



**TUGAS AKHIR - TF 141581**

**OPTIMISASI TEKNO-EKONOMI *ADVANCED*  
*PROCESS CONTROL* PADA *PLANT* PEMURNIAN  
GAS ALAM**

Muhammad Nur Al Hadi  
NRP. 02311340000131

Dosen Pembimbing:  
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2018





**FINAL PROJECT - TF 141581**

**OPTIMIZATION OF TECHNO-ECONOMIC  
ADVANCED PROCESS CONTROL ON NATURAL  
GAS PURIFICATION PLANT**

Muhamhad Nur Al Hadi  
NRP. 0231134000131

*Advisor Lecturer:*  
Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

*DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS  
Faculty of Industrial Technology  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya 2018*



## **PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Muhammad Nur Al Hadi  
NRP : 02311340000131  
Jurusan/ Prodi : Teknik Fisika/ S1 Teknik Fisika  
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri  
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini saya menyatakan bahwa tugas akhir saya yang berjudul “OPTIMISASI TEKNO-EKONOMI *ADVANCED PROCESS CONTROL* PADA *PLANT* PEMURNIAN GAS ALAM” adalah bebas plagiasi. Apabila pernyataan ini terbukti tidak benar, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku. Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 20 januari 2018  
Yang membuat pernyataan,



Muhammad Nur Al Hadi  
NRP. 02311340000131



**LEMBAR PENGESAHAN**

**OPTIMISASI TEKNO-EKONOMI *ADVANCED PROCESS CONTROL* PADA *PLANT* PEMURNIAN GAS ALAM**

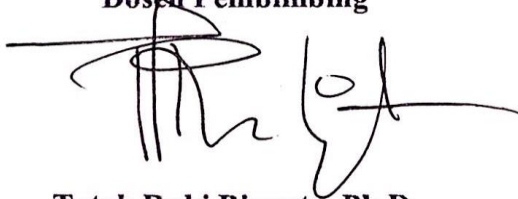
**TUGAS AKHIR**

**Oleh:**

**Muhammad Nur Al Hadi**  
**NRP. 0231134000131**

**Surabaya,**

**Menyetujui,  
Dosen Pembimbing**



**Totok Ruki Bivanto, Ph.D.**  
**NIPN. 19710702 199802 1 001**

**Mengetahui,  
Kepala Departemen  
Teknik Fisika FTI-ITS**



**Agus Muhammad Hatta, S.T., M.Si, Ph.D.**  
**NIPN. 19780902 200312 1 002**





## LEMBAR PENGESAHAN

# OPTIMISASI TEKNO-EKONOMI *ADVANCED PROCESS CONTROL* PADA *PLANT* PEMURNIAN GAS ALAM

## TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi  
Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

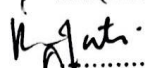
**Muhammad Nur Al Hadi**  
**NRP. 0231134000131**


Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D.
2. Dr. Katherin Indriawati, S.T.,M.T
3. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.kes
4. Gunawan Nugroho, Ph.D.

.....(Pembimbing)

.....(Ketua Penguji)

.....(Penguji I)

.....(Penguji II)

**SURABAYA**  
**20 JANUARI, 2018**



# OPTIMISASI TEKNO-EKONOMI *ADVANCED PROCESS CONTROL* PADA *PLANT* PEMURNIAN GAS ALAM

**Nama** : Muhammad Nur Al Hadi  
**NRP** : 02311340000131  
**Departemen** : Teknik Fisika FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

## ***Abstrak***

Menjaga kelestarian alam merupakan kewajiban bagi semua manusia, hingga sektor industri. Adapun salah satu implementasi dari norma *green* pada bidang industri adalah dengan mengurangi sisa produksi dan penggunaan sumber daya alam dalam bentuk apapun. Oleh karena itu, diperlukan penggunaan sumber daya alam yang bijak dengan cara meningkatkan efisiensi proses dengan meminimalisir bahan baku yang terbuang, energi dan meningkatkan laju produksi, salah satunya adalah dengan menggunakan *advanced process control* (APC). Adapun pada tugas akhir ini, mencoba meningkatkan efisiensi *plant* pemurnian gas alam di salah satu perusahaan gas alam di Jawa Timur, dengan memodelkan *plant* tersebut dalam bentuk simulasi dengan menerapkan metode APC pada simulasi di Aspen HYSYS 8.8 menggunakan *realtime optimization derivative optimizer*. Penerapan APC yang dilakukan dengan menambahkan modul *analyzer* gas pada ketiga *stream* produk etana, propana dan butana, guna menjaga konsistensi komposisi produk yang sudah ditetapkan. Adapun dampak penggunaan APC dibandingkan dengan metode kontrol *existing* pada *plant*, yaitu menghasilkan perubahan karakteristik respon komposisi yang dihasilkan berupa penurunan *settling time* pada *deethanizer* selama 83 menit, *depropanizer* selama 107 menit dan *debuthanizer* selama 132 menit. Untuk *maximum overshoot* terjadi penurunan pada *deethanizer* sebesar 0.66%, *depropanizer* sebesar 8.42%, *debuthanizer* sebesar 6.61%. Sehingga, pada laju produk terjadi

peningkatan sebesar 1.47% pada etana, 1.03% propana dan 1.14% pada butana, serta penurunan penggunaan energi sebanyak 545827 kJ/h. Adapun dampak penerapan APC pada *plant* pemurnian gas alam di salah satu perusahaan gas alam di Jawa Timur dari aspek ekonomi yang dihasilkan, yaitu adanya penurunan biaya dari penggunaan energi sebesar 5.22 USD/h dan peningkatan pendapatan dari laju produksi sebesar 632.65 USD/h, sehingga didapatkan *profit* sebesar 637 USD/h.

