₂ pada *sweet gas* (X100)

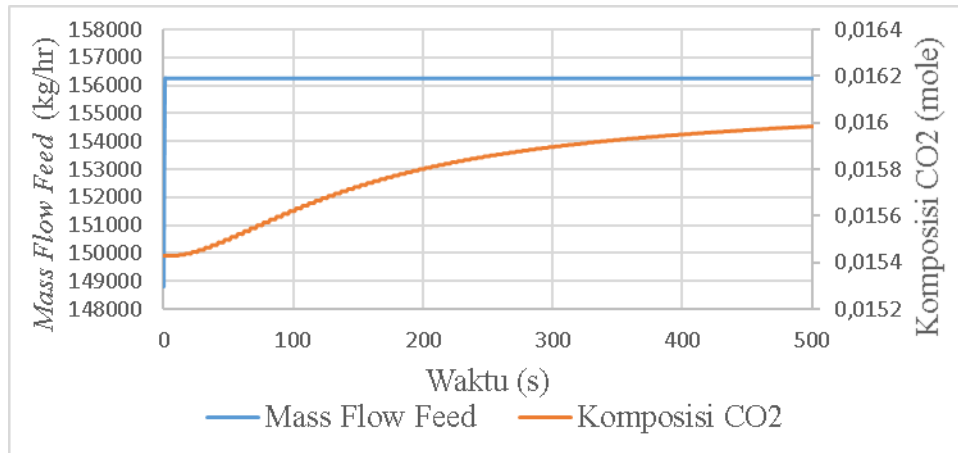
Gambar 4.6 merupakan grafik uji *plant* komposisi CO₂ pada *sweet gas* dengan melakukan uji *open loop*. Ketika *manipulated variabel* berupa bukaan *valve* pada *stream* 3510 seperti pada gambar 4.2 dinaikkan dari 32% menjadi 37%, maka akan terjadi penurunan komposisi CO₂ pada *sweet gas*. Hal ini menunjukkan bahwa kenaikan input dari *manipulated variabel* berupa bukaan *valve* menghasilkan nilai output berbanding terbalik dengan komposisi CO₂ pada *sweet gas*.



Gambar 4. 6 Grafik uji *plant* komposisi *amine* pada *lean amine* (X 102)

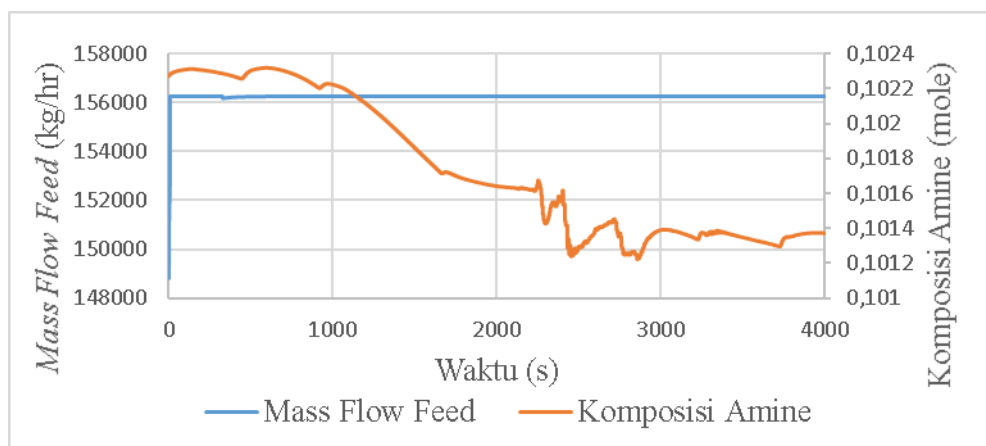
Gambar 4.7 merupakan grafik uji *plant* komposisi *amine* pada *lean amine* dengan melakukan uji *open loop*. Ketika *manipulated variabel* berupa bukaan *valve* *stream* energi *reboiler* dinaikkan dari 26,5% menjadi 31,5%, maka komposisi *amine* pada *lean amine* akan naik. Hal ini berarti kenaikan input dari *manipulated*

variabel berupa bukaan *valve* berbanding lurus dengan nilai output dari komposisi CO₂ pada *sweet gas*.



Gambar 4. 8 Grafik uji gangguan komposisi CO₂ pada *sweet gas* (X 100)

Gambar 4.8 merupakan grafik uji gangguan komposisi CO₂ pada *sweet gas* melalui uji *open loop*. Ketika *manipulated variabel* berupa input gangguan laju alir massa dinaikkan 5% atau dari 14884,5 kg/h menjadi 15628,725 kg/h, maka output komposisi CO₂ pada *sweet gas* akan naik. Hal ini dikarenakan ketika laju alir massa pada *acid gas* naik tetapi laju alir massa *lean amine* yang berperan sebagai solvent untuk membersihkan gas kotor tetap, maka komposisi CO₂ pada *sweet gas* menjadi naik. Sehingga untuk tetap pada *setpoint*, laju alir *lean amine* sebagai solvent pembersih gas CO₂ harus dinaikkan.



Gambar 4. 9 Grafik uji gangguan komposisi *amine* pada *lean amine* (X 102)

Gambar 4.9 menunjukkan hasil uji gangguan pada komposisi *amine* di *lean amine*. Ketika *manipulated variabel* berupa input gangguan laju alir massa

dinaikkan 5% atau dari 14884,5 kg/h menjadi 15628,725 kg/h, maka output komposisi *amine* pada *lean amine* akan turun. Hal ini dikarenakan ketika laju alir massa pada *acid gas* naik, laju alir massa *rich amine* menjadi naik juga, sehingga komposisi yang ingin diuapkan ke *stream distilate* menjadi sukar menguap pada suhu yang sama. Hal ini dikarenakan semakin besar massa yang masuk pada *regenerator*, dibutuhkan suhu yang semakin besar pula untuk menguapkan komposisi yang terkandung pada *rich amine* selain *amine*, sehingga dapat menjadi *lean amine*. Maka dari itu ketika terjadi kenaikan laju alir massa pada *feed*, respon kontrol XIC 102 harus membuka bukaan *valve* pada *stream* energi lebih lebar supaya energi termal bisa lebih banyak masuk dan mampu menaikkan suhu sehingga dapat memproduksi *lean amine* dengan komposisi *amine* yang mendekati *setpoint*.

Selanjutnya data grafik hasil uji yang telah didapat diolah menjadi parameter kontrol menggunakan persamaan (2.7) untuk mendapatkan nilai gain, persamaan (2.8) untuk mendapatkan nilai *time constant*, dan persamaan (2.9) untuk mendapat nilai *death time*. Sehingga didapat parameter seperti pada gambar tabel 4.7.

