



SKRIPSI – TK141581

**KARAKTERISTIK DINAMIK DAN PENGENDALIAN GAS
DEHIDRASI**

Oleh :

NUR FAIZAH

NRP 0221154600009

LIGA INDRIYANI

NRP 0221154600030

Dosen Pembimbing :

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

NIP. 1973 06 15 1999 03 1003

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

NIP 1953 07 19 1978 03 1001

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018**



SKRIPSI – TK141581

**DYNAMIC CHARACTERISTICS AND CONTROL OF
DEHYDRATION GAS**

Written by :

NUR FAIZAH

NRP 0221154600009

LIGA INDRIYANI

NRP 0221154600030

Advisors :

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

NIP. 1973 06 15 1999 03 1003

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

NIP 1953 07 19 1978 03 1001

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
INDUSTRIAL TECHNOLOGY FACULTY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2018**

LEMBAR PENGESAHAN

KARAKTERISTIK DINAMIK DAN PENGENDALIAN GAS DEHIDRASI

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

Oleh :

Nur Faizah
Liga Indriyani

0221154600009
0221154600030

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D. (Pembimbing 1)

2. Prof. Ir. Renanto M.S., Ph.D (Pembimbing 2)

3. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc (Penguji I)

4. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D (Penguji II)

5. Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T., MMT., Ph.D (Penguji III)



Surabaya, Januari 2018

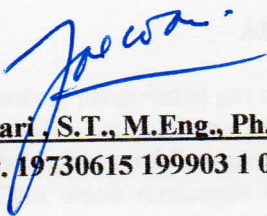
LEMBAR PERSETUJUAN

Laporan skripsi dengan judul:

“KARAKTERISTIK DINAMIK DAN PENGENDALIAN GAS DEHIDRASI”

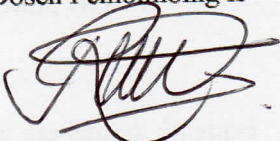
Telah diperiksa dan disetujui oleh :

Dosen Pembimbing I



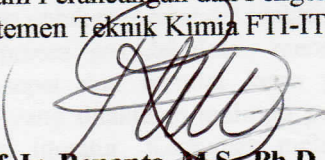
Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 19730615 199903 1 003

Dosen Pembimbing II



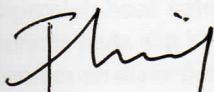
Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.
NIP. 19530719 197803 1 001

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:



Nur Faizah
NRP. 02211546000009



Liga Indriyani
NRP.02211546000030

KARAKTERISTIK DINAMIK DAN PENGENDALIAN GAS DEHIDRASI

Nama Mahasiswa : Nur Faizah 0221154600009
Liga Indriyani 0221154600030

Departemen : Teknik Kimia FTI ITS
Dosen Pembimbing : Juwari, ST., M.Eng., Ph.D
Prof. Ir. Renanto, MS., Ph.D

ABSTRAK

Pada pabrik pengolahan gas alam, dehidrasi gas banyak dijumpai di pabrik pengolahan gas alam sebagai proses untuk menghilangkan air dalam gas alam yang dapat menyebabkan hidrat gas. Cara untuk mencegah terbentuknya hidrat gas yang dapat berpotensi korosi tersebut, yaitu dengan penyerapan air salah satunya menggunakan TEG (Triethylene Glycol) yang pada penelitian ini, dikendalikan dengan *Proportional Integral Derivative* (PID) *Control* menggunakan simulasi Aspen Hysys. Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui karakteristik *steady state* dan dinamik pada proses gas dehidrasi, menentukan strategi pengendalian yang tepat dan menilai kerja pengendali PID *Controller*. Langkah yang dilakukan meliputi pengumpulan dan pengolahan data dari literatur. Kemudian melakukan simulasi proses *steady state* dengan Aspen Hysys dan validasi hasil simulasi yang dilakukan. Kemudian *sizing* dan perubahan ke *dynamic mode* sekaligus karakteristik dinamik (*open loop*). Selanjutnya langkah yang terakhir yaitu melakukan pengendalian proses dengan PID *control*. Berdasarkan penelitian yang dilakukan, maka dapat diperoleh hasil bahwa PID *controller* berhasil digunakan sebagai kontrol pada alat kolom regenerasi dan TEG *Flash Drum* dengan pemberian *disturbance* berupa $\pm 10\%$ komposisi *water* pada *sweet gas* menghasilkan respon pada masing-masing *controller* yang dapat kembali ke *set point* yang diinginkan. Analisa kinerja PID

controller menggunakan IAE menunjukkan *error* yang tidak begitu besar.

Kata kunci : *Gas dehydration unit, Triethylene Glycol (TEG), Proportional Integral Derivative (PID) control, Aspen Hysys*

DYNAMIC CHARACTERISTIC AND CONTROL OF DEHYDRATION GAS

Name : Nur Faizah 0221154600009
: Liga Indriyani 0221154600030

Department : Chemical Engineering FTI ITS
Advisors : Juwari, ST., M.Eng., Ph.D
Prof. Ir. Renanto, MS., Ph.D

ABSTRACT

At natural gas processing plants, gas dehydration is commonly found in natural gas processing plants as a process to remove water in natural gas which can cause gas hydrates. The way to prevent the formation of gas hydrates that can potentially corrosive, in example by water absorption that one of them using TEG (Triethylene Glycol) in this study, controlled by Proportional Integral Derivative (PID) Control using Aspen Hysys simulation. This study aims to determine the characteristics of steady state and dynamics in the gas dehydration process, determine the appropriate control strategy and analyze the work of PID Controller. The steps taken include the collection and processing of data from the literature. Then simulate the steady state process with Aspen Hysys and validate the simulation result. Then sizing and changing to dynamic mode as well as dynamic characteristics (open loop). The next step is to control the process with PID control. Based on the research done, it can be obtained that the PID controller successfully used as a control on the regenerator column tool and TEG Flash Drum with a disturbance of $\pm 10\%$ of water composition in sweet gas generates a response on each controller that can return to the set point desired. The performance analysis of PID controller using IAE shows a not so big error.

Keywords : *Gas dehydration unit, Triethylene Glycol (TEG), Proportional Integral Derivative (PID) control, Aspen Hysys*

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 Skripsi ini yang berjudul "Karakteristik Dinamika dan Pengendalian Gas Dehidrasi" 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, ST., M.Eng., Ph.D. selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
2. Bapak Prof. Ir. Renanto, MS., Ph.D selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, atas bimbingan dan saran yang diberikan.
3. Bapak Juwari, ST., M.Eng., Ph.D. dan Bapak Prof. Ir. Renanto, MS., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing Skripsi atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Bapak dan Ibu Dosen Penguji skripsi ini.
5. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
6. Teman-teman S1, S2, dan S3 Lab. Perdalpro

Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Tuhan YME. Penulis mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun demi kesempurnaan dan untuk penelitian di masa yang akan datang.

Akhirnya semoga skripsi ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca khususnya.

Surabaya, Januari 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK	i
ABSTRACT	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR GAMBAR	viii
DAFTAR TABEL.....	x
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang.....	I-1
I.2 Rumusan Masalah.....	I-2
I.3 Batasan Masalah	I-2
I.4 Tujuan Penelitian	I-3
I.5 Manfaat Penelitian	I-3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
II.1 Mekanisme Penyerapan Gas Alam	II-1
II.2 Glikol pada Proses Dehidrasi.....	II-3
II.3 Glikol pada Proses Dehidrasi.....	II-4
II.4 Gas Dehidrasi	II-8
II.4.1 Proses Gas Dehidrasi di PT. Inti Karya Persada Tehnik.....	II-9
II.4.2 Desain Unit Dehidrasi	II-15
II.5 <i>Feedback Controller</i>	II-16
II.5.1 PI dan PID <i>Controller</i>	II-16
II.6 PI dan PID <i>Controller</i>	II-18
II.7 Kriteria Unjuk Kerja Sistem <i>Loop</i> Tertutup.....	II-21
II.8 Pemilihan Model Termodinamika	II-22
BAB III METODE PENELITIAN	
III.1 Metode Penelitian.....	III-1
III.2 Pengumpulan dan Pengolahan.....	III-3
III.3 Pemilihan Model Termodinamika (<i>Fluid Package</i>).....	III-3
III.4 Simulasi <i>Steady State</i> dan Validasi Hasil	

Simulasi	III-3
III.5 Karakteristik Steady State (<i>sensitivity analysis</i>) ..	III-5
III.6 Tahap <i>Sizing</i> dan Perubahan ke <i>Dynamic Mode</i>	III-6
III.7 Pengendalian proses dengan <i>PID Controller</i>	III-7
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN	
IV.1 Simulasi <i>Steady State</i>	IV-1
IV.2 <i>Sizing</i> Peralatan <i>Control Valve</i>	IV-4
IV.3 Pemasangan <i>Controller</i>	IV-6
IV.4 Tuning Parameter <i>PID Controller</i>	IV-10
IV.5 Pemberian <i>Disturbance</i>	IV-13
IV.6 Analisa Kandungan Air dan <i>TEG Losses</i>	IV-25
IV.7 Analisa Kinerja <i>Controller</i>	IV-26
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	
V.1 Kesimpulan	V-1
V.2 Saran	V-1
DAFTAR PUSTAKA.....	xi
APPENDIKS.....	xiii
DAFTAR RIWAYAT PENULIS	xvii

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Kolom Absorpsi.....	II-2
Gambar 2.2 Struktur <i>Triethylen Glycol</i>	II-7
Gambar 2.3 Blok Diagram Unit Gas Dehidrasi.....	II-9
Gambar 2.4 Process Flow Diagram <i>Dehydration Gas</i> <i>Unit</i>	II-10
Gambar 2.5 TEG <i>Contactor</i>	II-11
Gambar 2.6 TEG <i>Flash Drum</i>	II-12
Gambar 2.7 TEG <i>Still Column</i>	II-13
Gambar 2.8 TEG <i>Accumulator to TEG Contactor</i>	II-14
Gambar 2.9 Standar Blok Diagram Dari Sistem Kontrol <i>Feedback</i>	II-17
Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian	III-2
Gambar 3.2 Skema Pengendalian <i>Flash Drum</i>	III-8
Gambar 3.3 Skema Pengendalian Regenerator	III-9
Gambar 4.1 Simulasi <i>Steady State</i>	IV-3
Gambar 4.2 Struktur Pengendalian <i>Dehydration Plant</i> Pada HYSYS	IV-8
Gambar 4.3 Struktur Pengendalian Pada Alat TEG <i>Flash Drum</i>	IV-9
Gambar 4.4 Struktur Pengendalian Pada Alat TEG Regenerator	IV-10
Gambar 4.5 Grafik Penentuan Parameter Tuning PID <i>Controller</i>	IV-12
Gambar 4.6 Grafik <i>Flash Drum Pressure disturbance</i> +10% dan -10%	IV-14
Gambar 4.7 Grafik <i>Flash Drum Level disturbance</i> +10% dan -10%	IV-16
Gambar 4.8 Grafik <i>Hot Lean TEG Temperature</i> <i>disturbance</i> +10% dan -10%	IV-18
Gambar 4.9 Grafik <i>Water Gas Temperatur disturbance</i> +10% dan -10%	IV-20
Gambar 4.10 Grafik Reboiler <i>Level disturbance</i> +10% dan -10%	IV-22

Gambar 4.11 Grafik *Condenser Pressure disturbance*
+10% dan -10%.....IV-24

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Perbandingan Properti MEG, DEG, TEG, TREG dan air	II-6
Tabel 3.1 Data Komposisi Aliran	III-4
Tabel 3.2 Data <i>Flowrate</i> Aliran.....	III-4
Tabel 3.3 Data Kondisi Operasi Aliran/alat.....	III-5
Tabel 3.4 Variabel Pengendalian pada <i>Dehydration Plant</i> ...	III-6
Tabel 3.5 Varabel <i>Sizing</i> Peralatan.....	III-6
Tabel 4.1 Data Komposisi Aliran	IV-1
Tabel 4.2 Data <i>Flowrate</i> Aliran.....	IV-2
Tabel 4.3 Data Kondisi Operasi Aliran	IV-2
Tabel 4.4 Data Validasi Simulasi <i>Steady State</i>	IV-3
Tabel 4.5 Data <i>Sizing Dynamic Mode</i>	IV-5
Tabel 4.6 Data Hold Up Kolom Regenerator	IV-5
Tabel 4.7 Variabel Pengendalian Pada <i>Dehydration Plant</i> ...	IV-6
Tabel 4.8 Parameter <i>Controller</i> Pada <i>Dehydration Plant</i> ...	IV-11
Tabel 4.9 Tabel Hasil Perhitungan IAE.....	IV-27

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Pada pabrik pengolahan gas alam, dehidrasi gas banyak dijumpai dan digunakan di pabrik pengolahan gas alam sebagai proses umum untuk menghilangkan air yang berhubungan dengan gas alam dalam bentuk uap. Proses dehidrasi merupakan suatu proses yang diperlukan untuk memastikan kelancaran pengoperasian jalur transmisi gas karena adanya kandungan uap air dan hidrokarbon dapat membentuk hidrat gas yang dapat menghambat aliran pipa dan peralatan lainnya terutama pada sistem kontrol. Hidrat gas alam adalah padatan yang terbentuk dari hidrokarbon dan air gas alam yang bersifat korosif.

Salah satu cara mencegah terjadinya hidrat adalah dengan mengurangi atau bahkan menghilangkan kandungan air dalam gas alam (maksimal 10 lb/MMSCF). Adanya H₂O dalam gas juga dapat mengurangi nilai bakar gas tersebut. Oleh karena itu, diperlukan proses absorpsi air oleh *absorbent* yang dianggap cukup efektif.

Cara untuk mencegah terbentuknya hidrat dari aliran gas yang dapat berpotensi korosi, yaitu dengan cara penyerapan yang salah satunya menggunakan TEG (Triethylene Glycol) (Vicente et al; 1992).

Pada umumnya industri perminyakan menggunakan Triethylene Glycol (TEG) untuk menghilangkan air dari aliran gas alam guna memenuhi standar kualitas pipa, gas alam jenuh dengan uap air. Uap air meningkatkan korosivitas gas alam, terutama ketika adanya gas yang bersifat asam (Gandhian et al; 2001).

TEG secara global diterima sebagai pilihan yang paling efektif karena TEG mudah diregenerasi sampai konsentrasi 98-99,99% pada stripper atmosferik (Nivargi, 2005) karena *boiling point* dan dekomposisi temperatur TEG tinggi, tekanan uap dan kelarutan rendah dalam gas alam, panas penguapan yang hilang

lebih sedikit dibanding EG dan DEG, biaya kapital dan operasi relatif lebih murah (Gandhian et al; 2001).

Akan tetapi, pada proses absorpsi H₂O ini sering timbul masalah yaitu adanya *losses* TEG yang cukup besar. *Losses* ini terutama terjadi di kolom regenerator karena adanya ketidakstabilan suhu pada kolom regenerator yang menyebabkan TEG banyak yang menjadi uap dan keluar dari kolom regenerator. Sementara standar TEG *losses* yang ditetapkan yaitu 0,15 gal/MMSCF.

Dari permasalahan pengurangan kandungan air pada gas alam dan TEG *losses* di atas, dibutuhkan suatu pengendalian pada unit dehidrasi dan unit regenerasi TEG tersebut. Kandungan air pada sweet gas yang masuk yaitu sebesar 93 lb/MMSCF, sementara *dry gas* yang ditetapkan maksimal 10 lb/MMSCF. Pengendalian pada unit TEG dilakukan karena jika suhu reboiler dan kolom atas *top product* terlalu tinggi dapat menyebabkan terjadinya TEG yang terikutkan menguap sehingga dapat menurunkan penyerapan air di kolom glycol contactor. Pengendalian penelitian yang akan dilakukan menggunakan metode *Proportional Integral Derivative (PID) Control* dengan pengendalian dilakukan pada alat-alat di *gas dehydration unit*.