**Kata Kunci:** *Advanced process control*, Aspen HYSYS, Norma *green*, dan Pengolahan gas alam.

**OPTIMIZATION OF TECHNO-ECONOMIC ADVANCED  
PROCESS CONTROL ON NATURAL GAS PURIFICATION  
PLANT**

**Name** : Muhammad Nur Al Hadi  
**NRP** : 02311340000131  
**Department** : Teknik Fisika FTI-ITS  
**Supervisor** : Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

***Abstract***

*Preserving nature is a duty to all human beings, to the industrial sector. One of the implementation of the green norm in the industrial field is to reduce the remaining production and use of natural resources in any form. Therefore, it is necessary to use wise natural resources by increasing process efficiency by minimizing waste, energy and increasing production rate, one of them is by using advanced process control (APC). In this final project, try to increase efficiency of natural gas purification plant in one of natural gas company in east java by modeling the plant in the form of simulation by applying APC method to simulation in Aspen HYSYS 8.8 using realtime optimization derrivative optimizer. APC application is carried out by adding gas analyzer modules to the three streams of ethane, propane and butane products, in order to maintain consistency of established powder compositions. The impact of APC usage compared with the existing control method in the plant, which resulted in changes in the composition response characteristics resulting in decreasing settling time on the deethanizer for 83 minutes, depropanizer for 107 minutes and debutant for 132 minutes. For maximum overshoot there was a decrease in the deethanizer by 0.66%, depositories by 8.42%, debutant of 6.61%. Thus, at a product rate an increase of 1.47% in ethane, 1.03% propane and 1.14% in butane, as well as a decrease in energy use*

*by 545827 kj/h. The impact of APC application on natural gas purification plant in one of natural gas company in East Java from economic aspect that resulted from the cost reduction of energy usage of 5.22 USD/h and the increase of income from the production rate of 632.65 USD/h, profit of 637 USD/h.*

***Key note : Advanced process control, Aspen HYSYS, Green norma and Natural gas purification***

## KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis sampaikan kepada Allah SWT, karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kemudahan dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir ini, sehingga penulis mampu menyelesaikan laporan tugas akhir yang berjudul:

### **“OPTIMISASI TEKNO-EKONOMI *ADVANCED PROCESS CONTROL* PADA *PLANT* PEMURNIAN GAS ALAM”**

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam program studi S-1 Teknik Fisika FTI-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Agus Muhammad Hatta, ST, Msi, Ph.D. selaku Ketua Departemen Teknik Fisika FTI-ITS Surabaya. Serta Bapak/Ibu dosen pengajar di Departemen Teknik Fisika –ITS.
2. Totok Ruki Biyanto, Ph.D. selaku dosen pembimbing tugas akhir, yang selalu sabar memotivasi dan membimbing penulis untuk menyelesaikan tugas akhir ini di Jurusan Teknik Fisika FTI-ITS Surabaya.
3. Dr. rer.nat. Ir. Aulia M. T. Nasution, Msc. selaku dosen wali, yang selalu memberikan motivasi dan bimbingan untuk penulis selama kuliah di Teknik Fisika FTI-ITS Surabaya.
4. Kedua orang tua dan keluarga yang selalu tulus dan ikhlas menyayangi, mengajarkan, mendidik, memotivasi, mendoakan, serta banyak kebaikan yang tidak mungkin penulis tuliskan seluruhnya, sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
5. Audria Aliza Setio Utari, selaku teman terdekat penulis yang selalu memberikan motivasi dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
6. Seluruh rekan-rekan mahasiswa seperjuangan satu almamater, khususnya Frian, Arsa, Adista, Yelinda, Hafisyah, dkk.

7. Seluruh Asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol atas segala bantuannya.
8. Seluruh pihak-pihak yang tidak dapat disebutkan satu - persatu, terima kasih atas bantuannya.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima. Semoga laporan ini dapat berguna dan bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya, 20 januari 2018  
Penulis



## DAFTAR ISI

|  |     |
|--|-----|
| HALAMAN JUDUL .....  | i   |
| HALAMAN JUDUL .....  | iii |
| PERNYATAAN BEBAS PLAGIASI.....                                     | v   |
| LEMBAR PENGESAHAN .....  | vii |
| Abstrak .....  | xxi |
| <i>Abstract</i> .....  | xxi |
| KATA PENGANTAR .....   | xv  |
| DAFTAR GAMBAR.....   | xix |
| DAFTAR TABEL .....   | xxi |
| BAB I PENDAHULUAN.....   | 1   |
| 1.1 Latar Belakang .....   | 1   |
| 1.2 Rumusan Masalah.....   | 4   |
| 1.3 Tujuan .....   | 4   |
| 1.4 Lingkup kerja .....  | 5   |
| BAB II DASAR TEORI.....  | 7   |
| 2.1 Sensor dan <i>Transmitter</i> .....                            | 7   |
| 2.2 Valve dan <i>Kontrol Valve</i> .....                           | 8   |
| 2.3 Asesoris Instrumentasi.....                                    | 9   |
| 2.4 <i>Proportional Integral Derivative (PID) Controller</i> ..... | 12  |
| 2.5 <i>Distributed Control System (DCS)</i> .....                  | 12  |
| 2.6 <i>Process Information System</i> .....                        | 13  |
| 2.7 Advanced Process Control (APC) .....                           | 14  |
| 2.7.1 Teknik <i>Advanced Process Control (APC)</i> .....           | 14  |
| 2.7.2 Strategi APC .....   | 17  |
| 2.8 Training .....   | 21  |
| 2.9 Perpipaan.....   | 21  |
| 2.9.1 Pipa.....  | 21  |
| 2.9.2 kompresor .....  | 22  |

|         |  |    |
|---------|--|----|
| 2.9.3   | Pompa.....   | 23 |
| 2.10    | <i>Plant</i> Pemurnian Gas Alam.....   | 26 |
| 2.11    | <i>Capital Expenditure</i> (CAPEX) dan <i>Operational Expenditure</i> (OPEX). .... | 28 |
| 2.11.1  | <i>Capital Expenditure</i> (CAPEX).....  | 29 |
| 2.11.2  | <i>Operational Expenditure</i> (OPEX).....   | 30 |
| 2.12    | <i>Net Present Value</i> (NPV).....  | 31 |
| 2.13    | <i>Return of Investment</i> (ROI).....   | 32 |
| 2.14    | <i>Total Annual Cost</i> (TAC).....  | 32 |
| BAB III | METODOLOGI PENELITIAN .....  | 35 |
| 3.1     | Sistem yang Dikaji .....   | 36 |
| 3.2     | Pengumpulan Data .....   | 36 |
| 3.3     | Pemodelan unit-unit operasi.....   | 43 |
| 3.4     | Validasi .....   | 43 |
| 3.5     | Perancangan APC dan Instrumentasi .....  | 44 |
| 3.6     | Penyusunan dan Penulisan Laporan. ....   | 47 |
| BAB IV  | HASIL DAN PEMBAHASAN .....   | 49 |
| 4.1     | Pemodelan Plant dan Validasi .....   | 49 |
| 4.1.1   | Pemodelan Plant Pemurnian Gas Alam .....   | 49 |
| 4.1.2   | Validasi Hasil Pemodelan .....   | 52 |
| 4.2     | Performansi Sebelum dan Sesudah Pemasangan APC ..                                  | 54 |
| 4.3     | Perhitungan <i>Total Annual Cost</i> .....   | 62 |
| 4.4     | Perhitungan NPV dan ROI.....   | 62 |
| BAB V   | KESIMPULAN DAN SARAN .....   | 65 |
| 5.1     | KESIMPULAN.....  | 65 |
| 5.2     | SARAN.....   | 66 |