Tabel 4. 7 Parameter Pemodelan FOPDT

Pemodelan	Gain	Time Constant (s)	Death Time (s)	RMSE
<i>Plant</i> Komposisi CO ₂ (X 100)	1,47E-05	942	3	1,21E-04
<i>Plant</i> Komposisi <i>amine</i> (X 102)	5,36E-04	2610	249	2,12E-04
Gangguan Terhadap X100	-7,51E-08	144	40	4,23E-04
Gangguan Terhadap X102	-1,33E-07	1330,5	629,5	1,12E-03

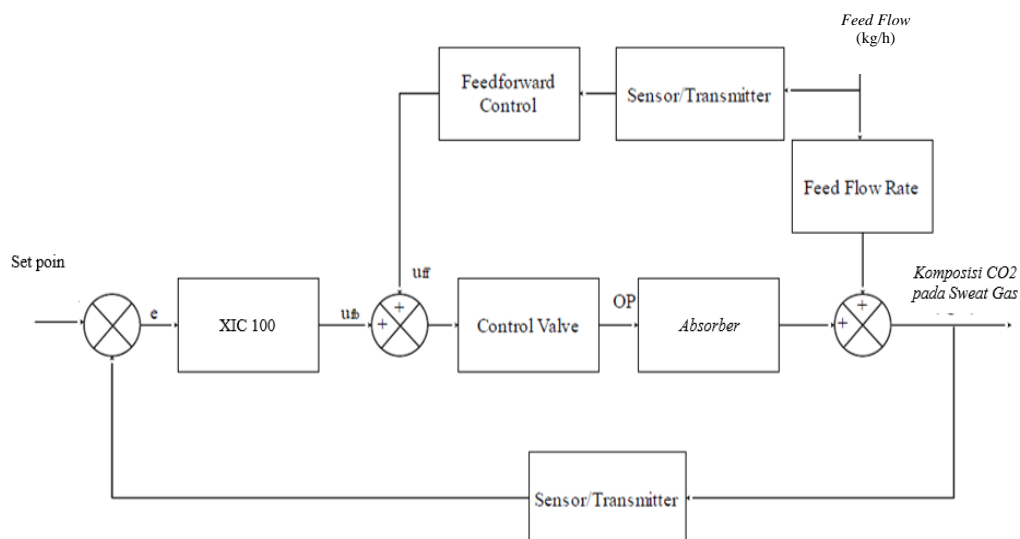
Tabel 4.7 menunjukkan parameter dari pemodelan dari hasil uji *open loop*. Berdasarkan data tersebut didapat nilai RMSE(*Root Mean Squared Error*) yang kecil sehingga dapat dianggap model valid karena data yang diukur mendekati

dengan data yang dimodelkan. Selanjutnya pemodelan ini dapat digunakan untuk mencari parameter *feedforward* menggunakan persamaan (2.15).

Tabel 4. 8 Parameter Pemodelan *Feedforward*

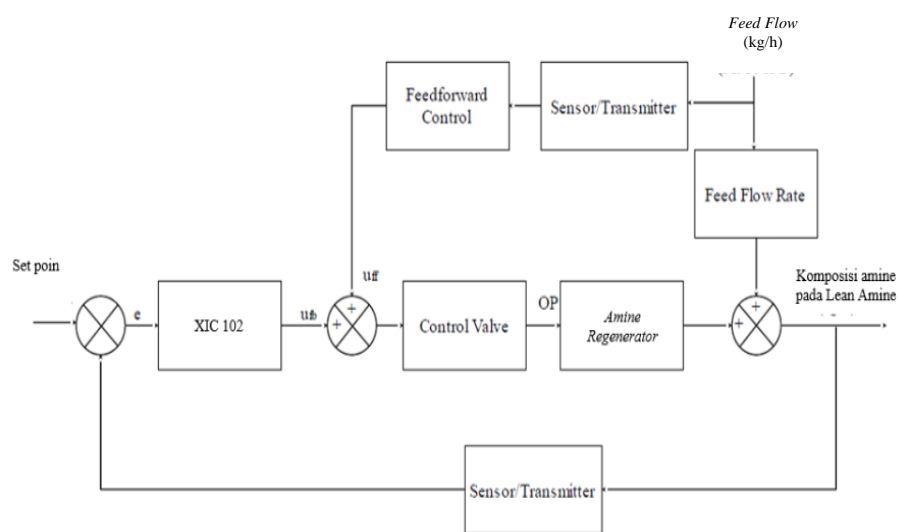
Pemodelan <i>Feedforward</i>	Gain <i>Feedforward</i>	<i>Lead Time</i> (detik)	<i>Lag Time</i> (detik)	<i>Dead Time</i> (detik)
<i>Plant</i> Komposisi CO ₂ (X 100)	5,11E-03	942	144	37
<i>Plant</i> Komposisi <i>Amine</i> (X 102)	2,48E-04	2610	1330,5	380,5

Tabel 4.8 menunjukkan parameter *feedforward* yang didapat menggunakan persamaan (2.15). Parameter ini dapat digunakan sebagai opsi untuk dimasukkan ke dalam simulasi *plant* pada pengendali *feedforward*. Adapun diagram blok proses dari *feedforward control* seperti pada gambar 4.10 untuk mengendalikan komposisi CO₂ pada *sweet gas* dan gambar 4.11 untuk mengendalikan komposisi *amine* pada *lean amine*.



Gambar 4. 10 Diagram blok kontrol *feedforward* komposisi CO₂ (X100)

Pada gambar 4.10 dapat dilihat diagram blok kontrol *feedforward* terdapat kontroler XIC 100 untuk mengendalikan komposisi CO₂ pada *sweet gas* berdasar kondisi *existing*. Lalu *disturbance* berupa *flow feed* akan mengganggu *setpoint* komposisi CO₂ pada *sweet gas* yang diinginkan. Maka untuk menyetabilkan hal tersebut *flow* dari *feed* akan di-*sensing* oleh transmitter lalu diteruskan ke *feedforward control* untuk diteruskan menjadi sinyal penumatik yang akan di *summing* oleh sinyal yang dihasilkan kontrol XIC 100 sehingga menjadi sinyal baru yang digunakan untuk mengatur bukaan dari *valve*. Bukaan dari *valve* akan