I.2 Rumusan Masalah

Rumusan masalah yang bisa didapatkan dari penelitian ini adalah:

1. Mengetahui karakteristik *steady state* dan dinamik pada proses dehidrasi gas
2. Menentukan strategi pengendalian yang tepat untuk proses gas dehidrasi agar spesifikasi produk yang diharapkan tetap terjaga

I.3 Batasan Masalah

Beberapa batasan masalah dalam penelitian ini antara lain :

1. Unit yang ditinjau adalah *Gas Dehydration Unit*.
2. Simulasi menggunakan program ASPEN HYSYS.

3. Pengendali yang digunakan adalah *Proportional Integral Derivative* (PID).

I.4 Tujuan Penelitian

Tujuan penelitian ini adalah :

1. Mengetahui karakteristik *steady state* dan dinamik pada proses dehidrasi gas.
2. Menentukan strategi pengendalian yang tepat untuk proses dehidrasi gas.
3. Melakukan penilaian unjuk kerja pengendali PID *Controller* pada proses dehidrasi gas.

I.5 Manfaat Penelitian

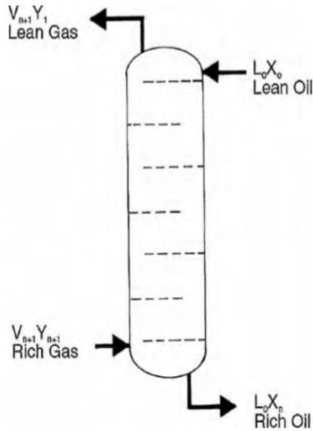
Manfaat yang dapat diambil dari penelitian ini, antara lain :

1. Dapat dihasilkan simulasi yang dapat digunakan untuk mengevaluasi proses baik secara *steady state* maupun *dynamic*.
2. Memahami proses dehidrasi air dari *sweet gas* pada *Gas Dehydration Unit*.
3. Mengetahui cara pengendalian *Gas Dehydration Unit* dengan *PID Controller*.
4. Mengevaluasi kinerja pengendalian *Gas Dehydration Unit* dengan *PID Controller*.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Mekanisme Penyerapan Gas Alam

Gas Alam adalah salah satu sumber energi utama dan merupakan sumber energi dengan pertumbuhan tercepat di dunia. Absorpsi adalah salah satu unit operasi yang digunakan secara luas pada *gas processing industry* (Oyeneke et al., 2007). Pada kolom absorpsi, *sweet gas* masuk ke bagian bawah kolom absorber dan naik ke atas berkontak dengan *lean oil* secara *counter-current*. *Lean oil* cenderung mengabsorb komponen yang lebih berat (dalam hal ini H₂O) dari gas dan kemudian membentuk "*rich oil*". *Rich oil* kemudian dikirim ke *stripper* (atau *still*) dimana komponen yang diabsorb akan di-*remove* dengan pemanasan atau *stripping* dengan *steam*. *Lean oil* di-*recycle* ke kolom absorber untuk melengkapi *process loop* (GPSA Engineering Databook, 2004). Fraksi dari setiap komponen dalam gas yang diabsorb oleh *oil* adalah fungsi dari hubungan kesetimbangan fase komponen dan *lean oil*, *relatives flowrates*, dan *stage* tempat terjadinya kontak (Badahari et al., 2009a; GPSA Engineering Databook, 2004). Hubungan antar fase adalah fungsi dari tekanan, temperatur, dan komposisi dari *lean oil*. Konfigurasi untuk absorber ditunjukkan oleh gambar berikut,



Gambar II.1 Kolom Absorbsi

Pada simulasi *dynamic*, model matematis diterapkan untuk mempelajari sifat *time-dependent* dari sistem, yang berarti unit dari sistem proses dan unit kontrol yang berkaitan. Dengan *computing power* yang sudah ada sebelumnya, model unit proses pada simulasi *dynamic* masih butuh untuk disederhanakan dalam perbandingan dengan *steady state* model (Kvamsdal et al., 2009). Hal yang menjadi tantangan adalah bagaimana memodelkan fenomena kompleks yang berhubungan dengan unit absorber tanpa kehilangan informasi-informasi yang diperlukan (Kvamsdal et al., 2009). Tantangan lain adalah validasi *dynamic* model, karena data *dynamic* yang relevan dari *plant* yang sudah ada tidak tersedia (Kvamsdal et al., 2009). Permodelan dan simulasi secara *dynamics* sangat memakan waktu dan memerlukan perhatian intensif, dan juga memerlukan kemampuan yang baik dalam *system engine*, serta ahli dalam aplikasi komputer (Tu et al., 2006).

II.2 Air pada Gas

Air merupakan masalah dalam fase gas, baik dalam pengolahan gas maupun dalam transportasi pipa. Masalah utama dengan air di gas adalah :

- a. Korosi
- b. Cairan air
- c. *Ice formation*
- d. Hidrat

Di jaringan pipa dimana diketahui bahwa gasnya keadaan basah, masalahnya bisa diimbangi. Jika sudah diketahui pada tahap perancangan, pipa dapat didesain dengan bahan tahan korosi lebih banyak atau peningkatan ketebalan bahan. Jika masalah terjadi selama produksi, masalahnya bisa diminimalisir dengan menyuntikkan inhibitor ke dalam gas (Christensen D. L., 2009).

Pada jaringan pipa *dry gas*, masalah yang seharusnya tidak terjadi, namun dapat terjadi jika terjadi dehidrasi yang tidak memadai. Air dalam pipa merupakan masalah, tidak hanya menyangkut cairan kompresor, tapi juga menjadi masalah karena air bisa membuat cairan tersumbat dan meningkatkan korosi (Christensen D. L., 2009).

Pembentukan es hanya suatu masalah bila suhu cukup rendah untuk es terbentuk. Es terutama menjadi masalah dalam peralatan proses dan katup, dimana es bisa menciptakan penyumbatan. Es adalah masalah pada perlakuan gas dengan suhu rendah seperti pemulihan NGL dan pencairan gas. Ketika suhu rendah *gas treatment* utilitas kadar air rendah dibutuhkan, membuat persyaratan untuk proses dehidrasi lebih ketat. Meski es adalah masalah, hidrat gas seringkali lebih bermasalah (Christensen D. L., 2009).

Gas hidrat adalah kristal gas alam dan air yang bisa muncul di atas suhu dimana es terbentuk. Gas hidrat adalah struktur yang dikurung yang mengandung molekul gas seperti metana, dibentuk oleh air melalui ikatan hidrogen. Karena kristal

gas hidrat mirip dengan kristal es, masalah dengan hidrat gas serupa dengan es, meskipun hidrat gas lebih merepotkan karena suhu formasi yang lebih tinggi (Christensen D. L., 2009).

Karena hidrat dapat terbentuk dalam jaringan pipa, sejumlah besar hidrat dapat berada dalam gas secara bersamaan, ini bisa membuat *plug* dalam pipa. Karena kandungan hidrat yang berpotensi tinggi dalam gas penyumbatan bisa timbul dalam beberapa menit tanpa peringatan sebelumnya (Christensen D. L., 2009).

Karena potensi bahaya dari hidrat gas maka harus dicegah. Ada beberapa metode untuk mencegah pembentukan gas hidrat, yaitu:

- Dehidrasi gas
- Meningkatkan suhu
- Mengurangi tekanan
- Menambahkan inhibitor

Inhibitor berperan sebagai antibeku dalam gas. Inhibitor yang biasanya digunakan adalah:

- Alkohol
- Glikol

II.3 Glikol pada Proses Dehidrasi

Dasar untuk dehidrasi gas oleh penyerapan menggunakan absorben, ada persyaratan tertentu untuk absorben dalam dehidrasi gas:

- Afinitas kuat pada air untuk meminimalkan jumlah penyerap yang dibutuhkan.
- Afinitas rendah pada hidrokarbon untuk meminimalkan kehilangan hidrokarbon selama dehidrasi.
- Volatilitas rendah pada suhu absorpsi untuk meminimalkan kehilangan penguapan.
- Kelarutan dalam hidrokarbon rendah, untuk meminimalkan kerugian selama penyerapan.

- Kecenderungan rendah untuk busa dan emulsi, untuk menghindari pengurangan kapasitas penanganan gas dan meminimalkan kerugian selama penyerapan dan regenerasi.
- Viskositas rendah untuk memudahkan pemompaan dan kontak yang baik antara fase gas dan cairan
- Perbedaan besar dalam volatilitas dan titik didih dibandingkan dengan air untuk meminimalkan kehilangan penguapan selama regenerasi.
- Stabilitas termal yang baik untuk mencegah dekomposisi selama regenerasi.
- Potensi rendah untuk korosi

Properti yang paling penting untuk dehidrator yang baik tentunya adalah afinitas tinggi untuk air. Kriteria lainnya digunakan untuk mengevaluasi potensi penyerapan. Dalam prakteknya glikol adalah absorben yang paling umum digunakan untuk dehidrasi (Christensen D. L., 2009).

Glycol (dalam bahasa Indonesia ditulis “Glikol”) adalah bahan kimia yang masih merupakan “keluarga” dari alkohol. Dalam proses industri khususnya pengolahan gas, glikol digunakan sebagai desiccant untuk menyerap kandungan air yang terdapat dalam feed gas. Ada 4 jenis glikol yang umum digunakan dalam proses industri yaitu Triethylene Glycol (TEG), Diethylene Glycol (DEG), Ethylene Glycol (MEG) dan tetraethylen glikol (TREG). Namun yang paling banyak digunakan adalah Triethylene Glycol. Berikut adalah perbandingan properti untuk MEG, DEG, TEG, TREG dan air yang ditunjukkan pada Tabel II.1.

Tabel II.1 Perbandingan Properti MEG, DEG, TEG, TREG dan air

	MEG	DEG	TEG	TREG	Water
Formula	C ₂ H ₆ O ₂	C ₄ H ₁₀ O ₃	C ₆ H ₁₄ O ₄	C ₈ H ₁₈ O ₅	H ₂ O
<i>Molar mass</i> [kg/kmol]	62,07	106,12	150,17	194,23	18,015
<i>Normal boiling point</i> [°C]	197,1	245,3	288	329,7	100
<i>Vapor pressure @25°C</i> [Pa]	12,24	0,27	0,05	0,007	3170
<i>Density @25°C</i> [kg/m ³]	1110	1115	1122	1122	55,56
<i>Viscosity @25°C</i> [cP]	17,71	30,21	36,73	42,71	0,894
<i>Viscosity @25°C</i> [cP]	5,22	7,87	9,89	10,63	0,469
<i>Maximum recommended regeneration temperature</i> [°C]	163	177	204	224	
<i>Onset of decomposition</i> [°C]		240	240	240	

(Sumber : Christensen, 2009)

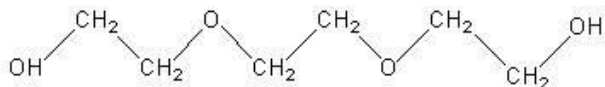
Pada Tabel II.1 nilai-nilai penting adalah titik didih yang normal, tekanan uap, viskositas, suhu regenerasi maksimum yang dianjurkan dan terjadinya dekomposisi. Titik didih normal dan tekanan uap memiliki pengaruh dalam distilasi. Semakin besar perbedaan untuk properti ini antara produk atas dan bawah, semakin mudah untuk memisahkan komponen-komponennya. Pemisahan antara glikol dan air penting karena kadar air dalam *lean glycol* menentukan jumlah air glikol yang dapat diabsorb

dari gas. Polimer yang lebih besar, TEG dan TREG memiliki sifat terbaik untuk dehidrasi. TREG memiliki sifat sedikit lebih baik daripada TEG, tetapi karena biaya tambahan TREG, TEG menawarkan yang terbaik kompromi biaya / manfaat dan karena itu glikol tersebut yang paling umum digunakan. Suhu dekomposisi adalah titik di mana DEG, TEG dan TREG mulai bereaksi dengan air dan terurai menjadi MEG (Christensen, 2009).

TEG telah dapat diterima sebagai pilihan biaya yang paling efektif karena:

- TEG lebih mudah diregenerasi menjadi konsentrasi 98-99,95% pada *atmospheric stripper* karena tingginya suhu titik didih dan suhu dekomposisinya.
- Kehilangan suhu penguapan lebih rendah dari EG atau DEG
- Biaya modal dan operasi lebih murah

Triethylene glycol (2-2'- (1,2-etanadiilbis (oksi)) etanol) adalah zat kimia non-korosif yang stabil dengan titik nyala tinggi. *Triethylene glycol* adalah senyawa alifatik alkohol dihidric berantai lurus yang diakhiri pada kedua ujungnya oleh gugus hidroksil dan merupakan cairan higroskopis yang jelas, praktis tidak berwarna dan tidak berbau pada suhu kamar. *Triethylene glycol* digunakan sebagai dehidrasi untuk gas alam, pelarut dan pelumas dalam pencelupan dan pencetakan tekstil, bahan baku untuk pembuatan resin poliester dan polioli, sebuah humektan, penyusun cairan hidrolis, pelarut selektif untuk aromatik (Huntsman, 2007). Berikut adalah struktur *Triethylene glycol*:



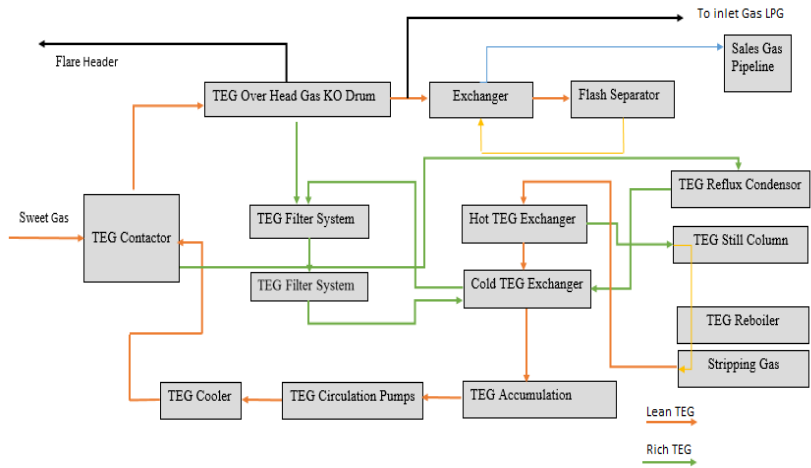
Gambar II.2 Struktur *Triethylene glycol*

Triethylene glycol telah berhasil digunakan untuk mendehidrasi *sweet* dan *sour* gas alam rentang kondisi operasi yang luas. Depresi titik embun dari taraf 30 °C sampai 70 °C bisa dicapai pada tekanan gas mulai dari 0,25 sampai 17 MPa dan suhu gas antara 4 °C dan 70 °C. Depresi titik embun yang diperoleh bergantung pada titik embun kesetimbangan suhu, untuk konsentrasi TEG dan suhu kontak tertentu. Peningkatan viskositas glikol dapat menyebabkan masalah pada suhu kontak yang lebih rendah. Dengan demikian, pemanasan gas alam mungkin diinginkan. Aliran gas yang sangat panas sering didinginkan sebelum dehidrasi untuk mencegahnya penguapan dari TEG (Pilak L, 2009).