## DAFTAR GAMBAR

|                    |  |    |
|--------------------|--|----|
| <b>Gambar 2. 1</b> | <i>Hook up Drawing</i> .....                                       | 10 |
| <b>Gambar 2. 2</b> | Skematik Sistem DCS [9] .....                                      | 13 |
| <b>Gambar 2. 3</b> | Diagram Blok <i>Feedforward</i> Kontroler [10].....                | 15 |
| <b>Gambar 2. 4</b> | Diagram Blok <i>Feedback</i> Kontroler [10] .....                  | 16 |
| <b>Gambar 2. 5</b> | Blok Diagram <i>Cascade Control</i> [10].....                      | 17 |
| <b>Gambar 2. 6</b> | Struktur Dasar <i>MPC</i> [6].....                                 | 19 |
| <b>Gambar 2. 7</b> | <i>Plant</i> Pemurnian Gas Alam [14].....                          | 28 |
| <b>Gambar 3. 1</b> | Skematik Metodologi Penelitian.....                                | 35 |
| <b>Gambar 3. 2</b> | PFD Kolom <i>Deethanizer</i> .....                                 | 36 |
| <b>Gambar 3. 3</b> | PFD Kolom <i>Depropanizer</i> .....                                | 37 |
| <b>Gambar 3. 4</b> | PFD Kolom <i>Debuthanizer</i> .....                                | 37 |
| <b>Gambar 4. 1</b> | Simulasi Kolom <i>Deethanizer</i> dengan Aspen<br>HYSYS 8.8. ....  | 49 |
| <b>Gambar 4. 2</b> | Simulasi Kolom <i>Depropanizer</i> dengan Aspen<br>HYSYS 8.8 ..... | 50 |
| <b>Gambar 4. 3</b> | Simulasi Kolom <i>Debuthanizer</i> dengan Aspen<br>HYSYS 8.8 ..... | 51 |
| <b>Gambar 4. 4</b> | Respon Komposisi Etana .....                                       | 55 |
| <b>Gambar 4. 5</b> | Respon Komposisi Propana .....                                     | 55 |
| <b>Gambar 4. 6</b> | Respon Komposisi Butana.....                                       | 55 |
| <b>Gambar 4. 7</b> | Karakteristik Respon Komposisi Etana.....                          | 58 |
| <b>Gambar 4. 8</b> | Karakteristik Respon Komposisi Propana.....                        | 58 |
| <b>Gambar 4. 9</b> | Karakteristik Respon Komposisi Butana .....                        | 59 |



## DAFTAR TABEL

|                    |   |    |
|--------------------|---|----|
| <b>Tabel 3. 1</b>  | Data Spesifikasi Kolom <i>Deethanizer</i> .....                           | 38 |
| <b>Tabel 3. 2</b>  | Besaran Fisis Terukur pada Kolom <i>Deethanizer</i> .....                 | 39 |
| <b>Tabel 3. 3</b>  | Spesifikasi Beban Kolom <i>Deethanizer</i> .....                          | 39 |
| <b>Tabel 3. 4</b>  | Data Spesifikasi Kolom <i>Depropanizer</i> .....                          | 40 |
| <b>Tabel 3. 5</b>  | Besaran Fisis Terukur pada Kolom <i>Depropanizer</i> ....                 | 40 |
| <b>Tabel 3. 6</b>  | Spesifikasi Beban Kolom <i>Depropanizer</i> .....                         | 41 |
| <b>Tabel 3. 7</b>  | Spesifikasi Kolom <i>Debuthanizer</i> .....                               | 41 |
| <b>Tabel 3. 8</b>  | Besaran Fisis Terukur pada Kolom <i>Debuthanizer</i> ....                 | 42 |
| <b>Tabel 3. 9</b>  | Spesifikasi Beban Kolom <i>Debuthanizer</i> .....                         | 42 |
| <b>Tabel 3. 10</b> | Nilai <i>Root Means Square Error</i> Untuk Setiap Fungsi Transfer. ....   | 46 |
| <b>Tabel 4. 2</b>  | Hasil Validasi <i>Bottom Deethanizer</i> .....                            | 52 |
| <b>Tabel 4. 3</b>  | Hasil Validasi <i>Destillate Depropanizer</i> .....                       | 52 |
| <b>Tabel 4. 4</b>  | Hasil Validasi <i>Bottom Depropanizer</i> .....                           | 53 |
| <b>Tabel 4. 5</b>  | Hasil Validasi <i>Destillate Debuthanizer</i> .....                       | 53 |
| <b>Tabel 4. 6</b>  | Hasil Validasi <i>Bottom Debuthanizer</i> .....                           | 53 |
| <b>Tabel 4. 7</b>  | Daftar Instrumentasi <i>Existing</i> .....                                | 54 |
| <b>Tabel 4. 8</b>  | Karakteristik Respon Menggunakan Metode PID .....                         | 56 |
| <b>Tabel 4. 9</b>  | Laju Aliran dengan Metode PID .....                                       | 56 |
| <b>Tabel 4.10</b>  | Penggunaan Energi <i>Plant</i> Pemurnian Gas Alam dengan Metode PID ..... | 57 |
| <b>Tabel 4.11</b>  | Daftar Penambahan Instrumentasi .....                                     | 57 |
| <b>Tabel 4.12</b>  | Karakteristik Respon Komposisi Menggunakan Metode APC .....               | 59 |
| <b>Tabel 4.13</b>  | Laju Aliran dengan Metode APC .....                                       | 60 |
| <b>Tabel 4.14</b>  | Penggunaan Energi <i>Plant</i> Pemurnian Gas Alam dengan Metode APC. .... | 60 |
| <b>Tabel 4.15</b>  | Hasil Produksi dan Biaya Operasi .....                                    | 61 |



# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Norma *green* adalah norma global yang diacu pada semua aspek kehidupan terutama di dunia industri. Norma *green* mensyaratkan agar dunia industri turut serta menjaga kelestarian alam titipan anak cucu dan sekaligus meningkatkan profit perusahaan [1]. Untuk itu, dunia industri harus mengoperasikan pabriknya secara efisien dalam pemakaian bahan baku dan energi. Peningkatan efisiensi bisa dilakukan dengan mengaplikasikan proses integrasi, dimana material yang tidak memenuhi kualitas akan dipergunakan kembali (*material recycle*) dan energi yang terbuang harus direkoveri. Hal ini akan membuat proses semakin kompleks, dimana kegagalan sebuah peralatan proses (unit operasi) akan berakibat pada perfomansi keseluruhan pabrik. Kekomplekan proses ini mengharuskan pengaplikasian proses kontrol dan optimisasi yang handal. Proses kontrol dan optimisasi terdiri dari *optimizer*, strategi kontrol, kontroler dan instrumen yang ada di lapangan.