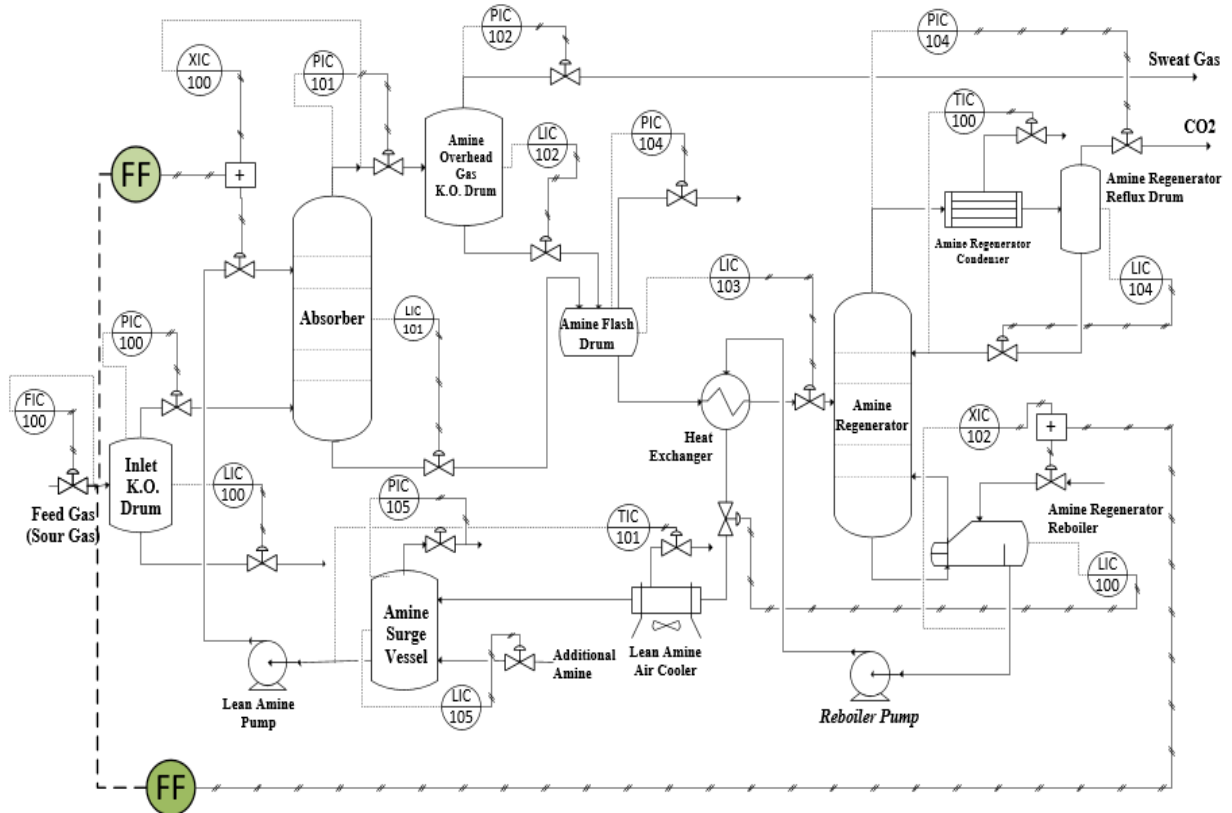


Gambar 4. 11 Diagram blok kontrol *feedforward* komposisi *amine* (X102)

mempengaruhi laju alir dari *lean amine* lalu mempengaruhi proses absorpsi pada *absorber* sehingga proses dapat menghasilkan *sweet gas* dengan komposisi CO₂ yang diinginkan.

Hal serupa juga terjadi pada pengendalian komposisi *amine* pada *lean amine*. Pada gambar 4.11 *disturbance* berupa *flow feed* juga akan di-*sensing* oleh transmitter lalu diteruskan ke *feedforward control* untuk diteruskan menjadi sinyal penumatik yang akan di *summing* oleh sinyal yang dihasilkan kontrol XIC 102 sehingga menjadi sinyal baru yang digunakan untuk mengatur bukaan dari *valve*. Bukaan dari *valve* akan mempengaruhi laju alir dari *stream energy* yang dapat mempengaruhi suhu dari *reboiler* lalu mempengaruhi proses pemisahan pada *amine regenerator* sehingga menghasilkan produk bawah berupa *lean amine* sesuai *setpoint* yang diinginkan.

.Berdasar diagram blok pada gambar 4.10 dan 4.11, kontrol *feedforward* dapat diletakkan pada simulasi sebagaimana yang terilustrasikan pada gambar 4.13.



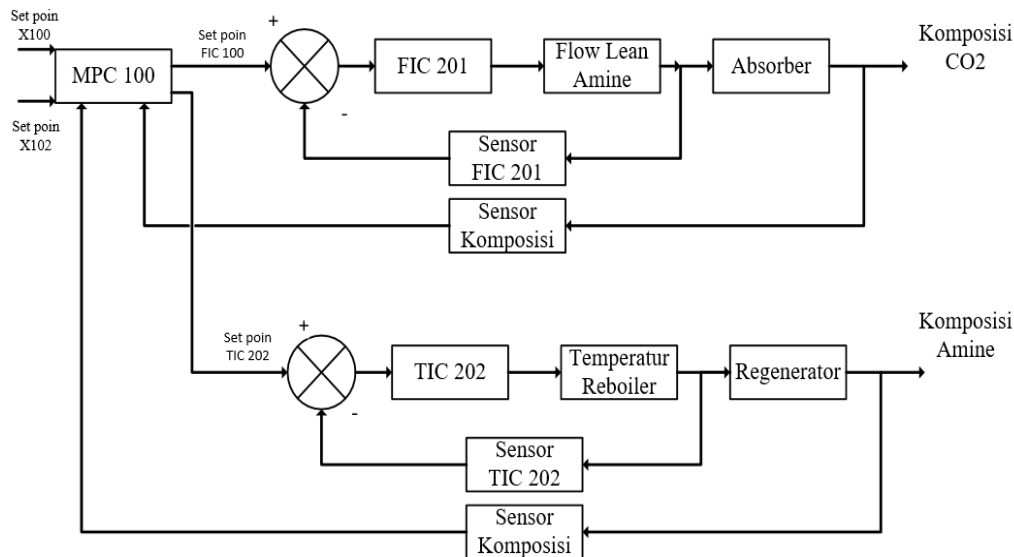
Gambar 4. 12 Perancangan *feedforward* pada *plant*

Rancangan seperti ini selanjutnya disimulasikan menggunakan *software* Aspen HYSYS V8.8 lalu diidentifikasi performansinya melalui pengujian untuk dijadikan pembandingan dari rancangan kontrol yang lain.