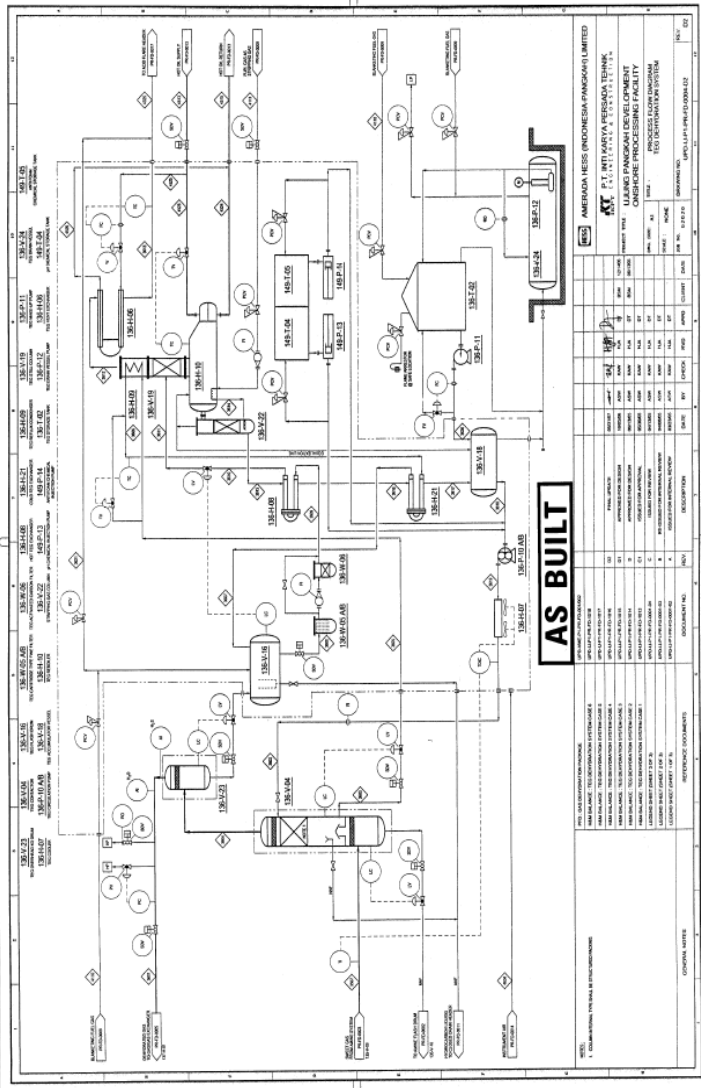
II.4 Gas Dehidrasi

Dehidrasi adalah proses penting dalam pengolahan gas *offshore*. Pada *offshore plant*, gas didehidrasi untuk menghindari bahaya yang berhubungan dengan transportasi pipa dan pengolahan wet gas. Masalahnya meliputi antara lain korosi, kondensasi air dan *plug* yang dibentuk oleh es ataupun hidrat gas (Christensen, 2009).

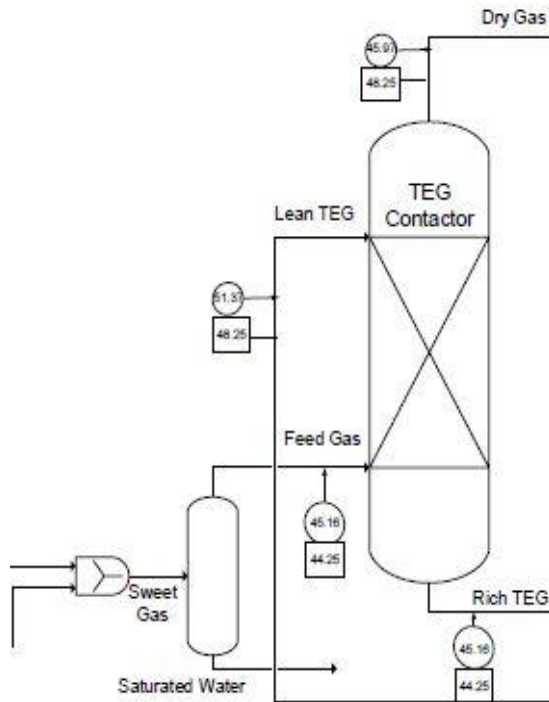
II.4.1 Proses Gas Dehidrasi di PT. Inti Karya Persada Tehnik



Gambar II.3. Blok Diagram Unit Gas Dehidrasi



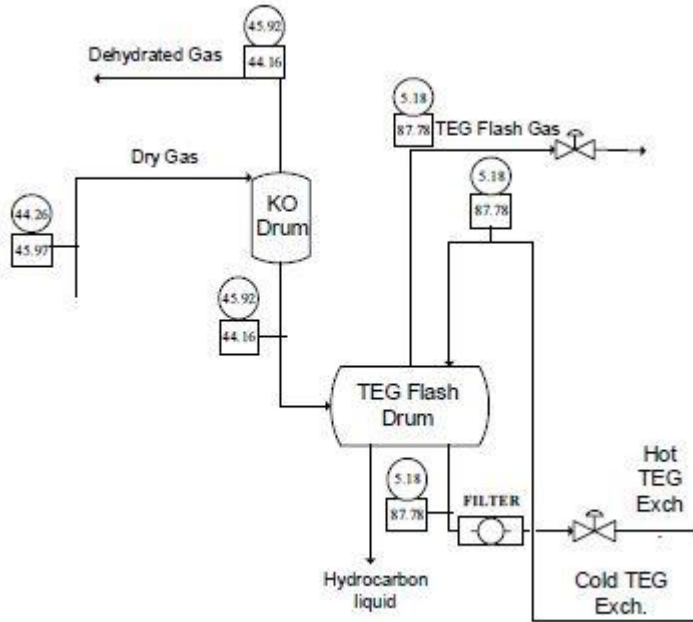
Gambar II.4 Process Flow Diagram Unit Gas Delidration



Gambar II.5 TEG Contactor

Sweet gas dengan flowrate 7412 kgmol/jam yang berasal dari pengolahan sebelumnya yaitu dari *Amine Over Head KO Drum* masuk ke *TEG contactor* (Absorber) pada suhu 44,25^oC dan tekanan 45,16 barg pada bagian bawah dan *Lean TEG* dengan 91,56 % mol (tanpa *stripping gas*) masuk dibagian atas *TEG Contactor* pada suhu 48,28^oC dan tekanan 51,37 barg, *Glykol* didistribusikan melalui packing dengan efisiensi distributor liquid yang tinggi. Aliran *glycol* turun ke permukaan *structured packing* menyerap air dari gas. Oleh karena itu terjadi kontak antara *Sweet*

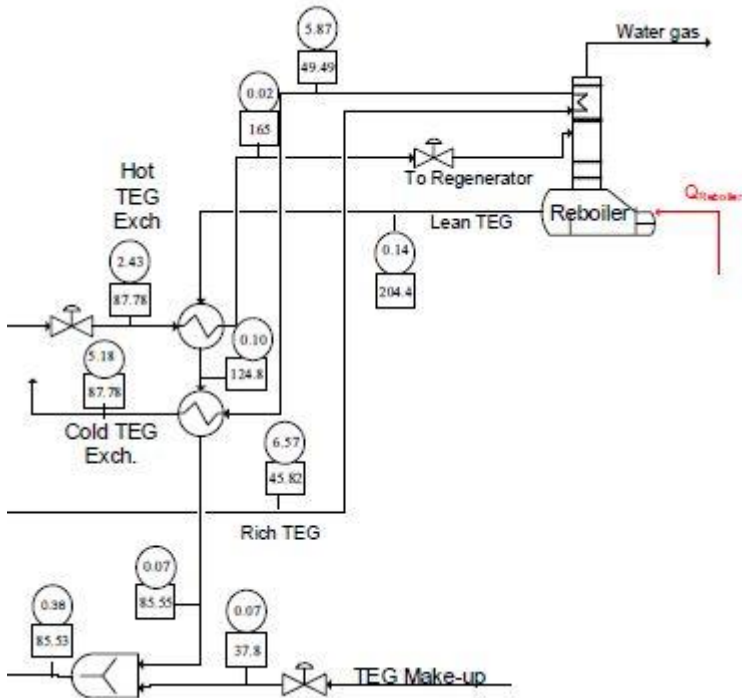
gas dan *Lean Glycol*. Selanjutnya *glycol* yang telah menyerap kandungan air yang ada didalam *Sweet gas* disebut dengan *Rich glycol*. Selanjutnya *Rich glycol* dengan flowrate 72,55 kgmol/jam, suhu 45,82°C, tekanan 45.16 barg dialirkan dari bawah *Contactor* menuju ke *TEG Still Column*



Gambar II.6 TEG Flash Drum

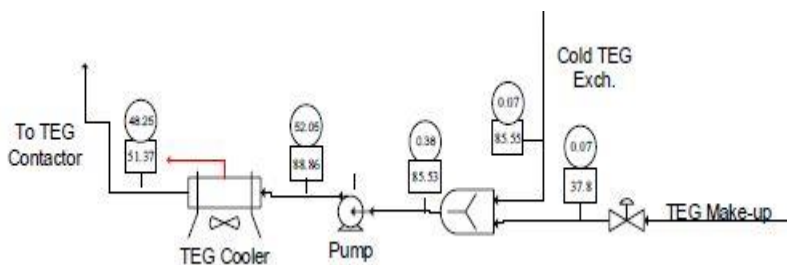
Gas yang meninggalkan *TEG Contactor* dan *TEG Flash Gas* yang keluar dari atas *TEG Flash Drum* didehidrasi sampai kandungan airnya maksimum 10 lb/MMSCF yang mana nantinya gas tersebut akan didistribusikan ke *sales gas pipeline*. *Dry gas* yang keluar dari *TEG Contactor* diumpungkan ke *TEG Overhead Knock Out Drum*. *TEG Overhead Knock Out Drum* bertujuan untuk menghilangkan TEG yang terbawa. TEG yang di-recovery dalam *Knockout Drum* dikirim ke *TEG Flash Drum*. Dalam TEG

Flash Drum, dissolved hydrocarbon dipisahkan dari glycol. Rich glycol dari TEG Flash Drum mengalir menuju TEG Cartridge Type Fine Filter. Partikel solid dihilangkan dari glykol oleh saringan cartridge. Jika beberapa partikel tidak mampu dihilangkan, itu dapat membahayakan keseimbangan liquid, plug pada packing TEG Still Column dan menyebabkan pembusakan pada TEG Contactor. Efisiensi penghilangan pada TEG Filter adalah 99,9%. Rich glycol yang telah disaring dari TEG Activated Carbon Filter kemudian dipanaskan dalam Hot Lean/Rich TEG Exchanger tipe hairpin melalui transfer panas dengan keluaran lean glycol dari Stripping Gas Column. Hot rich glycol kemudian mengalir masuk ke TEG Still Column.



Gambar II.7 TEG Still Column

TEG *Still Column* beroperasi pada tekanan atmosferik. *Glycol* mengalir melewati *packing* dan sebagian diregenerasi dalam TEG *Still Column* melalui kontak dengan uap yang diregenerasi oleh TEG *Reboiler*. Uap yang melalui TEG *Still Column* secara parsial dikondensasi oleh TEG *Reflux Condenser*. *Hot rich glycol* kemudian mengalir masuk ke TEG *Still Column* pada suhu 165°C dan tekanan 0.02 barg. *Rich glycol* dari TEG *Still Column* mengalir ke bagian *shell* dari *Glycol Reboiler*. Media pemanas dalam bagian *tube reboiler* menggunakan *Hot oil*. *Glykol* yang telah diregenerasi mengalir secara gravitasi melalui TEG *Reboiler* dan masuk ke *Stripping Gas Column*. Suhu optimum untuk regenerasi TEG adalah 193-205°C. *Glykol* yang diregenerasi mengalir dari bagian bawah *Stripping Gas Column* pada suhu 204.4°C dan tekanan 0.14 barg kemudian masuk ke *Hot Lean/Rich TEG exchange*, dimana dalam *Hot Lean/Rich TEG exchanger*, *glykol* digunakan untuk media pemanas dari *Rich glycol* sebelum masuk ke TEG *Still Column*. Selanjutnya *glykol* pada suhu 204.4°C dan tekanan 0.14 barg masuk ke *Cold TEG exchanger* untuk dilakukan pendinginan sampai suhu 85.55°C dan tekanan 0.07 barg sebelum masuk TEG *Accumulator*.



Gambar II.8 TEG Accumulator to TEG Contactor

Dalam TEG *Accumulator*, *Lean glycol* pada suhu 85.55°C dan tekanan 0.07 barg masuk bersama dengan TEG *Makeup* yang dipompa dari *Storage tank*. TEG *Makeup* diperlukan untuk

mengatasi kehilangan *glycol* dalam sistem regenerasi. Kemudian *Lean glycol* dan TEG Makeup dengan suhu 37.8^oC dan tekanan 0.07 barg dipompa ke TEG Cooler. TEG Cooler merupakan *air cooler*, dimana *lean glycol* didinginkan sampai suhu 48.25^oC dan tekanan 51.37 barg untuk dikirim menuju TEG Contactor yang akan digunakan kembali untuk gas dehidrasi.

II.4.2 Desain Unit Dehidrasi

Saat mengoptimalkan desain unit dehidrasi, terdapat beberapa parameter yang biasanya harus dipertimbangkan, yaitu sebagai berikut:

- a. Jumlah *tray* di dalam *contactor*
- b. Laju sirkulasi glikol yang melalui *contactor*
- c. Suhu reboiler di regenerator
- d. Jumlah gas *stripping* yang digunakan, jika ada
- e. Tekanan operasi pada regenerator

Dari parameter di atas, hanya empat yang pertama yang biasanya dianggap sebagai parameter variabel. Dua parameter pertama mempengaruhi pendekatan ekuilibrium di bagian atas kolom absorber/*contactor* sedangkan yang ketiga dan keempat mendikte nilai kadar air kesetimbangan dengan membatasi kemurnian *lean glycol* ke absorber/*contactor*. Parameter terakhir mempengaruhi kemurnian *lean glycol* dengan cara yang sama dengan suhu reboiler. Namun, sebagian besar unit dilepas ke atmosfer sehingga parameter ini tidak terkendali (Hernandez, V. N. Et al; 1992).

Selain parameter desain yang tercantum di atas, beberapa faktor lain mempengaruhi kandungan kadar air pada *sales gas*. Namun, seringkali faktor-faktor ini tetap dan biasanya tidak dapat diubah saat mengoptimalkan unit. Pertama, suhu gas inlet akan menentukan jumlah air yang diumpankan ke unit. Suhu gas saluran masuk yang lebih rendah akan membutuhkan sedikit air untuk dikeluarkan oleh glikol. Kedua, suhu *lean glycol* di bagian atas kontaktor akan mempengaruhi tekanan parsial air pada tahap

atas. Akibatnya, suhu glikol tinggi akan menghasilkan kandungan air yang tinggi di gas bagian atas. Namun, suhu ini biasanya tidak lebih dingin dari 10 °F di atas gas inlet untuk mencegah hidrokarbon dalam umpan terkondensasi dalam larutan. Batas ini biasanya dipelihara oleh gas/glikol *exchanger* yang mendinginkan *lean glycol* sampai kira-kira mendekati 10 °F dengan menggunakan *dry gas* (Hernandez, V. N. Et al; 1992).

Parameter lain di pabrik memiliki pengaruh yang terbatas atau tidak berpengaruh terhadap kadar air *dry gas*. Jumlah *equilibrium stages* dalam regenerasi hanya memiliki sedikit efek pada kemurnian *lean glycol*. Equilibrium pada suhu dan tekanan reboiler didekati di reboiler sehingga *stages* tambahan tidak berpengaruh. Suhu operasi *lean/rich glycol exchanger* hanya secara signifikan mempengaruhi *heat duty* reboiler (Hernandez, V. N. Et al; 1992).

II.5 Feedback Controller

Feedback control strategy merupakan sistem kontrol dimana *controlled variable* diukur dan hasil pengukurannya digunakan untuk *manipulated variable*. Pada *feedback controller*, variabel *disturbance* tidak diukur. Keuntungan yang penting pada penggunaan *feedback control* adalah adalah yang koreksi dilakukan dengan mengabaikan sumber gangguan (*disturbance*). Kemampuan sistem ini untuk mengatasi sistem *disturbance* dari sumber yang tidak diketahui adalah alasan utama mengapa *feedback control* menjadi *control strategy* yang dominan dipakai. Keuntungan yang lain adalah *feedback control* menurunkan sensitivitas dari *controlled variable* untuk *disturbance* yang tak terukur dan perubahan proses.