*Optimizer* berfungsi merubah *setpoint* kontroler agar proses produksi menghasilkan produk sebanyak-banyaknya, kualitas yang terjaga dan pemakaian energi yang serendah-rendahnya. Strategi kontrol berfungsi sebagai koordinator antar kontroler baik berupa kontrol *feed foward* yang mengurangi dampak negatif antar variabel proses, kontrol *cascade* untuk mempercepat respon dan selebihnya merupakan penyalarsan proses variabel atau aksi kontrol berupa kontrol rasio, kontrol *split range* dan kontrol *override*. Kontroler yang banyak dipakai untuk kepentingan performansi sebuah proses variabel biasanya adalah kontroler *Proportional Integral Derrivative* (PID), sedangkan untuk kontrol sekuensial dan

kepentingan *safety* biasanya dipakai kontroler *Programmable Logic Control* (PLC). Untuk kepentingan pengukuran, penyimpanan */record*, indikator, *alarm*, kontrol dan aktuasi diperlukan instrumen-instrumen yang sesuai.

Dunia industri minyak dan gas merupakan sektor bisnis yang masih menjadi primadona industri disebabkan kebutuhan energi yang terus meningkat dan keberadaannya belum dapat digantikan dengan yang lain. Selain itu, keterbatasan penelitian dan pengaplikasian dibidang tersebut masih belum dapat direalisasikan karena ketidakpastian dari penentuan sumber energi fosil dengan tepat. Akan tetapi, penggunaan energi fosil memiliki kendala dalam hasil pembakarannya yang dapat menimbulkan efek rumah kaca atau *global warming* terutama minyak dan batu bara. Berbeda dari minyak dan batu bara, sumber energi fosil berupa gas memiliki hasil pembakaran paling bersih. Gas alam terdiri dari senyawa hidrokarbon, seperti metana, etana, propana, dan dalam bentuk fraksi berat lainnya. Untuk mendapatkan fraksi gas tersebut, diperlukan proses fraksinasi pada kolom destilasi berdasarkan perbedaan titik didih. Adapun pabrik yang terdiri dari pemrosesan fraksinasi adalah *plant* pemurnian gas alam. Pemrosesan fraksinasi terdiri dari komponen-komponen yang sangat kompleks, sehingga diperlukan pengendalian yang dapat membuat interaksi proses satu dengan lainnya mencapai kestabilan. Kestabilan sistem operasi berpengaruh pada hasil produksi yang berbanding lurus dengan biaya pengeluaran dan berbanding terbalik dengan *profit*.

Dalam mencapai kestabilan sistem operasi dan mendapatkan peningkatan laju produksi pada proses fraksinasi memerlukan suatu struktur dan strategi kontrol lebih lanjut atau dengan menggunakan *Advanced Process Control* (APC). Pada Penerapan APC pada kolom destilasi akan menghasilkan dampak baik dengan penurunan terjadinya penyimpangan pada proses



variabel dan mempersingkat respon sistem menuju *steady-state* [2]. Adapun dampak dari beberapa penerapan APC pada bidang industri khususnya pada sistem *plant* destilasi menunjukkan berkurangnya konsumsi energi, meningkatkan kemurnian dari sebuah produk dan meminimalisir biaya operasi [3]. Dengan menerapkan APC pada *plant*, akan menghasilkan dampak baik yang dalam pengurangan masalah yang timbul dalam *loop* kontrol dan aktifnya alarm[2]. Penerapan APC juga dapat menyebabkan peningkatan efisiensi produksi dari proses yang beroperasi dengan aman pada sejumlah kapasitas yang melebihi kemampuan pengendalian lapisan kontrol *regulatory* akibat penetapan *constraint* atau batasan dari lapisan kontrol *supervisory*. Penerapan APC juga dapat meningkatkan nilai produk yang didaur ulang dan mengurangi fluktuasi kualitas produk. Selain itu, dapat memaksimalkan pemulihan proses menjadi lebih baik, sehingga dapat menghasilkan produk yang lebih bernilai dan menguntungkan. Adapun pada beberapa *plant* yang memproduksi satu variasi produk seringkali dapat meningkatkan laju umpan *feed* dan menghasilkan kualitas produk dengan baik. Selain itu, penerapan APC dapat mengurangi konsumsi energi dengan adanya *monitoring* proses dan manajemen energi yang digunakan, serta penggunaannya di dalam *plant*, sehingga menghasilkan biaya operasi dari suatu produksi[2]. Penerapan APC juga pada beberapa *plant* mampu beroperasi lebih stabil dan menjadikan *plant* lebih baik dengan identifikasi dan respon yang cepat pada suatu *disturbance*. Adapun pengaruh *disturbance* dapat dikurangi dengan penentuan variabel proses dan teknik kontrol. Dengan penerapan APC dapat menghasilkan peningkatan efisiensi produksi akibat berkurangnya penyimpangan yang signifikan dari kondisi operasi rata-rata dan juga mempersingkat waktu produksi, sehingga memperlambat *failure rate* suatu komponen pada *plant*[2]. Penerapan APC pada berbagai *plant* meningkatkan

kinerja antar kontrol *regulatory*, hingga dapat mengurangi biaya operasi[4].

Pada tugas akhir ini akan menerapkan APC pada *plant* pemurnian gas alam di salah satu perusahaan gas di Jawa Timur. Adapun penggunaan APC pada tugas akhir ini, diharapkan dapat menjadikan bahan baku dan energi yang tersedia bisa diolah secara optimal, sehingga menghasilkan produk sebanyak-banyaknya dengan kualitas yang baik. Beberapa desain instrumen *existing* akan dikaji ulang dan dipertimbangkan dengan penambahan teknik, strategi dan desain kontrol menggunakan APC, serta beberapa terapan prosedur pengendalian *plant* secara menyeluruh [5].