4.6 Perancangan Pengendali MPC

Perancangan *supervisory control* pada penelitian ini menggunakan MPC dengan MIMO (*Muti-variable Input, Multi-variable Output*) karena dapat memprediksi respon di masa mendatang berdasarkan model matematis dan data masa lampau. Disamping itu MPC MIMO baik digunakan pada *plant* yang memiliki banyak interaksi variabel yang saling berhubungan. Misalnya *plant* dalam penelitian ini yang dimana proses dari unit *absorber* akan mempengaruhi proses dari unit *regenerator*. Sebab, output produk bawah dari unit *absorber* yaitu berupa *rich amine* akan menjadi input dari unit *amine regenerator*. Dimana perubahan laju

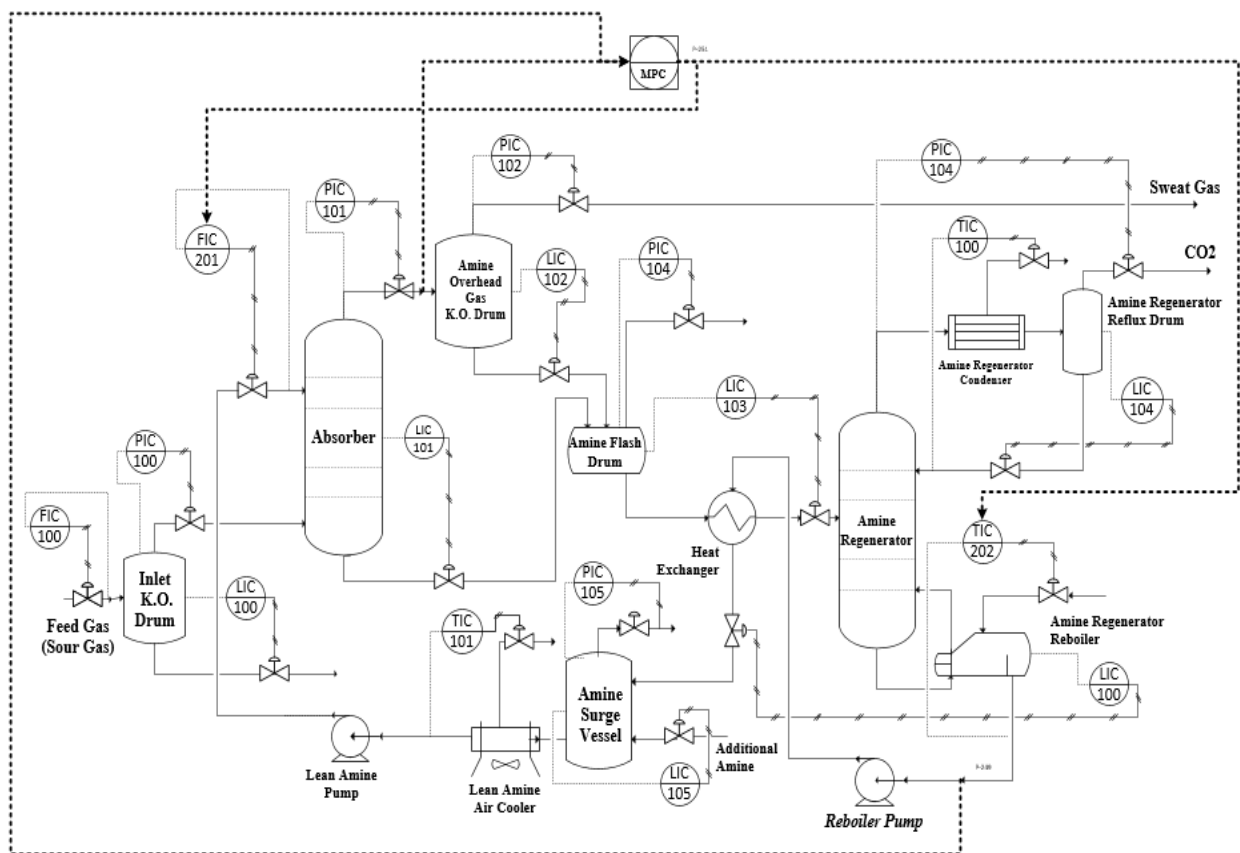
aliran massa pada *rich amine* dapat mempengaruhi beban kerja *reboiler* jika ingin menghasilkan produk dengan komposisi yang terjaga. Contoh, jika laju alir massa *feed* bertambah, maka kontrol XIC 100 akan membuka *valve* lebih lebar untuk menambah *flow amine* supaya rasio proses absorpsi antara *lean amine* dan *acid gas* terjaga sehingga menghasilkan komposisi *sweet gas* yang diinginkan. Akibatnya terjadi penambahan laju alir massa pada *sweet gas* sebagai produk atas dan *rich amine* sebagai produk bawah. Akibatnya *rich amine* yang akan masuk ke *regenerator* membutuhkan suhu yang lebih tinggi untuk memisahkan CO₂ dari *rich amine* sehingga menghasilkan komposisi yang sesuai *setpoint*. Begitu juga sebaliknya. Unit *amine regenerator* dapat mempengaruhi unit *absorber*. Misal jika kualitas *lean amine* yang dihasilkan *amine regenerator* dan dikontrol XIC 102 buruk, maka akan mempengaruhi proses absorpsi yang kurang maksimal sehingga produk *sweet gas* masih mengandung CO₂ yang belum tereduksi secara maksimal. Maka dari itu dilakukan perancangan kontrol menggunakan MPC secara MIMO sesuai seperti pada gambar 4.13.



Gambar 4. 13 Diagram blok MPC

Dapat dilihat diagram blok pada gambar 4.13 dimana *regulatory control* XIC 100 diubah menjadi FIC 201 untuk mengatur laju alir dari *lean amine* dan XIC 102 diubah menjadi TIC 102 untuk mengatur suhu pada *regenerator*. Disini MPC berperan sebagai pengatur *setpoint* dari FIC 201 dan TIC 202 untuk mencapai

komposisi dari CO₂ pada *sweet gas* dan komposisi *amine* pada *lean amine* sesuai yang diinginkan. MPC akan mengimpun data dengan melakukan *sensing* pada komposisi dari kedua produk yang mana variabelnya memiliki hubungan. Lalu data tersebut diolah oleh MPC untuk menghasilkan sinyal output berupa *setpoint* terbaik untuk FIC 201 dan TIC 202. Sehingga FIC 201 dapat memberikan *flow lean amine* terbaik untuk proses absorpsi demi mendapatkan *sweet gas* dengan komposisi CO₂ yang diinginkan dan TIC 202 dapat memberikan temperature terbaik untuk proses



Gambar 4. 14 Perancangan MPC

yang terjadi pada *amine regenerator* demi mendapatkan *lean amine* dengan kualitas komposisi *amine* sesuai yang diinginkan. Sehingga berdasar diagram blok pada gambar 4.13 didapat perancangan MPC seperti pada gambar 4.14.