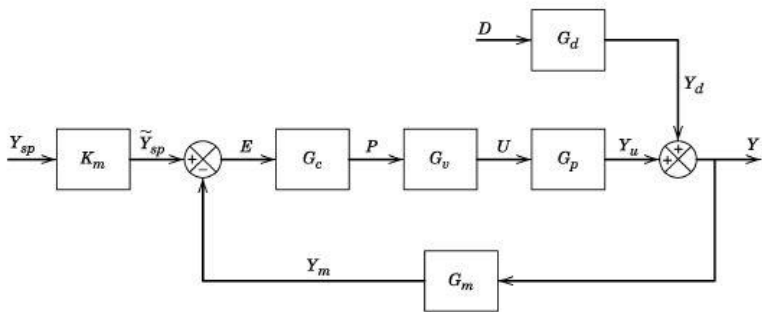
II.5.1 Konsep Feedback Control

Feedback Control dilakukan dengan mengembalikan informasi *output* proses ke *controller*. *Controller* menggunakan informasi mengenai variabel proses tersebut untuk menentukan tindakan apa yang akan diambil untuk mengatur variabel proses.

Ini merupakan struktur control yang paling sederhana dan paling banyak dipakai dalam sistem proses.

Feedback control berusaha untuk menjaga variabel *output*, PV, pada *set point* yang telah didefinisikan, SP. Ada beberapa langkah dasar yang diambil oleh *controller* untuk mengerjakan tugas ini :

1. Mengukur variabel *output*, PV
2. Membandingkan nilai PV yang terukur dengan *set point* yang diinginkan, SP. Menghitung *error*, $E(t)$, antara kedua nilai. Mendefinisikan *error* berdasarkan pada kerja *controller*, *direct acting* atau *reverse acting*.
3. Menyuplai *error*, $E(t)$, ke persamaan kontrol umum. Nilai dari %bukaan dari *control valve* yang diinginkan, %OP, dihitung.
4. Nilai dari %OP dikirimkan ke *final control element* yang menentukan *input* ke proses, $U(t)$.
5. Semua prosedur diulang kembali.



Gambar II.9 Standar Blok Diagram Dari Sistem Control Feedback

Keterangan :

- a. Y_{sp} merupakan harga yang diinginkan untuk variabel yang dikontrol selama pengontrolan.
- b. K_m merupakan steady state gain untuk G_m
- c. \hat{Y}_{sp} adalah Internal setpoint (digunakan untuk controller)

- d. E (error) adalah selisih antara sinyal acuan \hat{Y}_{sp} dan sinyal acuan Y_m . Sinyal ini adalah sinyal yang dimasukkan ke elemen pengontrol (Controller G_c) dan harga yang diinginkan sekecil mungkin.
- e. G_c adalah controller transfer function
- f. P (Keluaran yang dikontrol) adalah harga yang akan dipertahankan bagi variable yang dikontrol.
- g. G_v adalah transfer fungsi dari control akhir sistem.
- h. U (manipulated variabel) adalah sinyal yang keluar dari elemen pengontrol (controller) dan berfungsi sebagai sinyal pengontrol dan tanpa adanya gangguan.
- i. G_p adalah Proses transfer function.
- j. Y_u adalah Perubahan Y ke U
- k. D (Disturbance) adalah sinyal-sinyal tambahan yang tidak diinginkan.
- l. G_d adalah disturbance transfer function.
- m. Y_d adalah perubahan Y ke D
- n. Y (controlled Variabel) adalah variabel yang akan dikontrol yang mana keluarannya harus sesuai dengan setpoint.
- o. G_m adalah bagian sistem yang digunakan untuk mengukur keluaran yang dikontrol dan kemudian mengubahnya menjadi sinyal umpan balik (feedback signal)
- p. Y_m adalah harga yang terukur dari Y

II.6 PI dan PID Controller

Proportional (P) Control

Proportional (P) Control merupakan controller paling sederhana yang bertujuan untuk mengurangi sinyal *error* menjadi nol, persamaannya sebagai berikut:

$$e(t) = y_{sp}(t) - y_m(t)$$

Dimana,

$e(t)$ = sinyal *error*

$y_{sp}(t)$ = *set point*

$y_m(t)$ = nilai yang terukur dari variabel kontrol

Untuk *proportional controller*, *output controller* proporsional terhadap sinyal *error*,

$$p(t) = \bar{p} - K_c e(t)$$

Dimana ,

$p(t)$ = *output controller*

\bar{p} = nilai (*steady state*) dugaan

K_c = *Controller gain*

Untuk memperoleh fungsi transfer dari *Proportional (P) Controller*, didefinisikan variabel deviasi :

$$p'(t) \cong p(t) - \bar{p}$$

sehingga dapat ditulis :

$$p'(t) = K_c e(t)$$

Dengan melakukan transformasi Laplace dapat diperoleh fungsi transfer dari *Proportional Controller* sebagai berikut :

$$\frac{P'(s)}{E(e)} = K_c$$

Kelemahan dari *controller* ini adalah terjadinya off-set setelah adanya perubahan set-point atau *disturbance* (gangguan). Namun, *controller* sangat efisien digunakan untuk aplikasi yang tidak memperhitungkan off-set, seperti level *controller*.

Integral Control

Untuk *integral control*, *output controller* tergantung pada integral dari sinyal *error* terhadap waktu,

$$p(t) = \bar{p} + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t^*) dt^*$$

dimana τ_I adalah waktu integrasi atau *reset time*, yang memiliki satuan waktu. *Integral control* sering digunakan karena memberikan manfaat yang penting yaitu mengeliminasi *offset*. Meskipun demikian, *integral controller* jarang digunakan secara tunggal karena aksi kontrol yang kecil sampai sinyal *error* berlangsung untuk beberapa waktu. Sebaliknya *proportional control action* memberikan tindakan koreksi yang cepat ketika *error* terdeteksi. Sehingga, *integral control action* biasanya digunakan berpasangan dengan *proportional control action* sebagai *proportional-integral (PI) controller* :

$$p(t) = \bar{p} + K_c \left(e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t^*) dt^* \right)$$

sehingga fungsi transfernya :

$$\frac{P'(s)}{E(e)} = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} \right) = K_c \left(\frac{\tau_I s + 1}{\tau_I s} \right)$$

Proportional Integral Derivative (PID) Control

Merupakan *controller* gabungan dari *proportional*, *integral*, dan *derivative control action*. *Controller* ini memiliki fitur-fitur dari ketiga penyusunnya.

$$p(t) = \bar{p} + K_c e(t) + K_I \int_0^t e(t^*) dt^* + K_D \frac{de(t)}{dt}$$

Bentuk persamaan ini cocok untuk *tuning controller* karena ketiga gain (K_c , K_I , dan K_D) dapat digunakan untuk mengatur secara tidak bergantung pengaruh dari setiap mode *controller*. (Seborg,2004).

PID *Controller* adalah sistem kontrol yang paling banyak digunakan. (Shen,2002). Respon yang dihasilkan cepat, tidak ada off-set, dan dapat dengan cepat memprediksi adanya Disturbance serta memrosesnya. (controls.engin.umich.edu). Menurut survey, lebih dari 11.000 controller yang digunakan pada industry refinery, chemical, pulp, dan kertas, 97% dari jumlah controller tersebut adalah PID Controller. (Desborough,2001).

II.7 Kriteria Unjuk Kerja Sistem Loop Tertutup

Fungsi dari suatu sistem pengendali adalah untuk meyakinkan bahwa sistem dengan pengendali (*closed loop system*) memiliki karakteristik respon *steady state* dan dinamik yang diinginkan. Secara ideal, diinginkan suatu sistem dengan pengendali yang memiliki kriteria unjuk kerja sebagai berikut (Seborg, 2004) :

1. Sistem dengan pengendali harus stabil
2. Pengaruh dari gangguan harus ditekan serendah mungkin
3. Diperoleh respon yang cepat dan halus terhadap perubahan *set point*
4. *Steady state offset* dapat dieliminasi
5. Aksi pengendali yang berlebihan harus dihindari
6. Sistem pengendali bersifat *robust*, yaitu tidak peka terhadap perubahan-perubahan kondisi operasi maupun terhadap kesalahan-kesalahan asumsi model proses.

Unjuk kerja sistem pengendalian dapat didefinisikan sebagai kemampuan suatu sistem pengendalian untuk mencapai respon dinamik yang diinginkan, yang dapat diinginkan oleh ukuran-ukuran unjuk kerja sistem pengendali, dapat digunakan *Integral Error Measures*. *Integral Error Measures* mengindikasikan deviasi kumulatif variabel terkontrol dari *set point*-nya selama *transient response*. Beberapa ukuran yang digunakan adalah sebagai berikut :

- Integral nilai error absolut (IAE)

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

- Integral kuadrat error (ISE)

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

- Integral produk waktu dan nilai absolut dari error(ITAE)

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

Metode IAE adalah nilai yang mudah untuk menganalisa secara visual karena metode tersebut adalah jumlah area di atas dan di bawah *set point*. Ini merupakan ukuran kinerja pengendalian yang memadai jika efek kinerja pada pengendalian adalah linier dengan derajat deviasi. Metode ISE memadai jika deviasi besar menyebabkan degradasi kinerja lebih besar daripada deviasi yang kecil. Metode ITAE mengurangi deviasi yang bertahan dalam jangka waktu yang lama (Seborg, 2004).

II.8 Pemilihan Model Termodinamika

Dalam permodelan sistem TEG *Absorption*, pemilihan model termodinamika sangat berpengaruh pada hasil simulasi. Pemilihan model termodinamika pada umumnya mengacu pada artikel “*Applied Thermodynamics for Process Modelling*” yang ditulis oleh Chen dan Mathias model. Pada penelitian ini menggunakan model penelitian Peng Robinson karena sistem yang diteliti merupakan pemrosesan gas.

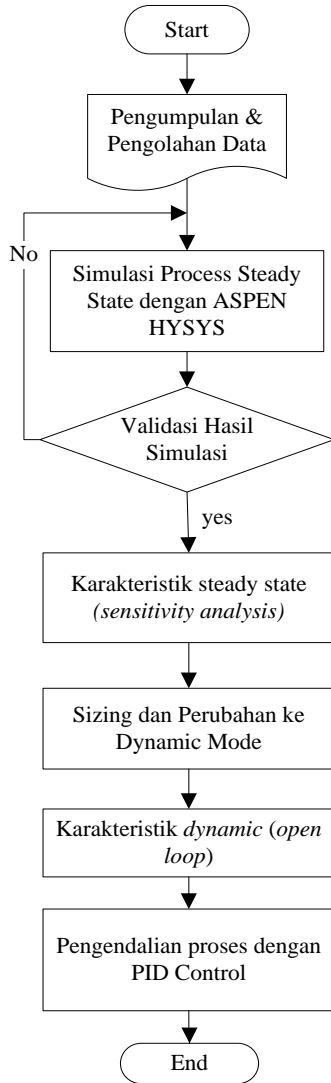
Perilaku termodinamika sistem TEG-air diwakili melalui Peng dan Robinson *equation of state* (PR-EOS). Model didasarkan pada *cubic equation of state* yang pada umumnya menjamin fase *equilibrium* melalui berbagai suhu dan tekanan, terutama ketika komponen superkritis hadir dalam sistem. Hal ini penting mengingat pemodelan sistem multikomponen dalam unit dehidrasi gas alam, di mana perlu untuk memperhitungkan input gas dan tekanan operasi kolom absorpsi (Gironi F,2012).

BAB III

METODE PENELITIAN

III.1 Metode Penelitian

Metode yang dimaksud adalah suatu acuan dalam melakukan urutan-urutan kerja atau langkah-langkah analitis yang disusun secara benar dan teratur agar topik permasalahan bisa diselesaikan secara tepat dan dapat dipertanggungjawabkan. Pertama dilakukan pendefinisian masalah, dimana penelitian difokuskan pada bahasan-bahasan tertentu untuk mencegah perluasan pembahasan. Untuk mendapatkan bahasan yang jelas, maka dilakukan pendefinisian batas sistem. Selanjutnya menentukan variabel yang akan dimanipulasi dan kemudian membuat deskripsi proses untuk manipulasi. Secara umum penelitian ini dilakukan dengan tahapan sebagai berikut :



Gambar III.1 Diagram Alir Penelitian

III.2 Pengumpulan dan Pengolahan Data

Pengambilan data yang dilakukan untuk mencapai simulasi yang mendekati kondisi sebenarnya. Beberapa literatur dan sumber informasi yang dibutuhkan untuk pelaksanaan penelitian didapatkan dari literatur atau *plant*, meliputi :

- a. *Process Flow Diagram Gas Dehydration Unit*
- b. Data desain alat pada *Gas Dehydration Unit*
- c. Data kondisi operasi *Gas Dehydration Unit*
- d. Data komposisi *sweet gas*

III.3 Pemilihan Model Termodinamika (*Fluid Package*)

Dalam penelitian, begitu juga dengan simulasi, untuk mendekati kondisi simulasi dengan kondisi lapangan sangat diperlukan pemilihan model termodinamika yang paling akurat. Pada simulasi ini digunakan model termodinamika Peng-Robinson *equation of state*, yang sesuai untuk proses pengolahan minyak bumi (Chen and Mathias, 2002).

III.4 Simulasi *Steady State* dan Validasi Hasil Simulasi

Simulasi *steady state* merupakan langkah awal yang dilakukan sebelum melakukan simulasi pengendalian dengan menggunakan *software* Aspen Hysys. Beberapa data seperti kondisi operasi dan komponen laju alir diperlukan untuk dimasukkan ke dalam *software* Aspen Hysys. Selanjutnya dilakukan validasi untuk variabel-variabel seperti komposisi, suhu, dan komposisi keluaran. Validasi dilakukan dengan membandingkan data hasil simulasi dengan data desain pabrik. Berikut ini data yang diperlukan untuk simulasi *steady state* :

Tabel III.1 Data Komposisi Aliran

Komposisi	% mol		
	<i>Sweet Gas</i>	TEG <i>Make up</i>	<i>Lean</i> TEG
H ₂ S	0	0	0
CO ₂	2,67	0	0
Nitrogen	1,83	0	0
Methane	83,19	0	0
Ethane	5,3	0	0
Propane	3,66	0	0
i-Butane	1	0	0
n-Butane	1,16	0	0
i-Pentane	0,42	0	0
n-Pentane	0,28	0	0
n-Hexane	0,17	0	0
n-Heptane	0,07	0	0
n-Octana	0,02	0	0
n-Nonane	0,01	0	0
n-Decane	0	0	0
H ₂ O	0,22	10	8,44
TEG Glycol	0	90	91,56

Tabel III.2 Data Flowrate Aliran

Aliran	<i>Flowrate</i> (kmol/s)
<i>Sweet gas</i>	26.683.200
<i>Lean</i> TEG	195.768
TEG <i>Make Up</i>	36

Tabel III.3 Data Kondisi Operasi Aliran/Alat

No.	Aliran/Alat	Kondisi operasi	
		Tekanan (barg)	Suhu (°C)
1	<i>Sweet Gas</i>	45,16	44,25
2	<i>Lean TEG</i>	51,37	48,25
3	<i>TEG Make Up</i>	0,07	37,8
4	<i>Glycol Contactor</i>		
	> <i>Top Product</i>	44,25	45,97
	> <i>Bottom Product</i>	45,16	45,82
5	<i>TEG Regenerator</i>		
	> <i>Top Product</i>	0,1	102
	> <i>Bottom Product</i>	0,14	204
6	<i>TEG Flash Drum</i>		
	> <i>Flash gas</i>	5,18	87,78
	> <i>Flash Rich TEG</i>	5,18	87,78

III.5 Karakteristik *Steady State (sensitivity analysis)*

Untuk melanjutkan tahap dinamik, perlu ditentukan bagian-bagian yang sensitif terhadap perubahan yang mana nantinya ditentukan sebagai *manipulated variable* untuk dikendalikan. Berikut ini merupakan data dari *plant* mengenai sistem pengendalian yang digunakan

Tabel III.4 Variabel Pengendalian pada Dehidration Plant

<i>Controlled Variable</i>	<i>Manipulated Variable</i>
Tekanan <i>Condenser</i>	Laju alir <i>Water Gas</i>
Tekanan <i>TEG Separator</i>	Laju alir gas
Level <i>TEG Separator</i>	Laju alir <i>To Hot HE</i>
Level <i>Reboiler</i>	Laju alir <i>Lean TEG</i>
Suhu <i>top product</i> kolom Regenerator	<i>Flow Condenser Duty</i>
Suhu <i>bottom product</i> kolom Regenerator	<i>Flow Reboiler Duty</i>

III.6 Tahap *Sizing* dan Perubahan ke *Dynamic Mode*

Pada tahap ini dimasukkan pengukuran alat pada setiap unit operasi di dalam simulasi sebagai syarat untuk dapat masuk dalam kondisi *dynamic*. Adapun data yang dimasukkan pada software Aspen Hysys sebagai *sizing* didapatkan dari literatur atau *plant*, antara lain meliputi diameter kolom Kontaktor, diameter dan panjang *Flash Separator*, volume *Reboiler*, dan volume Kondenser.