### **1.2 Rumusan Masalah**

Berdasarkan latar belakang di atas, maka permasalahan yang akan diangkat dalam tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Bagaimana menerapkan APC pada *plant* pemurnian gas alam di salah perusahaan gas di Jawa Timur, ditinjau dari sisi pemilihan instrumen dan *total annual cost*.
2. Bagaimana dampak penerapan APC pada *plant* pemurnian gas alam di salah perusahaan gas di Jawa Timur dari sisi keteknikan dan ekonomi.

### **1.3 Tujuan**

Tujuan dilakukan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Menerapkan APC pada *plant* pemurnian gas alam di salah perusahaan gas di Jawa Timur, ditinjau dari sisi pemilihan instrumen dan *total annual cost*.
2. Mengetahui dampak penerapan APC pada *plant* pemurnian gas alam di salah satu perusahaan gas di Jawa Timur dari sisi keteknikan dan ekonomi.

#### 1.4 Lingkup kerja

Adapun batasan masalah dalam penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Analisa proses *plant* pemurnian gas alam di salah satu perusahaan gas di Jawa Timur, meliputi tiga kolom *deethanizer*, *depropanizer* dan *debuthanizer*.
2. merancang sistem instrumentasi dan kontrol berdasarkan APC yang diterapkan.
3. Analisa tekno-ekonomi pada laju produk dan energi pada sistem *plant* pemurnian gas alam.
4. Adapun perancangan sistem instrumentasi dan kontrol dikaitkan dengan tekno-ekonomi berdasarkan *capital expenditure* dan *operational expenditure*.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB II DASAR TEORI

### 2.1 Sensor dan *Transmitter*

Sensor merupakan peralatan yang digunakan untuk mengukur besaran secara fisis dari suatu lingkungan. Perubahan besaran dapat terukur setiap satuan waktu yang kemudian diubah ke dalam bentuk sinyal atau informasi secara mekanik atau elektrik. Sinyal *output* dari sensor harus dapat ditransmisikan tanpa batasan jarak. Adapun sinyal yang diperoleh pada umumnya akan diubah kebentuk standar dengan menggunakan *transmitter* dalam *range* 4-20 mA atau 3-15 psi. Akurasi dan presisi diperlukan dalam proses pengukuran yang dapat disesuaikan dengan standar internasional, seperti ISA (Instrumentation, System, and Automation), MCCA (Measurement, Control, and Automation Association) [6]. Sistem pengukuran merupakan hal yang penting pada *plant*, karena dalam perubahan variabel fisis yang terukur menunjukkan kondisi dari suatu *plant*-nya. Adapun karakteristik dinamik yang dimiliki suatu *plant* dapat ditunjukkan dengan *time constant*, *dead time* dan *natural harmonic*. Selain itu, dalam meminimalisir dinamika pengukuran, masing-masing *loop* kontrol ini dirancang untuk menyimpan beberapa variabel proses penting seperti tekanan, aliran, tingkat, suhu, dan lain-lain dalam rentang operasi yang diperlukan untuk memastikan kualitas produk akhir. kategori besaran fisis atau variabel proses secara umum adalah sebagai berikut:

#### 1. Tekanan

Tekanan atau *pressure* merupakan besaran fisis yang menggambarkan gaya per satuan luas dari suatu zat yang terukur. Adapun beberapa sensor yang digunakan dalam mengukur *pressure* diantaranya adalah *orifice meter*, *strain gauges*, *diaphragm elements*, dan lain sebagainya.

## 2. Temperatur

Temperatur merupakan besaran fisis yang menggambarkan panas atau dinginnya suatu zat pada suatu *plant*. Sensor yang digunakan dalam mengukur temperatur adalah *thermocouples*, *Termometer resistance*, *pyrometer*, *bypass chamber* dan lain sebagainya.

## 3. *Level*

Pada umumnya *level* merupakan besaran fisis yang menggambarkan ketinggian permukaan suatu cairan pada suatu ruang atau tempat tertentu. Adapun beberapa sensor yang umum digunakan dalam pengukuran *level* adalah *float-actuated*, *displacer*, metode elektrik, dan lain sebagainya.

## 4. *Flow*

*Flow* merupakan quantifikasi pergerakan suatu fluida pada suatu ruang. Sensor yang biasa digunakan dalam pengukuran *flow* diantaranya, yaitu *oriface plate*, vorteks meter, *electromagnetic* meter, turbin meter, *positive-displacement* meter, *flowmeter* massa dan lain sebagainya.

## 5. Analitikal

Variabel analitikal merupakan besaran fisis yang dapat diukur dengan analisa lebih lanjut dengan menggunakan *analyzer*. Adapun beberapa properti yang dapat diukur, seperti komposisi, pH, *moisture*, dan lain sebagainya.

## 2.2 **Valve dan Kontrol Valve**

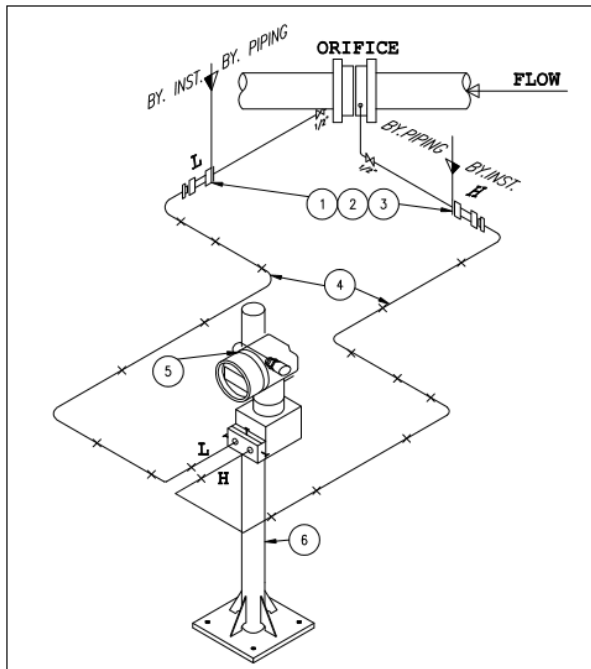
Kontrol *Valve* adalah salah satu komponen terpenting pada manufaktur modern saat ini. Kontrol *valve* yang dipilih dan dipelihara dengan baik akan meningkatkan efisiensi, keamanan, profitabilitas, dan ekologi. Kontrol *valve* terdiri dari *valve body*, *trim*, *seat*, dan aktuator. *Valve body* adalah batas tekanan utama