Selanjutnya parameter kontrol MPC untuk dimasukkan ke dalam simulasi bisa didapat menggunakan fungsi transfer hubungan input-output dari FIC 201 dan TIC 202 melalui uji *open loop*. Pada tabel 4.9 dapat dilihat terdapat G11, G12, G21, dan G22. G11 berarti hubungan input bukaan *valve* pada FIC 201 dengan output

komposisi CO₂ pada *sweet gas*. G12 berarti hubungan input bukaan *valve* pada FIC 201 dengan output komposisi *amine* pada *lean amine*. Begitu juga G21 yang berarti hubungan input bukaan *valve* pada TIC 202 terhadap output komposisi CO₂ pada *sweet gas*. Lalu terakhir G22 yang merupakan hubungan input bukaan *valve* pada TIC 202 dengan komposisi *amine* pada *lean amine*.

Tabel 4. 9 Fungsi Transfer untuk Parameter MPC

Hubungan Input Output	Fungsi Transfer
G11	$\frac{1,47E - 05}{942s + 1} e^{-3}$
G12	$\frac{2,64E - 07}{2718s + 1} e^{-1326}$
G21	$\frac{1,71E - 06}{3228s + 1} e^{-4549}$
G22	$\frac{5,36E - 04}{2610s + 1} e^{-249}$

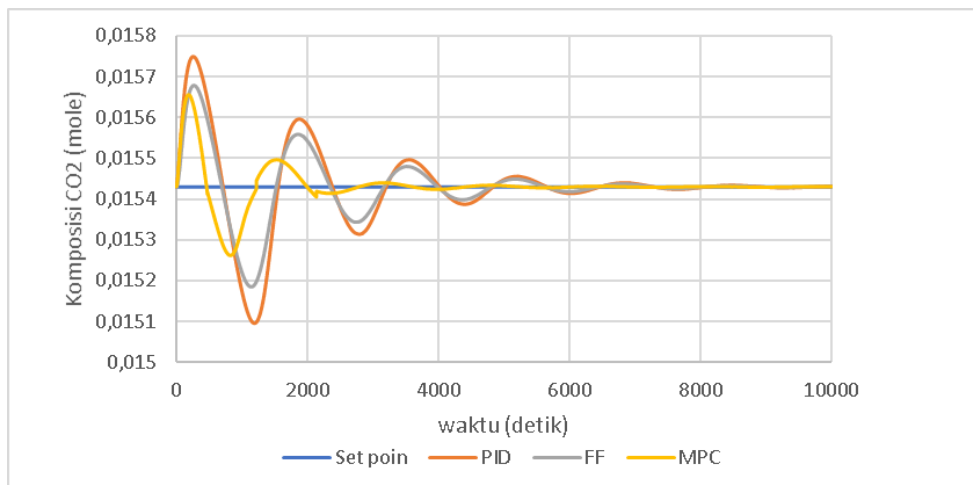
4.7 Pengujian Performansi

Pengujian performansi dilakukan untuk mengetahui kemampuan dari masing-masing desain kontrol yang berbeda untuk menyetabilkan *plant*, yakni PID, *feedforward* (FF), dan MPC.. Pengujian performansi dilakukan dengan memberikan gangguan berupa perubahan laju alir massa pada *feed* senilai 5% naik dan 5% turun sehingga didapat dua karakteristik respon pada masing-masing desain kontrol yakni pada saat naik dan turun. Pada uji naik laju alir massa diubah dari *setpoint* 148816,9 kg/h menjadi 156257,787 kg/h sedangkan pada uji turun laju alir massa *feed* menjadi 141376,093 kg/h. Gangguan diberikan saat detik ke nol. Respon yang diukur yakni komposisi CO₂ pada *sweet gas* dan komposisi *amine* pada *lean amin* dengan menghitung *settling time*, *maximum overshoot*, *error steady*

state dan IAE sebagai parameter perbandingan dalam mengukur performansi sistem.

4.7.1 Pengujian Performansi dengan Gangguan Naik 5%

Berikut hasil pengujian dari respon komposisi CO₂ pada *sweet gas* (X100) dan komposisi *amine* pada *lean amine*(X102) ketika *plant* diberi gangguan laju alir massa *feed* sebesar 5%.



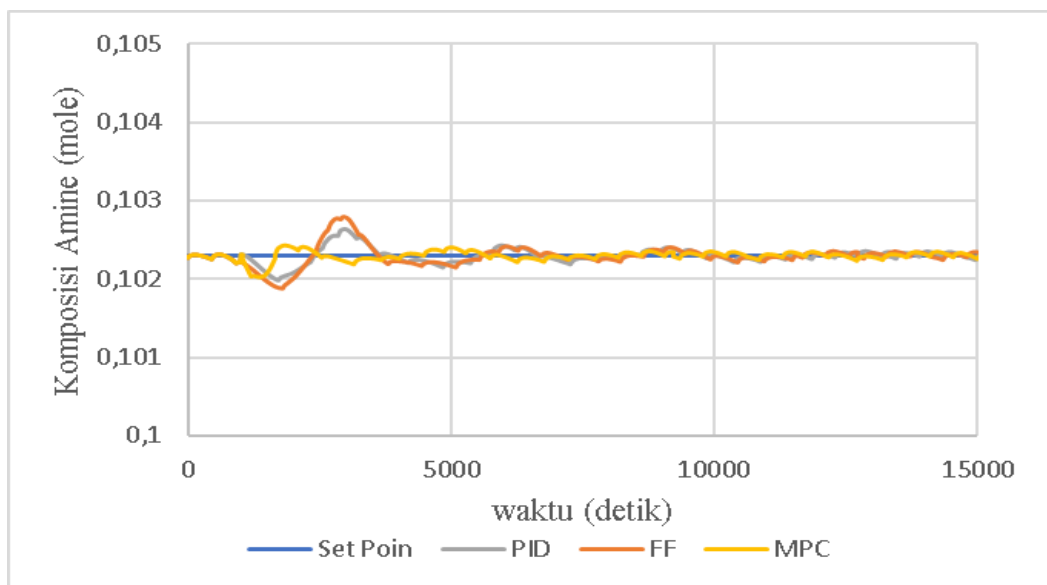
Gambar 4. 15 Grafik respon komposisi CO₂ pada *sweet gas* (X100) dengan gangguan naik 5%

Gambar 4.15 menunjukkan bahwa ketika terjadi gangguan naik pada *feed gas*, maka respon komposisi CO₂ pada awal waktu meningkat. Hal ini disebabkan semakin banyak *feed gas* yang masuk, semakin banyak pula *amine* yang dibutuhkan untuk mengikat gas CO₂. Lalu pada parameter respon pada tabel 4.10, PWC memiliki kemampuan adaptasi yang paling baik karena memiliki nilai *settling time*, *maximum overshoot*, *error steady state*, dan *nilai IAE* yang paling rendah dibanding strategi kontrol yang lain.