Diameter kolom kontaktor perlu kita *sizing* dengan tujuan agar hasil simulasi yang didapat menyerupai hasil dari kondisi *real* sedangkan untuk diameter dan panjang *flash separator* serta volume *reboiler* dan kondenser bertujuan untuk menjaga agar sistem tersebut tetap stabil pada saat *dynamic mode*.

Tabel III.5 Variabel *Sizing* peralatan

Variabel	Nilai
Diameter Kolom Contactor	1,676 m
Diameter Flash Drum	1,220 m
Panjang Flash Drum	4,977 m
Volume Reboiler	3252 m ³
Volume Condenser	14,16 m ³
Jenis tray	Sieve tray

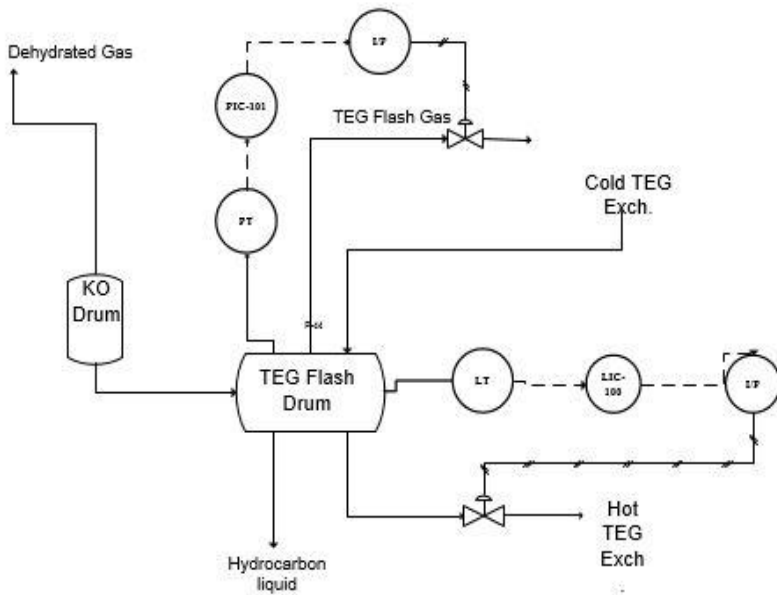
Dengan bantuan *dynamic assistant*, kemudian dilakukan pengecekan kesesuaian pemasangan valve, tekanan di setiap

aliran maupun tray kolom absorber dan regenerator, dan sebagainya. Jika Aspen HYSYS menunjukkan tidak adanya masalah, maka dapat dilakukan ke tahap pemasangan *contoller* dan setelah itu mengubahnya ke *dynamic mode*.

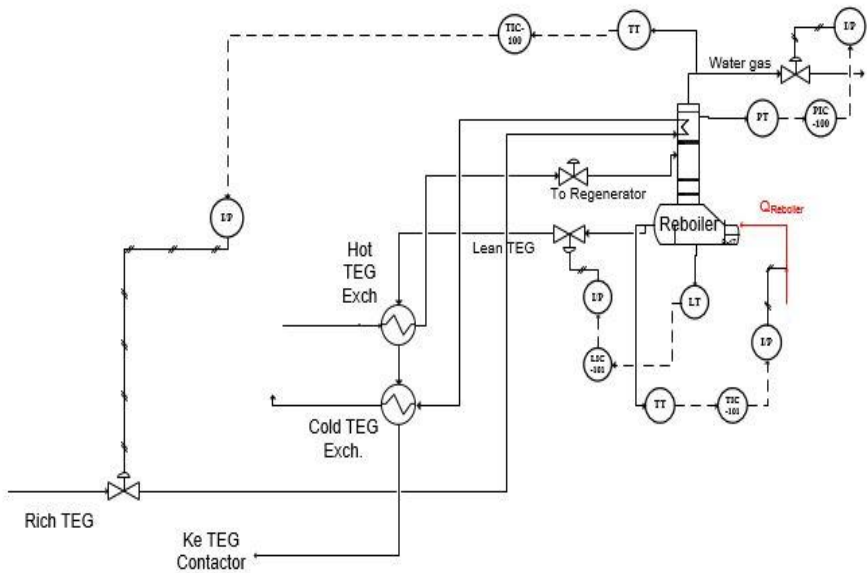
III.7 Pengendalian Proses dengan PID Controller

Untuk penyesuaian simulasi pada program Aspen Hysys dalam mode *dynamic*, dipasang kontrol berupa PID (*Proportional Integral Derivative*) *Controller*. Sistem yang dikendalikan dengan konfigurasi *Manipulated Variable* dan *Controlled Variable* yang telah ditentukan pada tabel III.2. Selain penentuan *Manipulated Variable* dan *Controlled Variable*, perlu juga dipertimbangkan mengenai sifat dari *control action* tersebut, yaitu bersifat *direct acting* atau *reverse acting* dari pengaruh antara *Manipulated Variable* dan *Controlled Variable*. Jika memilih *direct acting*, maka jika PV meningkat maka output dari PID juga akan ikut meningkat. Demikian sebaliknya jika memilih *reverse acting*, maka jika PV meningkat maka output PID justru akan menurun

Controller yang telah dipasang kemudian dilakukan *tuning* parameter untuk memperoleh kinerja sebaik mungkin. Untuk *PID Controller tuning* dilakukan dengan menggunakan bantuan auto tuner pada Aspen Hysys.



Gambar III.2 Skema Pengendalian TEG *Flash Drum*



Gambar III.3 Skema Pengendalian TEG Regenerator

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

IV.1 Simulasi *Steady state*

Simulasi *steady state* merupakan awal untuk melakukan simulasi pengendalian. Dalam simulasi *steady state* ini juga dilakukan pemilihan *fluid package* dengan tujuan untuk mendapatkan model simulasi yang sesuai dengan kondisi sebenarnya. Pada simulasi *dehidration plant* ini digunakan model termodinamika Peng Robinson (Chen and Mathias,2002).

Tabel IV.1 Data Komposisi Aliran

Komposisi	% mol		
	<i>Sweet Gas</i>	TEG Make up	Lean TEG
H ₂ S	0	0	0
CO ₂	2,67	0	0
Nitrogen	1,83	0	0
Methane	83,19	0	0
Ethane	5,3	0	0
Propane	3,66	0	0
i-Butane	1	0	0
n-Butane	1,16	0	0
i-Pentane	0,42	0	0
n-Pentane	0,28	0	0
n-Hexane	0,17	0	0
n-Heptane	0,07	0	0
n-Octana	0,02	0	0
n-Nonane	0,01	0	0
n-Decane	0	0	0
H ₂ O	0,22	10	8,44
TEG Glycol	0	90	91,56

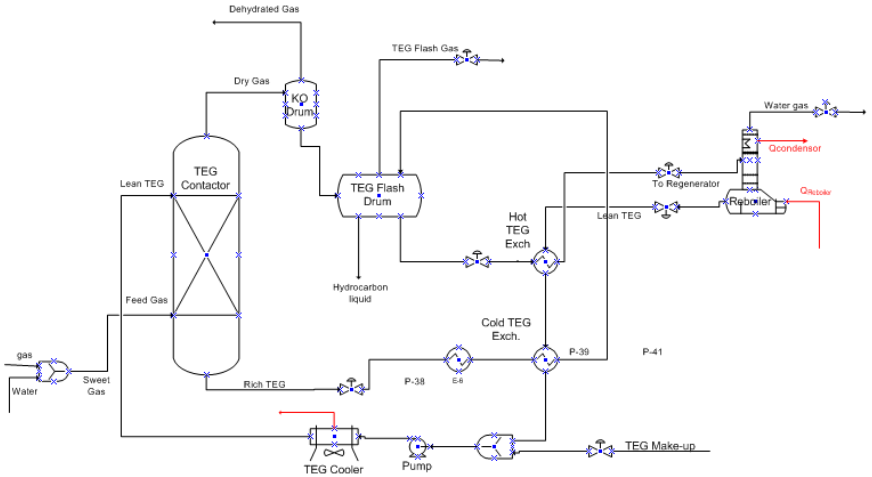
Tabel IV.2 Data Flowrate Aliran

Aliran	Flowrate (kmol/s)
Sweet gas	26.683.200
Lean TEG	195.768
TEG Make Up	36

Tabel IV.3 Data Kondisi Operasi Aliran/Alat

No.	Aliran/Alat	Kondisi operasi	
		Tekanan (barg)	Suhu (°C)
1	Sweet Gas	45,16	44,25
2	Lean TEG	51,37	48,25
3	TEG Make Up	0,07	37,8
4	Glycol Contactor		
	> Top Product	44,25	45,97
	> Bottom Product	45,16	45,82
5	TEG Still Column		
	> Top Product	0,1	102
	> Bottom Product	0,14	204

Data-data di atas digunakan untuk simulasi tahap *steady state*, sehingga didapatkan Simulasi *steady state* pada software Aspen Hysys adalah sebagai berikut:



Gambar IV.1 Simulasi *Steady State*

Dari hasil simulasi *steady state*, diperoleh jumlah *tray* pada kolom Glycol Contactor dan TEG Regenerator yaitu 4 *tray* dan 11 *tray*. Pada tahap validasi simulasi *steady state*, dilakukan perbandingan hasil data pemodelan sistem saat kondisi *steady state* dengan hasil data *plant* yang meliputi data aliran, suhu, dan tekanan. Adapun hasil yang diperoleh adalah sebagai berikut :

Tabel IV.4 Data Validasi Simulasi *Steady State*

	Dehydrated Gas			Rich TEG		
	Design	Simulasi	Error (%)	Design	Simulasi	Error (%)
Komponen						
H ₂ O	0,0002	0,0002	0	0,2880	0,2755	3,6
TEG	0	0	0	0,6862	0,6982	1,7
Suhu (°C)	45,92	45,74	0,3	45,82	45,70	0,3

	Flash Gas			Flash Rich TEG		
	Design	Simulasi	Error (%)	Design	Simulasi	Error (%)
Komponen						
H ₂ O	0,0297	0,0297	0	0,288	0,2799	2,8
TEG	0,0001	0,0001	0	0,6862	0,7120	3,7
Suhu (°C)	87,78	87,78	0	87,78	87,78	0

	Water Gas			Hot Lean TEG		
	Design	Simulasi	Error (%)	Design	Simulasi	Error (%)
Komponen						
H ₂ O	0,9663	0,9634	0,3	0,0845	0,0861	1,9
TEG	0,0002	0,0002	0	0,9155	0,9139	0,17
Suhu (°C)	102	102,5	0,5	204,4	204	0,19

Seperti terlihat pada Tabel IV.4 di atas, simulasi *steady state* yang telah dilakukan menggunakan Aspen Hysys menunjukkan hasil error terbesar yaitu 3,6%. Sementara *error* yang diinginkan maksimal 5%. Hal ini menunjukkan bahwa error tidak melebihi dari maksimal *error* yang diinginkan, sehingga simulasi *steady state* telah sesuai dan dapat dilanjutkan ke tahap simulasi *dynamic*.

IV.2 Sizing Peralatan dan Pemasangan Control Valve

Sizing peralatan dan pemasangan *control valve* merupakan langkah awal yang harus dilakukan sebelum mengubah ke *dynamic mode*. Berikut ini adalah data *sizing* yang digunakan untuk dimasukkan ke dalam data ukuran alat yang akan dikontrol :

Tabel IV.5 Data Sizing Dynamic Mode

Variabel	Nilai
Diameter Kolom Contactor	1,676 m
Diameter Flash Drum	1,220 m
Panjang Flash Drum	4,977 m
Volume Reboiler	3252 m ³
Volume Condenser	14,16 m ³
Jenis tray	Sieve tray

Nilai *hold up* pada kolom TEG Regenerator yaitu sebagai berikut :

Tabel IV.6 Data Hold Up Kolom Regenerator

<i>Stage</i>	TEG Regenerator		
	<i>Pressure</i> (psia)	Total Volume (ft ³)	<i>Bulk Liquid</i> <i>Volume</i> (ft ³)
Condensor	15,98	14,16	7,102
Stage 1	15,98	31,2	3,134
Stage 2	16,06	31,2	3,134
Stage 3	16,13	31,2	3,134
Stage 4	16,21	31,2	3,134
Stage 5	16,29	31,2	3,134
Stage 6	16,36	31,2	3,134
Stage 7	16,44	31,2	3,134
Stage 8	16,52	31,2	3,134
Stage 9	16,59	31,2	3,134
Stage 10	16,67	31,2	3,134
Stage 11	16,75	31,2	3,74
Reboiler	16,84	3252	1356

IV.3 Pemasangan *Controller*

Setelah proses *sizing* peralatan dan pemasangan *control valve* berhasil dilakukan, kemudian mengecek kesesuaian pressure tiap stream maupun peralatan dengan bantuan *dynamic assistant*. Jika *dynamic assistant* menunjukkan bahwa tidak ada lagi ketidaksesuaian untuk diubah ke menunjukkan bahwa tidak ada lagi ketidaksesuaian untuk diubah ke *dynamic mode*, maka langkah selanjutnya yaitu memasang *PID controller* di setiap peralatan yang akan dikendalikan. Dalam pemasangan *PID controller* perlu diketahui variabel kontrol dan variable output untuk nantinya dimasukkan ke dalam data simulasi. Berikut ini merupakan data variabel pengendalian pada *Dehydration Plant* :

Tabel IV.7 Variabel Pengendalian pada *Dehydration Plant*

Simbol	<i>Controlled Variable</i>	<i>Manipulated Variable</i>
PIC -100	Tekanan <i>Condenser</i>	Laju alir <i>Water Gas</i>
PIC-101	Tekanan <i>TEG Separator</i>	Laju alir gas
LIC-100	Level <i>TEG Separator</i>	Laju alir <i>To Hot HE</i>
LIC-101	Level <i>Reboiler</i>	Laju alir <i>Lean TEG</i>
TIC-102	Suhu <i>top product</i> kolom <i>Regenerator</i>	<i>Flow Condenser Duty</i>
TIC-100	Suhu <i>bottom product</i> kolom <i>Regenerator</i>	<i>Flow Reboiler Duty</i>

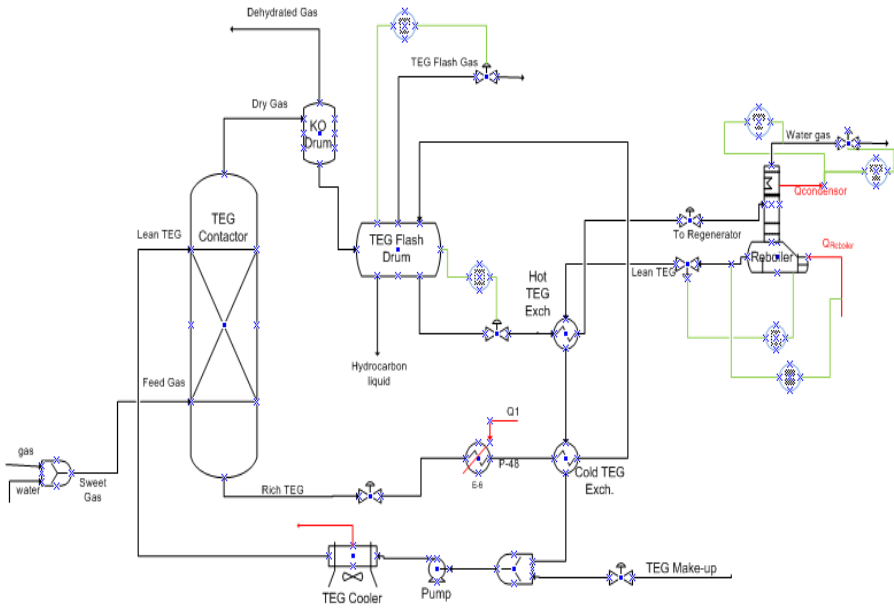
Pemasangan dari *controller* dilakukan seperti pada Tabel IV.7 di atas. Setelah itu, dilakukan input data variabel proses/*controlled variable* dan variabel output/*manipulated variable*, maka perlu juga ditentukan sifat *control action* dari masing – masing *PID control* yang dipasang tersebut. Penentuan sifat dari *control action* tersebut ditentukan dengan cara menganalisa pengaruh atau hubungan antara *controlled variable* dengan *manipulated variable*. Selain itu juga bisa ditentukan dari melihat unjuk kerja dari *controller* ketika di-*run* dalam kondisi bukaan *valve manual* maupun otomatis.