*valve* yang juga menjadi tempat penghubung pipa, jalur aliran fluida, dan mendukung permukaan dudukan dan bagian penutup *valve*. *Trim* adalah komponen internal pada *valve* yang memodulasi aliran dari fluida yang dikontrol. Seat adalah area kontak yang membentuk *valve shut-off*. Aktuator adalah sebuah perangkat bertenaga pneumatik, hidrolik, atau listrik yang memasok tekanan dan gerak untuk membuka dan menutup *valve*. Hampir seluruh kasus proses pada *plant*, pemilihan *valve* berdasarkan karakteristik tidak berdampak dengan konsekuensi yang serius. Akan tetapi, dalam kasus tersebut ada beberapa yang perlu diperhatikan dalam pemilihan dari ketiga jenis *valve* berdasarkan karakteristik pada proses, sebagai berikut:

- i. Proses yang memiliki *time-constant* pendek, seperti kontrol aliran, kontrol *pressure*, dan kontrol temperatur berdasarkan pencampuran panas dan dingin.
- ii. *Loop* kontrol yang dikendalikan berdasarkan kontroler proporsional dengan *high-gain*.
- iii. Proses dengan variasi *flow rate* kurang dari dua dibanding satu.

### **2.3 Asesoris Instrumentasi**

Asesoris instrumentasi merupakan peralatan yang digunakan untuk menunjang sistem instrumentasi dapat terhubung dengan sistem perpipaan. adapun beberapa asesoris instrumentasi meliputi peralatan seperti Gambar 2.1 dibawah ini.



**Gambar 2.1** *Hook up Drawing*

- **Gasket**

Gasket seperti pada nomer 1 dari Gambar 2.1 merupakan suatu barang yang digunakan sebagai pelapis antar sambungan peralatan agar terhindar dari kebocoran. Adapun gasket secara umum terbuat dari tiga jenis material, yaitu metal, *non-metal* dan polimer.
- **Baut**

Baut seperti pada nomer 2 dari Gambar 2.1 adalah suatu alat yang umumnya berbentuk seperti tabung, dengan alur heliks pada permukaannya. Adapun baut memiliki fungsi sebagai pengikat antara dua benda. Secara umum, sudut ulir pada baut



mengacu pada standar Amerika dan *british.*, 60 derajat untuk sudut ulit standar Amerika dan 55 derajat *british.*

- **Mur**  
Mur seperti pada nomer 2 dari Gambar 2.1 merupakan suatu alat seperti lubang dengan alur helikal yang dipasangkan dengan baut, sehingga saling mengikat dan mengencangkan satu sama lainnya. Adapun secara umum, sudut ulir mur mengacu pada standar yang digunakan oleh baut, sehingga tidak terjadi kelonggaran bila dipasang bersamaan.
- ***Flange Mounting Kit***  
*Flange mounting kit* seperti pada nomer 3 dari Gambar 2.1 merupakan suatu alat yang digunakan untuk mengikat peralatan satu dengan lainnya.
- **Tubing**  
Tubing seperti pada nomer 4 dari Gambar 2.1 merupakan suatu pipa kecil yang biasa digunakan untuk mengalirkan fluida dari pipa menuju perlatan instrumentasi, seperti *transmitter.*
- ***Stanchion***  
*Stanchion* seperti pada nomer 6 dari Gambar 2.1 merupakan suatu alat yang digunakan untuk menyangga suatu *transmitter,* guna memudahkan *transmitter* dan sistem perpipaan.
- ***Fitting***  
*Fitting* merupakan suatu alat yang menyambungkan antar pipa. Selain itu, *fitting* memiliki fungsi sesuai dari desainnya, seperti mengubah arah, memperbesar, meperkecil aliran dan lain-lain. Adapun beberpa jenis dari *fitting* adalah *elbow, tee, reducer, stub-in, cap* dan lain sebagainya.

## 2.4 *Proportional Integral Derivative (PID) Controller*

Kontroler PID merupakan sebuah kontroler yang digunakan dalam proses kontrol sebuah *plant*, untuk memproses sebuah sistem umpan balik atau *feedback control*. PID digunakan untuk meminimalisir *error* yang dihasilkan dari perbedaan nilai set point dengan variabel proses yang terukur. Nilai *error* yang didapatkan akan mempengaruhi aksi kontrol yang akan diberikan pada aktuator dengan kalkulasi dari algoritma PID, sebagai berikut [7][8]:

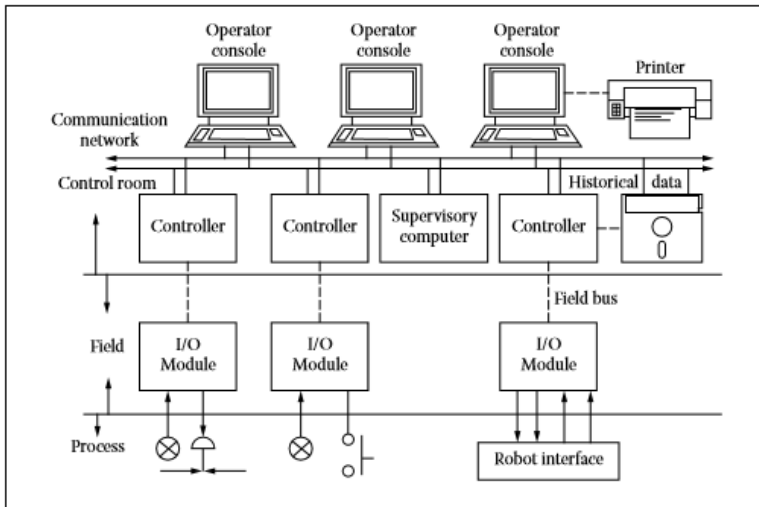
$$u(t) = K_p (e(t) + \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) \cdot dt + T_d \frac{de}{dt}) \quad (3.1)$$

Dimana:

|        |   |                      |
|--------|---|----------------------|
| $K_p$  | = | Gain proporsional    |
| $T_d$  | = | Waktu diferensial    |
| $T_i$  | = | Waktu integral       |
| $e$    | = | Error                |
| $u(t)$ | = | Output kontroler PID |