Tabel 4. 10 Parameter Respon Komposisi CO₂ pada *Sweet Gas* dengan Gangguan Naik 5%

Parameter	PID	FF	MPC
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	0,021	0,016	0,015
<i>Error Steady State</i> (%)	0,005	0,004	0,002
<i>Settling time</i> (detik)	5446	5208	2334
Nilai IAE	35,569	26,457	12,569

Lalu ketika terjadi gangguan turun 5% maka respon komposisi *amine* pada awal waktu akan turun. Fenomena ini dapat dilihat pada gambar 4.16 . Hal ini disebabkan semakin banyak *feed* yang masuk ke *plant* semakin besar pula massa yang masuk pada *regenerator*, sehingga energi yang dibutuhkan *reboiler* semakin besar untuk mengembalikan komposisi *amine* ke *setpoint*.



Gambar 4. 16 Grafik respon komposisi *amine* pada *lean amine* (X102) dengan gangguan naik 5%

Lalu pada parameter respon dapat dibandingkan di tabel 4.11 bahwa MPC memiliki nilai parameter *settling time*, *maximum overshoot*, *error steady state*, dan nilai IAE terendah jika dibanding strategi kontrol yang lain. Diikuti yang kedua adalah kontrol *feedforward* dan yang terakhir adalah PID.

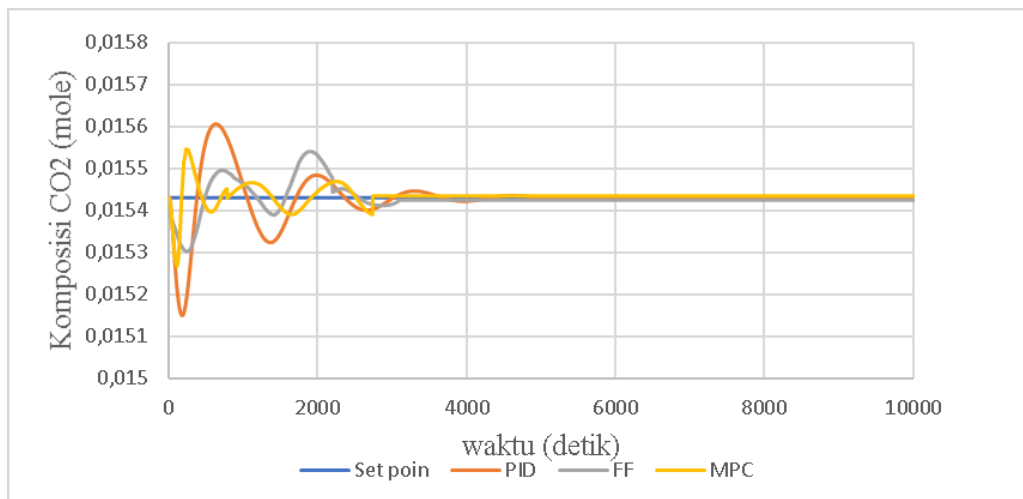
Tabel 4. 11 Parameter Respon Komposisi *Amine* pada *Lean Amine* dengan Gangguan Naik 5%

Parameter	PID	FF	MPC
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	5,652	5,662	5,638
<i>Error Steady State</i> (%)	2,02E-03	2,03E-03	2,02E-03
<i>Settling time</i> (detik)	6995	6865	5022
Nilai IAE	13,107	10,544	6,804

Berdasar hasil analisa uji performansi saat gangguan naik, dapat disimpulkan bahwa kontrol MPC merupakan kontrol yang paling baik dipilih untuk mengendalikan komposisi CO₂ pada *sweet gas* dan *amine* pada *lean amine*. Hal ini dikarenakan parameter performansi pada MPC lebih banyak unggul dari pada strategi kontrol lain.

4.7.2 Pengujian Performansi dengan Gangguan Turun 5%

Selanjutnya uji performansi dilakukan ketika terjadi penurunan laju alir massa pada *feed*. Berikut hasil pengujian dari respon komposisi CO₂ pada *sweet gas* (X100) dan komposisi *amine* pada *lean amine*(X102) ketika *plant* diberi gangguan laju alir massa *feed* turun sebesar 5%.



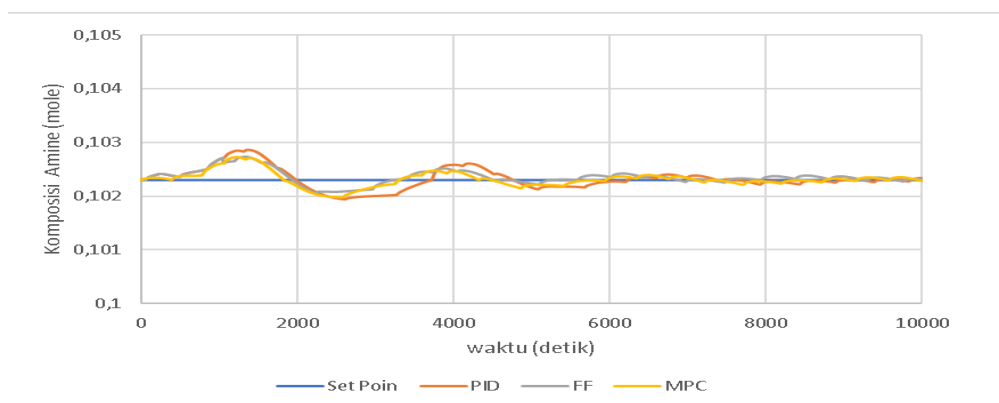
Gambar 4. 17 Grafik respon komposisi CO₂ pada *sweet gas* (X100) dengan gangguan turun 5%

Gambar 4.17 menunjukkan ketika terjadi gangguan turun 5% maka respon komposisi CO₂ di *sweet gas* pada awal waktu akan terjadi penurunan. Maka dari itu bentuk grafik akan berbentuk condong ke bawah di awal waktu. Hal ini menunjukkan bahwa kejadian pada gambar 4.17 merupakan kebalikan dari gambar 4.15 yang mana jika *feed* yang mengandung *acid gas* turun, maka komposisi CO₂ pada *sweet gas* akan menurun. Maka dari itu *flow* dari *lean amine* dapat dikurangi oleh kontroler XIC 100 agar komposisi CO₂ mencapai *setpoint*. Pengurangan laju alir massa *lean amine* ini dilakukan agar meringankan beban *reboiler* ketika mengolah *rich amine* menjadi *lean amine* sehingga dapat menghemat konsumsi dari energi *reboiler* itu sendiri.