Kontrol suhu *bottom product* kolom regenerator yang dilakukan dengan mengatur *flow reboiler duty* adalah untuk mengendalikan *lean* TEG sebagai *bottom product* dari hasil proses TEG regenerasi agar suhunya tidak melampaui batas yang ditentukan. Karena TEG dapat terdekomposisi akibat suhu yang terlalu tinggi yang mendekati suhu titik didihnya. Selain itu, jika suhu terlalu tinggi, dapat mengakibatkan meningkatnya persentase terjadinya TEG *losses* pada proses TEG regenerasi ini.

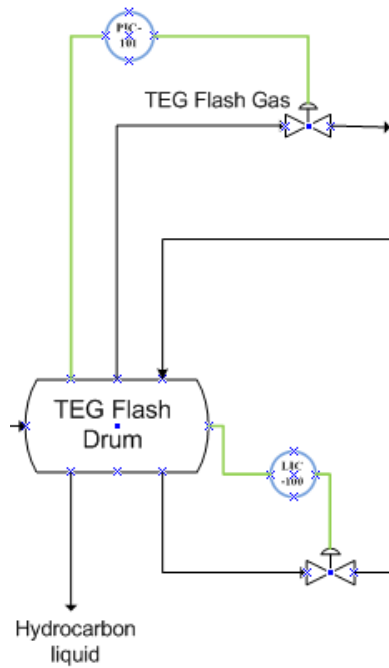
Pemasangan kontrol level reboiler dilakukan untuk mengendalikan level reboiler yang dikendalikan dengan mengatur laju alir keluaran produk bawah (Kano dkk,2002)

Pengendalian suhu pada kolom regenerator juga dilakukan pada kolom *top product*. Hal ini dikarenakan TEG akan terdekomposisi pada suhu 240 °C. Maka suhu tidak boleh terlalu tinggi pada reboiler. Pada *condenser*, apabila suhu terlalu rendah juga akan terjadi *flipping liquid* yaitu adanya liquid pada *condenser*. Oleh karena itu suhu produk bawah dan atas kolom regenerator harus dikendalikan (GPSA,2004).

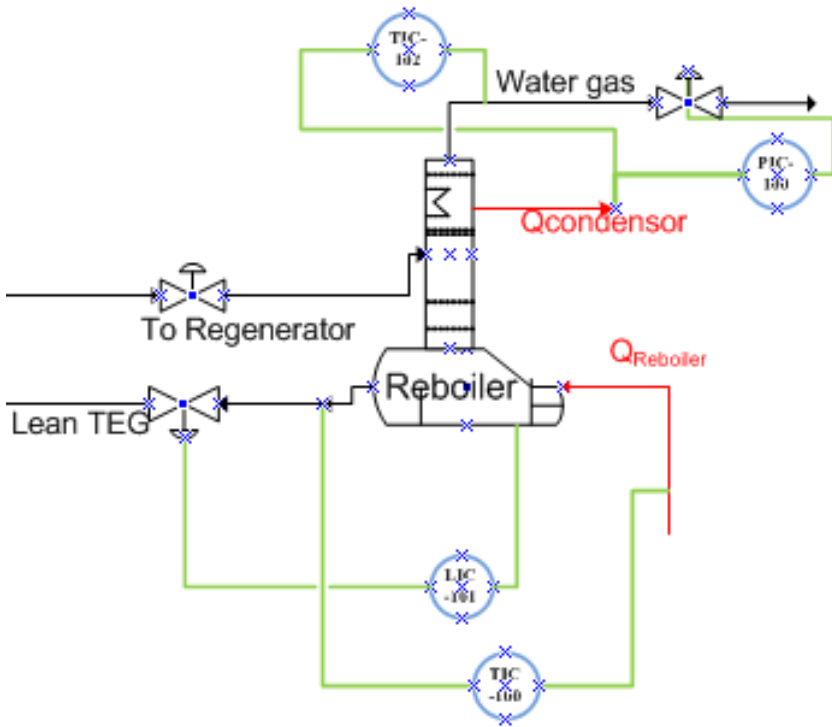
Pemasangan kontrol tekanan dan level pada TEG *flash drum* dilakukan untuk mengendalikan agar kecil sekali TEG yang termungkinkan ikut terpisah menjadi *flash gas*.



Gambar IV.2 Struktur Pengendalian *Dehydration Plant* pada Simulasi Aspen Hysys



Gambar IV.3 Struktur Pengendalian pada Alat TEG Separator



Gambar IV.4 Struktur Pengendalian pada Alat TEG Regenerator

Setelah semua controller terpasang, kemudian simulasi diubah ke *dynamic mode*.

IV.4 Tuning Parameter PID Controller

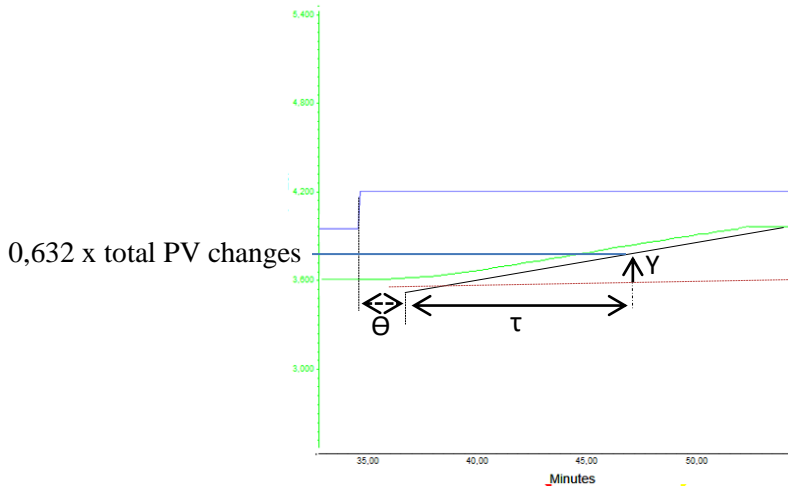
Tahap untuk *dynamic mode* selanjutnya yaitu melakukan tuning parameter pada controller. Tuning parameter *controller* ini dilakukan dengan menggunakan *autotuner* pada Aspen Hysys. Sehingga secara otomatis akan didapatkan nilai parameter yang

digunakan untuk memberikan respon pengendali pada titik tersebut. Hasil tuning dengan *autotuner* didapatkan parameter sebagai berikut :

Tabel IV.8 Parameter Controller pada Dehydration Plant

Controller	Kc	τ_i (menit)	τ_d (menit)
PIC -100	4,26	2,37E-2	5,45E-3
PIC-101	13,8	0,381	0,101
LIC-100	23,1	0,468	-
LIC-101	25,3	14	-
TIC-100	6,73	8,85E-2	2,16E-2
TIC-101	13	0,663	0,156

Perhitungan parameter tuning dapat juga dilakukan secara perhitungan manual, tidak dengan menggunakan autotuner pada Aspen Hysys. Dari grafik step test pada kontrol pressure TEG *Flash Drum* di bawah ini dapat diketahui parameter tuning :



Gambar IV.5 Grafik Penentuan Parameter Tuning PID Controller

Dari grafik di atas, dapat diketahui parameter K_p , Θ_p , τ_p . PV merupakan besarnya perubahan proses variabel ketika adanya pemberian gangguan. Nilai Y merupakan titik potong antara garis perubahan PV dengan garis singgung (ketika PV mulai berubah hingga mencapai steady). Sementara Θ ditentukan dari titik ketika diberikan waktu perubahan hingga mulai mengalami perubahan PV. Nilai τ_p merupakan waktu ketika PV mulai mengalami perubahan hingga titik Y yang telah ditentukan sebelumnya. Setelah mengidentifikasi melalui grafik, kemudian menghitung parameter tuning dengan menggunakan tuning Ziegler Nichols, yaitu sebagai berikut :

$$K_p = \frac{Y}{u} = \frac{0,22752}{10\%} = 2,22752$$

$$\Theta = 0,4 \text{ min}$$

$$\tau_p = 9,95 \text{ min}$$

keterangan : Kp = gain controller
 Y = perubahan PV
 U = perubahan variabel input
 Θ_p = dead time
 τ_p = time constant

$$K_C = \frac{1,2 \tau_p}{K_p \theta_p} = 13,4$$

$$\tau_i = 2 \times \theta_p = 0,8$$

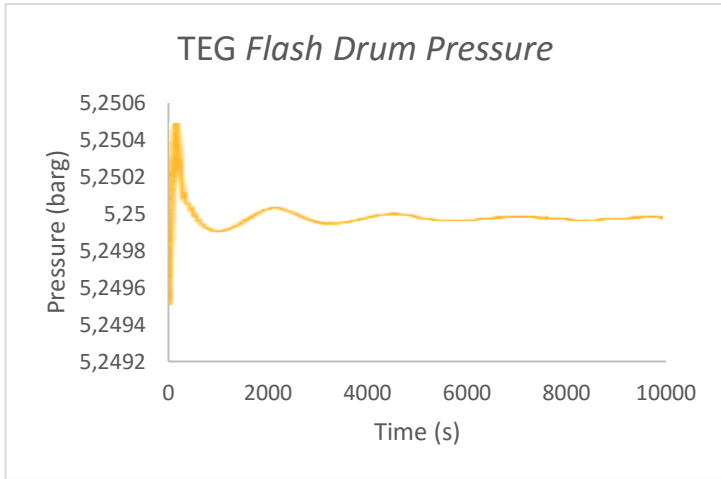
$$\tau_d = 0,5 \times \theta_p = 0,2$$

Perhitungan di atas, merupakan perhitungan manual atau ketika tidak menggunakan perhitungan otomatis berupa autotuner dengan simulasi Aspen Hysys (Cooper, D.J., 2004).

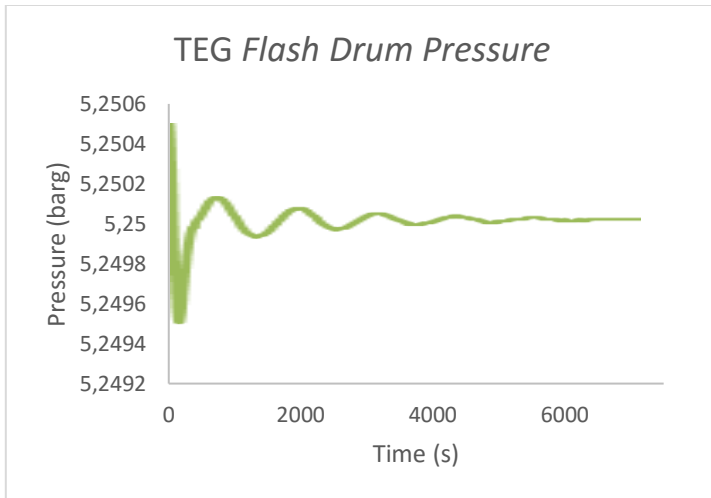
IV.5 Pemberian *Disturbance*

Setelah semua pengendali berhasil terpasang dan mencapai keadaan steady ada *dynamic mode*, selanjutnya simulasi dilakukan dengan pemberian *disturbance*. Disturbance yang dilakukan pada simulasi ini yaitu dengan memberikan perubahan $\pm 10\%$ komposisi water pada sweet gas. Karena komposisi water pada simulasi ini sangat berpengaruh pada simulasi *dehydration plant*.

Berikut ini merupakan grafik hasil pengendalian dengan menggunakan pengendali PID *Controller* yang mana dengan pemberian perubahan komposisi water $\pm 10\%$:



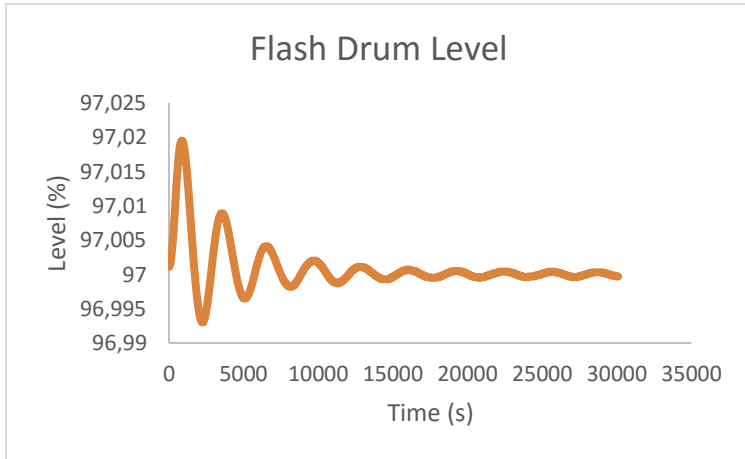
(a)



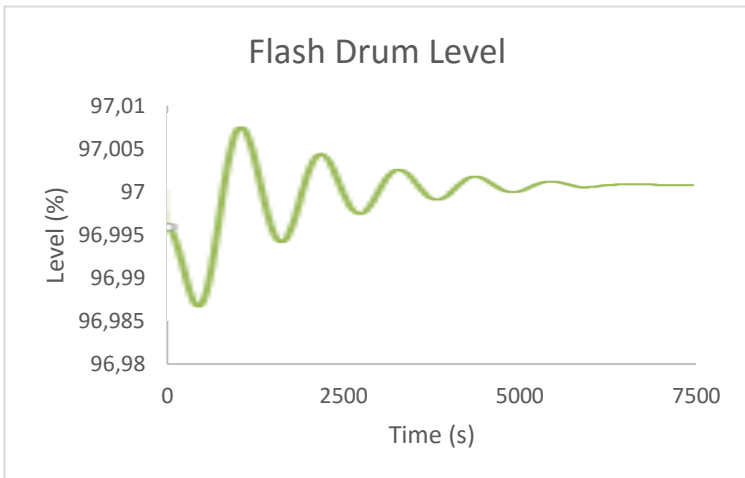
(b)

Gambar IV.6 Grafik *Flash Drum Pressure* (a)+10% disturbance (b)-10% disturbance

Pada alat *TEG Flash Drum* ini dikendalikan oleh controller PIC-101 bersifat *direct*, yang mana *controlled variable* berupa tekanan TEG Separator dan *manipulated variable* berupa laju alir gas. Dari **Gambar IV.6** dapat diketahui bahwa apabila komposisi air meningkat, maka *pressure* dalam TEG Flash Drum akan ikut meningkat dan mengakibatkan aliran gas akan semakin besar pula. Sedangkan pada saat komposisi air turun 10% maka akan menurunkan tekanan pada tangki. Pemberian *disturbance* +10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 7000 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 0,854. Sedangkan ketika -10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 4400 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 1,50. Jika dibandingkan, overshoot ketika komposisi diturunkan menghasilkan nilai lebih besar daripada ketika komposisi dinaikkan. Dari grafik tersebut dapat dilihat bahwa ketika pemberian *disturbance* $\pm 10\%$ komposisi *water* pada *sweet gas* tersebut, responnya akan berosilasi yang kemudian dapat kembali ke set point yang telah ditentukan.