## 2.5 *Distributed Control System (DCS)*

DCS merupakan suatu sistem kontrol terpusat yang digunakan dalam mendistribusikan sinyal-sinyal menuju kontroler untuk mengendalikan dan *monitoring* variabel proses pada suatu *plant*. Dengan terhubungnya seluruh kontroler dengan DCS, maka akan memudahkan komunikasi satu dengan lainnya. Secara umum, DCS terdiri dari dari *Field Control Station (FCS)*, *Human Interface Station (HIS)* dan *Engineering Work Station (EWS)*. Selain itu, DCS juga memiliki karakteristik dalam *selftuning*, *self-diagnosing*, dan optimisasi [9], adapun skematik dari DCS adalah sebagai berikut:



**Gambar 2. 2** Skematik Sistem DCS [9]

## 2.6 *Process Information System*

*Process information system* merupakan sebuah sistem yang digunakan untuk mengolah informasi atau data yang diterima dari suatu proses pengukuran pada *plant* ke dalam bentuk yang berbeda, sehingga dapat digunakan dalam pengolahan data lebih lanjut, seperti pengolahan secara statistik maupun algoritma. Kualitas *process information system* sangat berpengaruh dengan performansi sebuah *plant* karena berhubungan dengan profit yang didapatkan [*data reconciliation & gross error detection*]. Adapun perlunya *process information system* dilakukan untuk meminimalisir kesalahan pengukuran, seperti kesalahan secara acak (*random error*) dan sistematis (*gross error*).

- Eror acak  
Eror acak merupakan kesalahan pengukuran yang terjadi bila pada kondisi variabel fisis suatu *plant* diatur sama, maka hasil pengukurannya berbeda-beda. Kesalahan pengukuran seperti ini disebabkan oleh beberapa faktor, seperti fluktuasi

daya listrik, transmisi jaringan dan sinyal konversi *noise*, penyaringan *input* analog, berubahnya kondisi ambien dan lain sebagainya.

- **Erur Sistematik (*gross error*)**  
Erur sistematik merupakan kesalahan pengukuran yang terjadi secara tidak acak, kesalahan pengukuran ini akan terjadi berulang kali dengan instrumen yang sama pada satu kondisi. Erur sistematik terjadi disebabkan oleh beberapa faktor yang berpengaruh dari instrumen, seperti performansi yang menurun, tidak terkalibrasi, adanya korosi pada sensor dan lain sebagainya.

Kesalahan pengukuran yang terjadi harus dadapat diatas agar proses pengolahan data selanjutnya dapat berlangsung dengan baik. Oleh karena itu, dibutuhkan cara yang tepat dalam mengatasi permasalahan tersebut dengan menggunakan teknik data rekonsiliasi dan data validasi.

## **2.7 *Advanced Process Control (APC)***

APC merupakan penerapan dari beberapa pilihan dan tambahan dasar proses kontrol. Penerapan tersebut mengacu pada beberapa teknik dan penggunaan dari berbagai strategi. Adapun penerapan APC bertujuan untuk memudahkan operasi sistem, kontrol dan otomasi guna mencapai kinerja *plant* yang lebih optimal dari segi ekonomi [10].

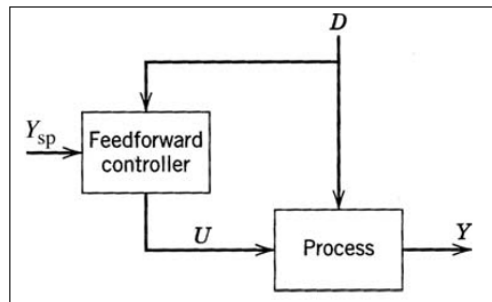
### **2.7.1 Teknik *Advanced Process Control (APC)***

Proses kontrol menggunakan *single-loop* untuk pengolahan erur menjadi aksi kontrol pada suatu proses tidak akan berjalan dengan baik apabila beberapa karakteristik dinamika proses lambat, adanya *time delay*, seringnya terjadi *disturbance*, dan interaksi multivariabel. Oleh karena itu, diperlukan beberapa teknik APC dalam

mengatasi karakteristik proses yang ada di lapangan, adapun diantaranya adalah sebagai berikut [10]:

a. Kontrol *feedforward*

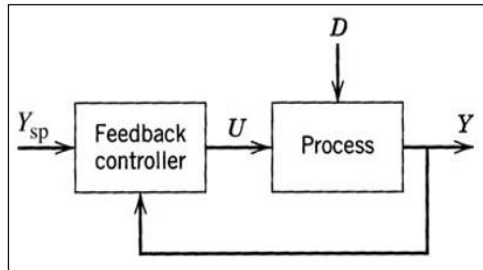
Kontrol *feedforward* merupakan sebuah sistem kontrol yang digunakan untuk memberikan hasil pengukuran sebuah *disturbance* yang kemudian akan dibandingkan dengan *setpoint*, sehingga menghasilkan sebuah *ouput* aksi kontrol dari kontroler untuk aktuator.



**Gambar 2. 3** Diagram Blok *Feedforward* Kontroler [10]

b. Kontrol *feedback*

Kontrol *feedback* merupakan sebuah sistem kontrol yang digunakan untuk memberikan hasil pengukuran berupa variabel proses yang kemudian akan dibandingkan dengan *setpoint*, sehingga menghasilkan sebuah *output* aksi kontrol dari kontroler untuk aktuator.



**Gambar 2. 4** Diagram Blok *Feedback* Kontroler [10]

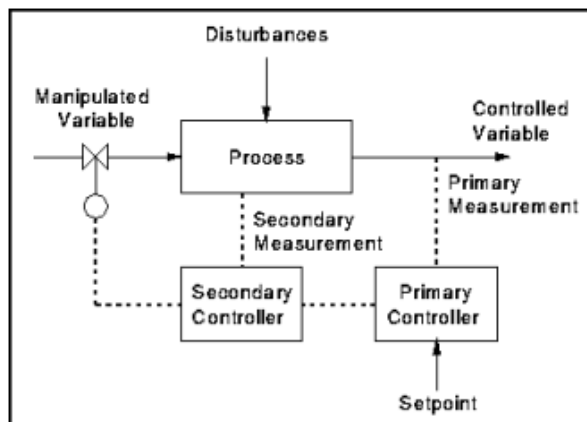
c. *Design based on material and energy balances*