Tabel 4. 12 Parameter Respon Komposisi *Amine* pada *Lean Amine* dengan Gangguan Turun 5%

Parameter	PID	FF	MPC
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	0,011	0,007	0,007
<i>Error Steady State</i> (%)	0,013	0,013	0,007
<i>Settling time</i> (detik)	2575	2420	642
Nilai IAE	15,133	18,705	13,184

Lalu berdasar tabel 4.12, parameter strategi kontrol dengan menggunakan MPC pada pengujian kali ini merupakan pilihan terbaik. Hal ini dikarenakan MPC memiliki nilai parameter performansi yang paling kecil dibandingkan strategi kontrol yang lain.



Gambar 4. 18 Grafik respon komposisi *amine* pada *lean amine* (X102) dengan gangguan turun 5%

Gambar 4.18 menunjukkan grafik ketika terjadi gangguan turun 5% maka respon komposisi *amine* pada awal waktu akan naik. Hal ini disebabkan semakin sedikit *feed* yang masuk ke *plant* semakin sedikit pula massa yang tercampur pada *rich amine* ketika masuk pada *regenerator*, sehingga energi yang dibutuhkan *reboiler* semakin kecil untuk mengembalikan komposisi *amine* ke *setpoint*. Lalu pada parameter respon dapat dibandingkan melalui tabel 4.13 bahwa respon terbaik dalam menyetabilkan *plant* yakni MPC karena memiliki nilai parameter yang paling rendah

Tabel 4. 13 Parameter Respon Komposisi *Amine* pada *Lean Amine* dengan Gangguan Turun 5%

Parameter	PID	FF	MPC
<i>Maximum Overshoot (%)</i>	5,666	5,658	5,658
<i>Error Steady State (%)</i>	0,002	0,003	0,002
<i>Settling time (detik)</i>	5742	5403	5002
Nilai IAE	13,620	9,898	9,514

Berdasar hasil analisa uji performansi saat gangguan turun, kontrol MPC juga merupakan kontrol yang paling baik dipilih untuk mengendalikan komposisi CO₂ dan *amine*. Hal ini dikarenakan parameter performansi pada MPC lebih unggul yang mana memiliki nilai parameter uji performansi paling rendah dibanding kontrol lain pada pengujian komposisi CO₂ pada *sweet gas* mau pun komposisi *amine* pada *lean amine*.

Berdasar analisa hasil performansi yang telah dilakukan, rancangan kontrol terbaik pada metode PWC yakni pada saat menggunakan rancangan kontrol MPC. Oleh karena itu analisa yang akan dilakukan berikutnya adalah membandingkan dampak penggunaan PWC menggunakan MPC dengan non-PWC atau kondisi *existing* dimana saat *plant* menggunakan PID saja.

4.8 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan berdasar fungsi objektif yang sudah ditentukan yakni profit semaksimal mungkin. Maka berdasar persamaan (3.1) diperlukan data laju produk dan konsumsi energi pada *plant* ketika menggunakan PWC dan non PWC. Data konsumsi energi didapat dari hasil simulasi *software* Aspen HYSYS V8.8. Berdasar tabel 4.14, saat dilakukan *feed* naik, laju produk pun naik dan saat *feed* turun, laju produk pun turun. Disamping itu penggunaan PWC juga cenderung meningkatkan laju produk gas alam

Tabel 4. 14 Analisa Laju Produk Gas Alam

Laju alir <i>feed</i>	Laju Produk (kg/h)	
	Non PWC	PWC
<i>Feed</i> naik 5%	149892,6883	149952,6454
<i>Feed</i> turun 5%	135447,5232	135474,6127

Saat dilakukan uji naik, penggunaan energi terbesar jatuh pada penggunaan energi termal dibanding dengan energi hidraulik. Energi termal sendiri meliputi *reboiler*, *cooler*, dan *condenser* sedangkan energi hidraulik meliputi pompa. Berdasar tabel 4.14 dapat dilihat bahwa total penggunaan energi terkecil yakni ketika *plant* menggunakan desain PWC yakni 27594355,85 kJ/h. Desain PWC mampu mengonsumsi energi 25.844 kJ/h lebih hemat dibandingkan desain non PWC.

Tabel 4. 15 Konsumsi Energi saat *Feed* Naik 5%

Penggunaan energi saat <i>feed</i> naik 5% (kJ/h)	Strategi kontrol	
	Non PWC	PWC
Energi Hidraulik	7660036,56	7657738,70
Energi Termal	19960163,64	19936617,15
TOTAL	27620200,20	27594355,85

Lalu pada tabel 4.15 ketika terjadi penurunan *feed* sebesar 5% strategi pengendali yang mengonsumsi energi paling sedikit yakni pada desain PWC. Saat turun 5%, desain PWC menghabiskan energi sebanyak 25547099,47 kJ/h atau 20091 kJ/h lebih hemat dari pada desain non PWC. Jika dibandingkan secara keseluruhan penggunaan energi saat gangguan naik lebih tinggi dibanding saat gangguan turun, Hal ini membuktikan bahwa kenaikan laju alir massa pada *feed* akan memperberat kerja pompa, *reboiler*, *condenser*, dan *cooler* sehingga menghabiskan energi lebih tinggi.

Tabel 4. 16 Konsumsi Energi saat *Feed* Turun 5%

Penggunaan energi saat <i>feed</i> turun 5% (kJ/h)	Strategi kontrol	
	PID	MPC
Energi Hidraulik	7090666,04	7090524,23
Energi Termal	18476524,68	18456575,24
TOTAL	25567190,72	25547099,47

Selanjutnya energi dilakukan analisa terhadap pengaruh ekonomi dengan mengonversi ke rupiah per hari seperti pada tabel 4.14 dan tabel 4.16. Desain PWC

memiliki biaya operasional paling murah dibanding strategi pengendali yang lain. Pada tabel 4.17 saat gangguan naik 5%, desain PWC mampu mencapai profit hingga Rp 316.630.825.205,- per-harinya. Sedangkan Non PWC Rp 316.503.985.836,- per harinya. Dengan kata lain desain PWC saat uji naik mampu menghemat hingga 126.839.369 rupiah/hari pada desain non PWC.

Tabel 4. 17 Analisa Profit saat Uji Naik

Uji Naik 5%	Nilai Ekonomi Per-hari	
	Non PWC	PWC
Produk	Rp 316.681.999.868	Rp 316.808.672.668
Biaya Operasional	Rp 178.014.032	Rp 177.847.463
Profit	Rp 316.503.985.836	Rp 316.630.825.205

Lalu berdasar tabel 4.18 saat uji turun 5% desain PWC mampu mencapai profit hingga Rp. 7.779.921.947,- per-harinya. Sedangkan Non PWC Rp. 7.778.203.860,- per harinya. Dengan kata lain desain PWC saat uji naik mampu menghemat hingga 1.718.087 rupiah/hari pada desain non PWC.