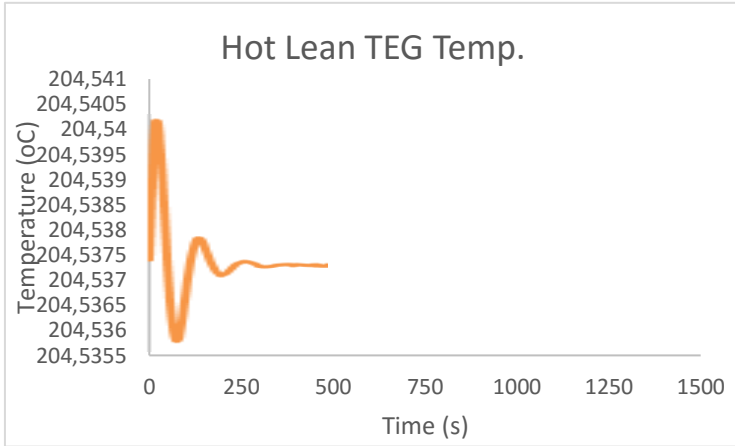
(a)



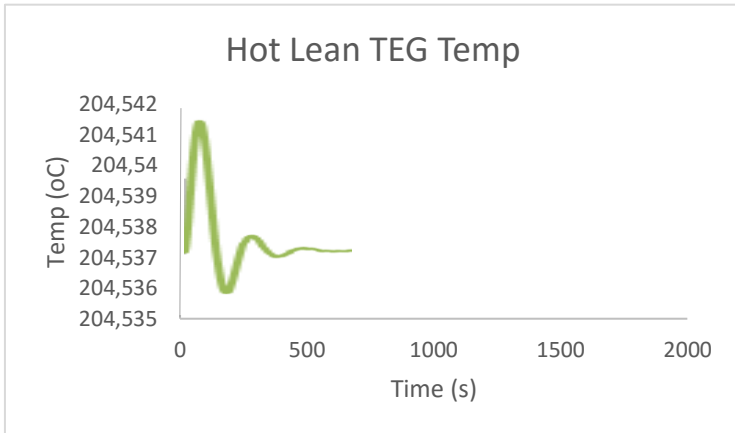
(b)

Gambar IV.7 Grafik *Flash Drum Level* (a)+10% disturbance (b)-10% disturbance

Pada alat TEG Flash Drum ini dikendalikan oleh controller LIC-100 bersifat *direct*, yang mana *controlled variable* berupa level TEG Separator dan *manipulated variable* berupa laju alir *to hot HE*. Dari **Gambar IV.7** dapat diketahui bahwa apabila komposisi air meningkat, level dalam TEG Flash Drum akan ikut meningkat. Hal ini dikarenakan aliran Lean TEG akan semakin besar sehingga akan meningkatkan level dan tekanan pada tangki flash drum. Sedangkan pada saat komposisi air turun 10% maka akan menurunkan level dan tekanan pada tangki. Pemberian *disturbance* +10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 30000 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 2,25. Sedangkan ketika -10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 5500 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 1,40. Jika dibandingkan, overshoot ketika komposisi diturunkan menghasilkan nilai lebih besar daripada ketika komposisi dinaikkan. Dari grafik tersebut dapat dilihat bahwa ketika pemberian *disturbance* $\pm 10\%$ komposisi *water* pada *sweet gas* tersebut, responnya akan berosilasi yang kemudian dapat kembali ke set point yang telah ditentukan.



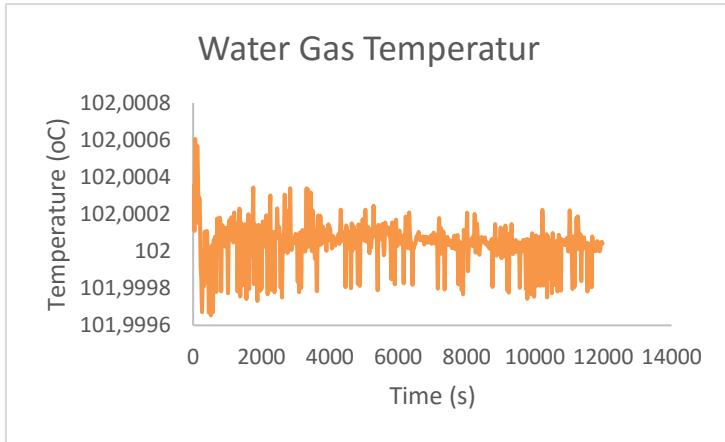
(a)



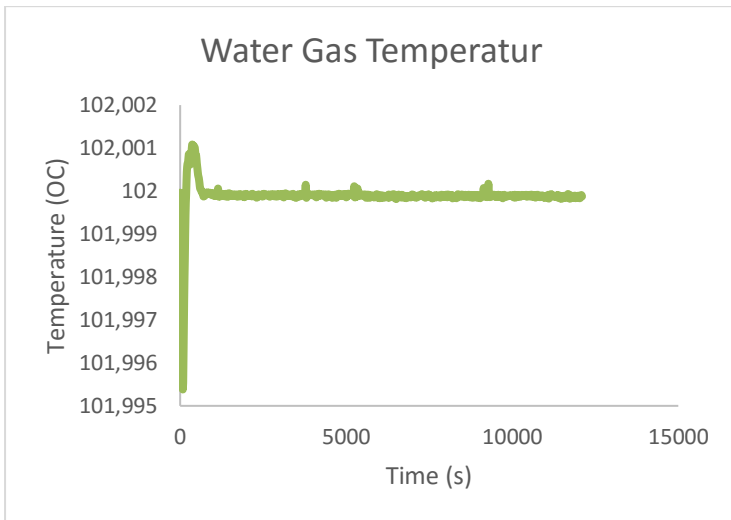
(b)

Gambar IV.8 Grafik Hot Lean TEG Temperature (a)+10% disturbance (b)-10% disturbance

Pada kolom Regenerator TEG ini dikendalikan oleh controller TIC-100 bersifat *reverse*, yang mana *controlled variable* berupa suhu *bottom product* kolom regenerator dan *manipulated variable* berupa *flow reboiler duty*. Dari **Gambar IV.8** dapat diketahui bahwa apabila komposisi air yang meningkat maka mengakibatkan penurunan suhu hot Lean TEG yang dikarenakan meningkatnya komposisi air pada aliran *feed* kolom regenerator tersebut. Begitu pula dengan sebaliknya. Sehingga untuk mengembalikan ke *set point* yang diinginkan, maka perlu meningkatkan reboiler *duty* yang dibutuhkan hingga suhu kembali ke *set point* yang diinginkan. Pemberian *disturbance* +10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 260 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 2,18. Sedangkan ketika -10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 510 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 2,61. Jika dibandingkan, overshoot ketika komposisi diturunkan menghasilkan nilai lebih besar daripada ketika komposisi dinaikkan. Dari grafik tersebut dapat dilihat bahwa ketika pemberian *disturbance* $\pm 10\%$ komposisi *water* pada *sweet gas* tersebut, responnya akan berosilasi yang kemudian dapat kembali ke *set point* yang telah ditentukan.



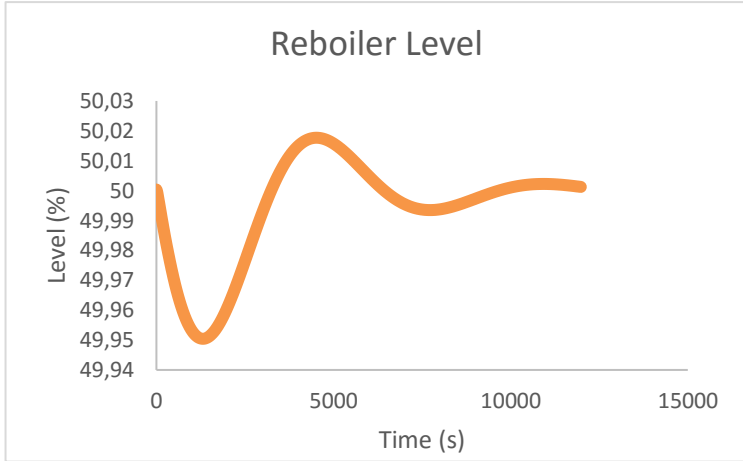
(a)



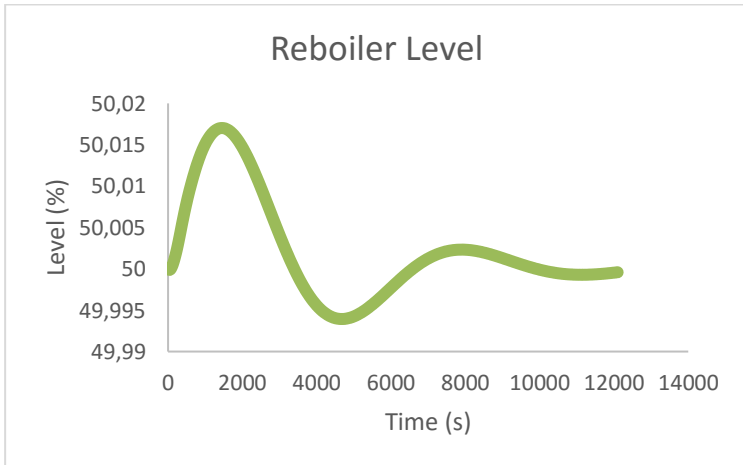
(b)

Gambar IV.9 Grafik *Water Gas Temperature*(a)+10%
disturbance (b)-10% *disturbance*

Pada kolom Regenerator TEG ini dikendalikan oleh controller TIC-102 bersifat *direct*, yang mana *controlled variable* berupa suhu *top product* kolom regenerator dan *manipulated variable* berupa *flow condenser duty*. Dari **Gambar IV.9** dapat diketahui bahwa apabila komposisi air yang meningkat maka mengakibatkan kebutuhan reboiler *duty* meeningkat, sehingga suhu kolom regenerator juga ikut meningkat. Begitu pula sebaliknya jika komposisi air menurun. Agar dapat dikembalikan ke *set point* yang diinginkan, maka perlu meningkatkan condenser *duty* hingga mencapai *set point* yang diinginkan. Pemberian *disturbance* +10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 12000 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 1,11. Sedangkan ketika -10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 9000 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 0,26. Jika dibandingkan, overshoot ketika komposisi diturunkan menghasilkan nilai lebih besar daripada ketika komposisi dinaikkan. Dari grafik dengan *disturbance* +10% komposisi *water* pada *sweet gas*, menunjukkan bahwa responnya beresilasi terus menerus yang membutuhkan waktu lama untuk mencapai stabil namun masih dapat kembali ke *set point*. Sedangkan *disturbance* -10% komposisi *water* pada *sweet gas*, menunjukkan respon yang beresilasi kemudian dapat stabil namun dengan deviasi sebesar 0,001.



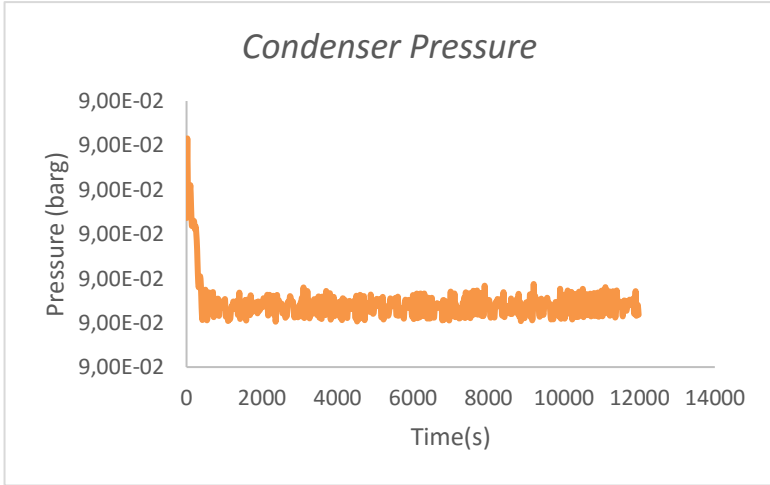
(a)



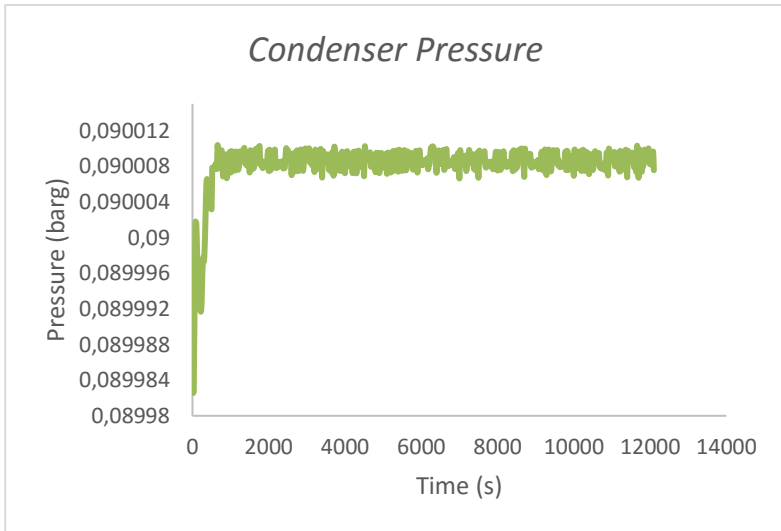
(b)

Gambar IV.10 Grafik *Reboiler Level*(a)+10% disturbance (b)-10% disturbance

Pada kolom reboiler regenerator dikendalikan oleh controller LIC-101 bersifat *direct*, yang mana *controlled variable* berupa level reboiler regenerator dan *manipulated variable* berupa laju alir *lean TEG*. Dari **Gambar IV.10** dapat diketahui bahwa apabila komposisi air yang meningkat maka air akan banyak yang teruapkam atau terbawa ke aliran *top product* sehingga menyebabkan level reboiler menjadi menurun. Begitu pula dengan sebaliknya. Maka untuk kembali ke set point yang diinginkan, perlu mengecilkan valve keluaran *bottom product* agar level reboiler menjadi normal kembali. Pemberian *disturbance* +10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 12000 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 0,36. Sedangkan ketika -10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 10100 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 2,485. Jika dibandingkan, overshoot ketika komposisi diturunkan menghasilkan nilai lebih besar daripada ketika komposisi dinaikkan. Dari grafik tersebut dapat dilihat bahwa ketika pemberian *disturbance* $\pm 10\%$ komposisi *water* pada *sweet gas* tersebut, responnya akan berosilasi yang kemudian dapat kembali ke *set point* yang telah ditentukan.