Tabel 4. 18 Analisa Profit saat Uji Turun

Uji Turun 5%	Nilai Ekonomi Per-hari	
	Non PWC	PWC
Produk	Rp 7.942.986.109	Rp 7.944.574.706
Biaya Operasional	Rp 164.782.249	Rp 164.652.759
Profit	Rp 7.778.203.860	Rp 7.779.921.947

Dapat disimpulkan bahwa penggunaan metode PWC dalam mendesain kontroler pada *plant* dapat meningkatkan profit dan meningkatkan performansi respon. Sehingga dapat disimpulkan bahwa desain PWC sangat cocok untuk *plant* yang memiliki proses integrasi panas, *material recycle*, dan komponen kimia yang selalu berubah seperti pada *plant CO₂ absorption and regeneration*.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasar analisa hasil yang telah dilakukan, maka kesimpulan dari penelitian ini yakni:

- Penerapan metode *plantwide control* dapat dilakukan pada *plant CO₂ absorption and regeneration*, dengan menggunakan metode PWC Luyben dan Skogestad.
- Penerapan metode PWC berhasil meminimalkan penggunaan energi sebesar 25844 kJ/h lebih rendah dari non PWC saat naik 5% dan 20091 kJ/h lebih rendah dari non PWC saat turun 5%. Sehingga PWC dapat meningkatkan profit dari *plant* perharinya sebesar Rp. 126.839.369,- ketika *feed* naik 5% dan Rp1.718.087,- ketika *feed* turun 5%.
- Dampak penerapan metode PWC mampu meningkatkan kestabilan *plant* dari adanya gangguan lebih baik dari pada pengendali non PWC. Hal ini dapat dibuktikan dengan melihat karakteristik respon pengendalian yakni *settling time, maximum overshoot, error steady state* dari *integral absolute error(IAE)*.

5.2 Saran

Adapun saran pada penelitian kali ini:

- Melakukan penelitian penerapan PWC terhadap dampak ekonomi yang lebih kompleks seperti mempertimbangkan laju produksi, pengaruh gas emisi CO₂, dan investasi pemasangan MPC.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- Astrom, K. J. (2002). *PID Control*. 216–251.
- Dyment, J., Watanasiri, S., & Rummyantseva, I. (2015). Acid Gas Cleaning using Amine Solvents: Validation with Experimental and Plant Data. *Aspen Technology Inc*, 2–10.
- Feron, P.H.M.danJansen, A.E. 1995.Capture of CarbondioxideUsing Membrane Gas Absorbtion and Reuse in The Horticultural Industry. Department of Chemical Enginerig. *Energy Convers*.Vol.36, No.6-9,pp.411-414.
- Hartanto, Y. (2017). Simulasi Absorpsi Gas Co2 Dengan Pelarut Dietanolamina (Dea) Menggunakan Simulator Aspen Hysys. *Jurnal Integrasi Proses*, 6(3), 100–103. <https://doi.org/10.36055/jip.v6i3.893>
- Honeywell, D. (2000). *Chapter 10 PID Control*.
- ISO 67974-5:2014 “Natural gas — Determination of composition and associated uncertainty by gas chromatography — Part 5: Isothermal method for nitrogen, carbon dioxide, C1 to C5 hydrocarbons and C6+ hydrocarbons.” (2014).
- Khaisri. 2011.CO2Stripping from Monoethanolamine Using a Membrane Contactor. *Journal of Membrane Science*, 376, 110-118
- Konda, N. V. S. N. M., Rangaiah, G. P., & Krishnaswamy, P. R. (2006). *A simple and effective procedure for control degrees of freedom*. 61, 1184–1194. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.08.026>
- Luyben, W. L., Tyréus, B. D., & Luyben, M. L. (1999). *Plantwide process control*.
- Madady, A. (2012). Stabilization of control loops consisting of FOPDT process and parameter-dependent PID controller. *Journal of Process Control*, 22(9), 1688–1701. <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2012.07.001>
- Maiti, D., Acharya, A., & Konar, A. (2008). *Tuning PID and PI λ D δ Controllers using the Integral Time Absolute Error Criterion*. 1–6.
- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2015). *Natural Gas Transmission and Processing* (Third). Oxford, UK: Gulf Professional Publihing.
- Rangaiah, G. P., & Patki, V. K. (n.d.). *Plantwide Control : Recent development and applications*.
- Roy, A., & Iqbal, K. (2005). *PID controller tuning for the first-order-plus-dead-*

time process model via Hermite-Biehler theorem. 363–378.

Safari, A., & Eslamloueyan, R. (2017). A New *Plant-wide* Approach for Control Degrees of Freedom of Process. *Chemical Engineering Research and Design*. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.02.016>

Saputra, gigih edy. (2015). *Perancangan Sistem Kendali Suhu Menggunakan Metode Internal Model Control Berbasis Pid Pada Heat Exchanger Central Gathering Station 5 Pt Chevron Pacific Indonesia.*

Seborg. (2011). *Model Predictive Control.*

Sharif Dashti, S., Shariati, A., & Khosravi Nikou, M. R. (2015). *Sensitivity analysis for selection of an optimum amine gas sweetening process with minimum cost requirement. Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering, 10(5), 709–715.* <https://doi.org/10.1002/apj.1907>

Wiley, J. (n.d.). *Feedforward Control.* In 1989 (pp. 221–240).

Tabel B.1 Lanjutan

n-Decane	0	1,02E-05
n-C11	0	4,07E-06
n-C12	0	1,02E-06
H2O	0,897293965	3,97E-03
UCARSOL (<i>amine</i>)	0,102299264	1,70E-06

BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Aditya Damar Jati yang akrab disapa Jati. Penulis merupakan anak pertama dari dua bersaudara, lahir di Pemalang pada tanggal 18 April 1998. Penulis menempuh pendidikan di SD 2 YPK Bontang lulus tahun 2010, SMP YPK Bontang, lulus tahun 2013, dan SMA Kesatuan Bangsa Yogyakarta lulus tahun 2016. Pendidikan sarjana ditempuh di Jurusan Teknik Fisika ITS. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam organisasi kemahasiswaan BEM FTI ITS selama periode 2017-2018 sebagai staff Kewirausahaan dan pernah bergabung dalam organisasi INDOCOR ITS Student Chapter sebagai Sekretaris Jendral 2. Selain aktif dalam berorganisasi, penulis juga aktif dalam kegiatan di Laboratorium Rekayasa Material di Teknik Fisika sebagai koordinator laboratorium. Pengalaman *internship program* didapat selama 1 bulan di PT. YTL Jawa Timur pada tahun 2018 dan 1 bulan PERTAMINA HULU SANGA SANGA tahun 2019. Bidang minat penulis dalam mengerjakan tugas akhir adalah instrumentasi. Penulis dapat dihubungi di email adityadamarjati.adj@gmail.com