(a)



(b)

Gambar IV.11 Grafik Condenser Pressure (a)+10% disturbance (b)-10% disturbance

Pada kolom *condenser* regenerator, dikendalikan oleh controller PIC-100 bersifat *direct*, yang mana *controlled variable* berupa tekanan *condenser* regenerator dan *manipulated variable* berupa laju alir *water gas*. Dari **Gambar IV.11** dapat diketahui bahwa apabila komposisi air yang meningkat maka air akan banyak yang teruapkan atau terbawa ke aliran *top product* sehingga menyebabkan tekanan di *condenser* meningkat. Begitu pula dengan sebaliknya jika komposisi air menurun. Maka untuk kembali ke set point yang diinginkan, perlu mengecilkan valve keluaran *top product* agar *pressure condenser* menjadi normal kembali. Pemberian *disturbance* +10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 12000 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 0,36. Sedangkan ketika -10% komposisi *water* pada *sweet gas*, *Settling time* yang dibutuhkan ketika mulai osilasi hingga mendekati stabil adalah 12000 sekon dan dengan overshoot yang dihasilkan sebesar 0,31. Jika dibandingkan, overshoot ketika komposisi diturunkan menghasilkan nilai lebih besar daripada ketika komposisi dinaikkan. Dari grafik tersebut dapat dilihat bahwa ketika pemberian *disturbance* $\pm 10\%$ komposisi *water* pada *sweet gas* tersebut, responnya berosilasi terus-menerus dan sulit untuk mencapai stabil.

IV.6 Analisa Kandungan Air dan TEG Losses

Dalam *dehydration plant* ini ada dua unit yang dikendalikan yaitu unit dehidrasi dan unit regenerasi TEG. Hal penting yang perlu diperhatikan dalam gas dehidrasi ini yaitu *dry gas* yang tidak boleh melebihi 10 lb/mmscf. Karena *dry gas* tersebut berhubungan dengan proses pengolahan gas alam yang selanjutnya. Sementara kandungan TEG juga harus dapat diregenerasi semaksimal mungkin karena TEG tersebut digunakan kembali untuk proses absorpsi air di kolom *glycol contactor*.

Kandungan air pada *sweet gas* ketika awal masuk ke kolom *glycol contactor* yaitu sebesar 93 lb/MMSCF. Di kolom *glycol contactor* terjadi penyerapan air oleh absorbent TEG. Diharapkan banyak persentase air yang terserap oleh TEG tersebut. Setelah dilakukan pengendalian *dehydration plant*, kandungan *dry gas* stabil sebesar 8,3 lb/MMSCF. Hasil tersebut menunjukkan nilai yang sesuai dengan standart kandungan *dry gas* yaitu maksimal 10 lb/MMSCF.

Pada TEG regenerator, diharapkan dapat meregenerasi TEG sebanyak mungkin. Hasil pengendalian pada kolom regenerator menghasilkan TEG losses 0,07 gal/MMSCF. Hasil ini masih dapat diterima, karena standar maksimal TEG losses yang diinginkan yaitu 0,15 gal/MMSCF. TEG yang dapat diregenerasi mencapai 99,4%. Meskipun begitu, perlu adanya pemaksimalan TEG regenerasi lagi. Karena berdasarkan literatur, TEG dapat diregenerasi hingga 99,9%.

IV.7 Analisa Kinerja Controller

Setelah tahap pemberian disturbance yang menunjukkan keberhasilan PID controller dalam mengendalikan *dehydration plant* ini, kemudian dilakukan penilaian kinerja controller tersebut. Analisa kinerja controller yang terpasang di peralatan *dehydration gas plant* ini, untuk menentukan kecocokan suatu controller yang dipasang pada suatu proses atau sistem. Pada analisa kinerja controller ini, digunakan perhitungan digunakan perhitungan *Integral The Absolute Error* (IAE). Pemberian disturbance $\pm 10\%$ komposisi water, dengan menggunakan perhitungan IAE didapatkan hasil sebagai berikut:

Tabel IV.9 Tabel Hasil Perhitungan IAE

Controller	+10%	-10%
<i>PID controller</i>		
PIC -100	2,543E-5	2,672E-5
PIC-101	9,654E-5	0,0001
LIC-100	0,027	0,008
LIC-101	0,104	0,113
TIC-100	0,0024	0,0037
TIC-101	0,146	0,196

Dari hasil perhitungan IAE tersebut, dapat diketahui bahwa error yang dihitung tidak terlalu besar, sehingga pengendali dapat dianggap mampu mengendalikan *plant dehydration gas* dengan baik.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

V.1. Kesimpulan

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan, dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut

1. Simulasi steady state dan dinamik pada *plant Dehydration Gas* berhasil disimulasikan menggunakan *PID controller* dan diperoleh hasil yang sesuai dengan *plant*..
2. Pengendalian *PID controller* dengan pemberian *disturbance* komposisi H₂O menunjukkan respon yang dapat stabil setelah beresilasi, namun untuk pengendalian pada Condensor Pressure (PIC-100) dan Condensor temperature (TIC-102) sulit mencapai stabil.
3. Pengendalian *PID controller* dengan pemberian *disturbance* komposisi H₂O menghasilkan respon yang sesuai dengan setpoint, namun pada Condensor Pressure (PIC-100) dan Condensor temperature (TIC-102) terjadi offset, yang mana offset tersebut tidak terlampau besar.

V.II Saran

Saran untuk penelitian lanjut mengenai pengendalian dehidrasi ini adalah :

1. Melakukan percobaan menggunakan pengendalian yang lain untuk menurunkan nilai *overshoot* dan memperpendek waktu *settling time*..
2. Melakukan penelitian mengenai interaksi antara temperatur *condenser* dan *reboiler*.
3. Menambah atau mengganti *manipulated variable* dan *controlled variable*, sehingga diharapkan bisa memperbaiki kinerja *control* secara keseluruhan.

DAFTAR PUSTAKA

- Bahadori, A., and Vuthaluru, H. B. (2009). *Simple Methodology for Sizing of Absorbers for TEG (Triethylene Glycol) Gas Dehydration Systems*. Perth : Curtin University of Technology.
- Chen, Chau-Chyun and Mathias, Paul M. (1999). *Applied Thermodynamics For Process Modelling*. AiChe Journal.
- Christensen, D., L. (2009). *Gas Dehydration (Thermodynamic Simulation of The Water/Glycol Mixture)*. Thesis M.Sc. Aalborg University, Esbjerg.
- Cooper, D. J. (2004). *Practical Process Control*. Control Station LLC, Storrs.
- Desborough, L., Miller, R. (2001). *Increasing Customer Value Of Industrial Control Performance Monitoring*. Honeywell's Experience.
- Gandhidasan, P., Al-Farayedhi, A., A., Al-Mubarak, A., A. (2000). *Dehydration of Natural Gas Using Solid Desiccants*. Dhahran : King Fahd University of Petroleum and Minerals.
- Gas Processors and Suppliers Association. (2004). *GPSA Engineer Databook 12th edition*. Tulsa : Gas Processors and Suppliers Association.
- Gironi, F., M. Maschietti, V. Piemonte. (2012). *Modelling Triethylene Glycol – Water system for Natural Gas Dehydration*. Roma : Università degli Studi di Roma "La Sapienza".
- Huntman. (2007). *Technical Bulletin Triethylene Glycol (TEG)*. Huntmans enriching lives Through innovation.
- Kvamsdal, H. M., Jakobsen, J.P, & Hoff, K.A. (2009). *Dynamic Modeling and Simulation of a CO₂ Absorber Column for Post-Combustion CO₂ Capture*. Trondheim : Norwegian Science and Technology University.

- Nivargi, J. P. , Gupta, D. F. , Shaikh, S. J. , & Shah, K. T. (2005). *TEG Contactor for Gas Dehydration*. Mumbai : Jasubhai Media PVT Ltd.
- Lars Erik, & Selsto, Elisabeth Tyvand. (2002). *Process Simulation of Glycol Regeneration*. Bergen : GPA's Europe Meeting.
- Oyeneke, B.A., & Rochelle, G.T. (2007). *Alternative Stripper Configurations for CO₂ Capture by Aqueous Amine*. *AiChE Journal*.
- Polak, L. (2009). Modelling absorption drying of natural gas . *Petroleum Engineering and Applied Geophysics*
- Prosim. (2010). *ProSim Plus Application Example : Natural Gas Dehydration Unit with Triethylene Glycol*. Labège : ProSim.
- Saeid M, William Poe. (2010). *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, Gulf Professional Publishing, Oxford, UK
- Seborg, Dale E., Edgar, Thomas F., & Mellichamp, Duncan A. (2004). *Process and Dynamic Control, 2nd edition*. Singapore : John Wiley & Sons Inc.
- Tu, H., & Rinard, I.H. (2006). *ForeSee "A Hierarchical Dynamic Modelling and Simulation System for Complex Processes"*. *Computers & Chemical Engineering*.
- Hernandez, V. N., Valencia, Hlavinka, M. W., & Bullin, J. A. (1992). Design Glycol Units for Maximum Efficiency. *Research and Engineering*, 310-317.

APPENDIKS

Perhitungan Overshoot

1. Flash Drum Pressure

A. Disturbance +10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\begin{aligned}\% \text{ overshoot} &= \frac{a}{b} \\ &= \frac{\textit{Amplitudo Tertinggi} - \textit{Set point}}{\textit{Set Point} - \textit{Amplitudo Terendah}} \times 100\% \\ &= \frac{5.25047 - 5.25}{5.25 - 5.24945} \times 100\% \\ &= 85.45 \%\end{aligned}$$

B. Disturbance -10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\begin{aligned}\% \text{ overshoot} &= \frac{a}{b} \\ &= \frac{\textit{Amplitudo Tertinggi} - \textit{Set point}}{\textit{Set Point} - \textit{Amplitudo Terendah}} \times 100\% \\ &= \frac{5.25045 - 5.25}{5.25 - 5.2497} \times 100\% \\ &= 150 \%\end{aligned}$$

2. Flash Drum Level

A. Disturbance +10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\begin{aligned}\% \text{ overshoot} &= \frac{a}{b} \\ &= \frac{\textit{Amplitudo Tertinggi} - \textit{Set point}}{\textit{Set Point} - \textit{Amplitudo Terendah}} \times 100\%\end{aligned}$$

$$= \frac{97.018-97}{97-96.992} \times 100\%$$

$$= 225 \%$$

B. Disturbance - 10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\begin{aligned} \% \text{overshoot} &= \frac{a}{b} \\ &= \frac{\textit{Amplitudo Tertinggi} - \textit{Set point}}{\textit{Set Point} - \textit{Amplitudo Terendah}} \times 100\% \end{aligned}$$

$$= \frac{97.007-97}{97-96.995} \times 100\%$$

$$= 140 \%$$

3. Hot Lean TEG Temperature

A. Disturbance +10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\begin{aligned} \% \text{overshoot} &= \frac{a}{b} \\ &= \frac{\textit{Amplitudo Tertinggi} - \textit{Set point}}{\textit{Set Point} - \textit{Amplitudo Terendah}} \times 100\% \end{aligned}$$

$$= \frac{204.5405-204.53755}{204.53755-204.5362} \times 100\%$$

$$= 218.518 \%$$

B. Disturbance -10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\begin{aligned} \% \text{overshoot} &= \frac{a}{b} \\ &= \frac{\textit{Amplitudo Tertinggi} - \textit{Set point}}{\textit{Set Point} - \textit{Amplitudo Terendah}} \times 100\% \end{aligned}$$

$$= \frac{204.5417 - 204.53755}{204.53755 - 204.536} \times 100\%$$

$$= 267.74 \%$$

4. Water Gas Temperature

A. Disturbance +10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\% \text{ overshoot} = \frac{a}{b}$$

$$= \frac{\text{Amplitudo Tertinggi} - \text{Set point}}{\text{Set Point} - \text{Amplitudo Terendah}} \times 100\%$$

$$= \frac{102.0006 - 102.0001}{102.0001 - 101.99965} \times 100\%$$

$$= 111.1 \%$$

B. Disturbance - 10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\% \text{ overshoot} = \frac{a}{b}$$

$$= \frac{\text{Amplitudo Tertinggi} - \text{Set point}}{\text{Set Point} - \text{Amplitudo Terendah}} \times 100\%$$

$$= \frac{102.0013 - 102.0001}{102.0001 - 101.99955} \times 100\%$$

$$= 26.086 \%$$

5. Reboiler Level

A. Disturbance +10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\% \text{ overshoot} = \frac{a}{b}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{\textit{Amplitudo Tertinggi}-\textit{Set point}}{\textit{Set Point}-\textit{Amplitudo Terendah}} \times 100\% \\
&= \frac{50.018-50}{49.95-50} \times 100\% \\
&= 36 \%
\end{aligned}$$

B. Disturbance -10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\begin{aligned}
\% \textit{overshoot} &= \frac{a}{b} \\
&= \frac{\textit{Amplitudo Tertinggi}-\textit{Set point}}{\textit{Set Point}-\textit{Amplitudo Terendah}} \times 100\% \\
&= \frac{50.017-50}{49.993-50} \times 100\% \\
&= 242.85 \%
\end{aligned}$$

6. Reboiler Pressure

A. Disturbance +10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\begin{aligned}
\% \textit{overshoot} &= \frac{a}{b} \\
&= \frac{\textit{Amplitudo Tertinggi}-\textit{Set point}}{\textit{Set Point}-\textit{Amplitudo Terendah}} \times 100\% \\
&= \frac{50.018-50}{49.95-50} \times 100\% \\
&= 36 \%
\end{aligned}$$

B. Disturbance -10% komposisi water gas pada sweet gas

$$\% \textit{overshoot} = \frac{a}{b}$$

$$= \frac{\textit{Amplitudo Tertinggi} - \textit{Set point}}{\textit{Set Point} - \textit{Amplitudo Terendah}} \times 100\%$$

$$= \frac{0.0900054 - 0.09}{0.09 - 0.089983} \times 100\%$$

$$= 31.76 \%$$

BIODATA PENULIS

Penulis 1

Nama Lengkap : Nur Faizah
Tempat, tanggal lahir : Pekalongan , 26 Mei 1994
Agama : Islam
Alamat rumah : Ds. Langkap RT 02/01
Kedungwuni, Kab. Pekalongan
Alamat di Surabaya : Keputih 1 A gang nur hasyim
no. 29/34 Sukolilo, Surabaya
HP : 085742520644
Email : nurfaizah783@gmail.com

Riwayat Pendidikan

	Nama Sekolah / Institut	Jurusan	Periode
Perguruan Tinggi	Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya	S1 Teknik Kimia	2015 – 2017
DIII	Universitas Diponegoro Semarang	DIII Teknik Kimia	2012 - 2015
SMA	SMA N 1 Kedungwuni, Kab. Pekalongan	IPA	2009 – 2012
SMP	SMP N 1 Kedungwuni, Kab. Pekalongan	-	2006 – 2009
SD	SD N 1 Langkap	-	2000 - 2006

Pengalaman Organisasi dan Kerja Praktek :

- Sekretaris Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, 2017
- Staff Divisi Café Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, 2017
- Kerja Praktek PT. Petrokimia Gresik, Gresik- Jawa timur, 2017
- Kerja Praktek PT. Indocement Tunggul Prakarsa Citeureup, Bagor- Jawa Barat, 2015

BIODATA PENULIS

Penulis 2

Nama Lengkap : Liga Indriyani
NRP : 02211546000030
Tempat, tanggal lahir : Banyuwangi, 30 Januari 1994
Agama : Islam
Alamat rumah : Jl. Soekarno – Hatta, Desa
Bangorejo, RT 01 RW 04
Banyuwangi - Jawa timur
Alamat di Surabaya : Perum Bunyi Marina Emas, Jl.
Marina Emas Barat IV no. 48
No.HP : 082257589676
Email : ligaindriyani027@gmail.com

Riwayat Pendidikan

	Nama Sekolah / Institut	Jurusan	Periode
Perguruan Tinggi	Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya	S1 Teknik Kimia	2015 – 2017
DIII	Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya	DIII Teknik Kimia	2012 - 2015
SMA	SMA 1 Giri Banyuwangi	IPA	2009 – 2012
SMP	SMP 1 Bangorejo, Banyuwangi	-	2006 – 2009
SD	SD IV Kebondalem, Banyuwangi	-	2000 - 2006

Pengalaman Organisasi dan Kerja Praktek :

- Bendahara Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, 2017
- Staff Divisi Event Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, 2017
- Kerja Praktek PT.Semen Indonesia, 2017
- Staff PSDM BEM ITS 2014-2015