Pada hukum kekekalan massa, jumlah massa suatu material yang diolah akan sama dengan sejumlah massa yang dihasilkan. Menurut kekekalan energi, jumlah yang masuk dan keluar pun akan sama, akan tetapi energi akan terkonversi menjadi bentuk energi lainnya sesuai kuantitas yang diberikan.

d. *Kontrol Cascade*

Kontrol *cascade* atau kontrol bertingkat adalah sistem pengendalian yang dapat dilakukan oleh sistem kontrol terdistribusi dimana hal ini diperlukan pada suatu *loop* kontrol yang membutuhkan satu sistem pengendalian yang bertingkat. Dimana, *control cascade* memiliki minimal dua buah *loop* pengendalian yakni: *loop* pengontrol primer atau master; dan *loop* pengendalian sekunder atau *slave loop* dimana master bertindak sebagai pengontrol pertama sedangkan *slave* bertindak sebagai pengendali kedua yang mendapat sinyal *input remote* dari *master loop*. Sebagai contoh adalah kontrol laju aliran yang sering menjadi kontroler sekunder bagi kontroler yang lainnya. *Loop* primer seperti

temperatur, level, ataupun tekanan. Penerapan di kilang adalah bagian *boiler*, kolom distilasi, *heat exchanger*. Berikut ini adalah contoh blok diagram suatu sistem control bertingkat dimana terdapat *primary control* sebagai pengontrol utama dan *secondary control* sebagai pengendali kedua.



**Gambar 2. 5** Blok Diagram *Cascade Control* [10]

### 2.7.2 Strategi APC

Penerapan APC dalam proses kontrol pada suatu *plant* dapat diterapkan dengan beberapa strategi. Adapun beberapa strategi APC diantaranya adalah sebagai berikut:

a. *Model Predictive Control* (MPC)

Penggunaan *model predictive control* disesuaikan dengan sistem yang akan dikendalikan. Menurut hubungan antara *input* dan *output*, sistem dibagi menjadi dua jenis, yaitu linier dan tidak linier. Penggunaan sistem di industri, seperti pada sistem kolom destilasi diperlukan pengendalian yang kompleks. Penggunaan *model predictive control* ditujukan untuk mencapai kestabilan dan pelacakan

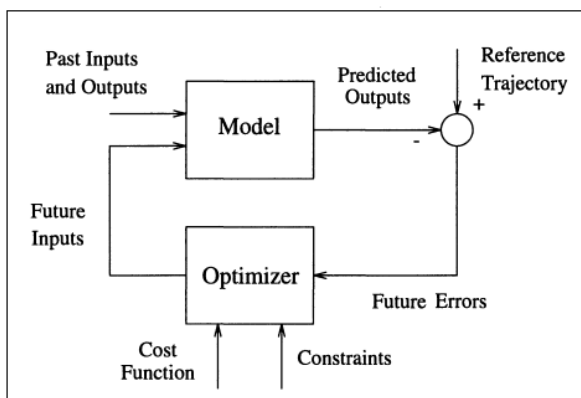
masalah pada sistem. Adapun *output* yang dihasilkan adalah sebuah nilai *gain* atau  $K$ . Nilai *gain* yang merupakan hasil prediksi dari *model prediction control* digunakan untuk mempengaruhi besarnya *manipulated variable* dalam mencapai nilai *setpoint*. Adapun strategi *model prediction control* adalah sebagai berikut [11]:

- I. *Output* yang diprediksi berada pada *horizon N* yang disebut dengan *prediction horizon*. *Output* yang diprediksi pada *horizon N* berada pada waktu pencuplikan menggunakan model proses. Prediksi *output* bergantung pada nilai *input-output* sebelumnya, dan bergantung pada sinyal kendali berikutnya yang kemudian akan dikirim ke sistem serta dilakukan perhitungan.
- II. Sejumlah sinyal kendali dihitung berdasarkan kriteria optimisasi untuk menjaga sebuah proses agar sedekat mungkin dengan trayektori acuan. Umumnya kriteria optimisasi diambil dari fungsi kuadratik *error* antara prediksi sinyal *output* dan prediksi trayektori acuan. Solusi eksplisit didapatkan dari fungsi objektif jika kriteria optimisasi tersebut termasuk dalam model kuadratik, linear, dan tidak ada *constraint*. Sinyal pengendalian diberikan pada sistem di waktu yang akan datang dengan perhitungan berdasarkan *set point* yang ditetapkan. Selain itu, umumnya *set point* yang ditetapkan tersebut diambil dari fungsi kuadratik *error*, antara nilai prediksi sinyal *output* dan nilai *output* acuan. Jika kriteria optimisasi tersebut tidak terpenuhi, maka diperlukan



penerapan metode optimisasi iteratif dalam penyelesaiannya.

- III. sinyal pengendalian dikirim menuju proses, sedangkan hasil prediksi sinyal pengendalian selanjutnya diabaikan, karena pada waktu pencuplikan berikutnya sudah diketahui nilainya. Kemudian langkah pertama diulang dengan nilai *output* baru, dan ketiga tahapan ini berulang secara berurutan. Kemudian dengan adanya nilai *output* yang baru, maka dilakukan perhitungan yang berbeda dengan nilai *output* sebelumnya menggunakan konsep *receding horizon*.



**Gambar 2. 6** Struktur Dasar MPC [6]

b. *Real-Time Optimization (RTO)*

RTO merupakan suatu strategi kontrol yang digunakan untuk meningkatkan performansi suatu proses secara iteratif berdasarkan fungsi objektif, dengan menggunakan data pengukuran. Sebelum menerapkan RTO pada rangkaian sistem kontrol, diperlukan beberapa langkah sebagai berikut:

- Menentukan *degree of freedom* (DOF) sistem, dengan memperhatikan aspek keamanan, kualitas produk, dan laju produksi yang akan dicapai.
- Adanya kenaikan profit yang signifikan setelah ditentukan *degree of freedom* sistem.
- Seringnya terjadi *disturbance* pada kondisi operasi *plant*.

Adapun fungsi utama RTO pada sistem kontrol suatu *plant* adalah sebagai berikut:

- Deteksi *steady-state*  
RTO membantu sistem kontrol pada suatu *plant* yang dirancang agar sistem operasi selalu berada pada kondisi *steady-state* dan akan terus bekerja dalam mencapai kondisi tersebut.
- Rekonsiliasi/estimasi paramter  
RTO mengumpulkan kondisi operasi terbaru serta rekonsiliasi model *plant* secara keseluruhan, kemudian menentukan parameter-parameter terbaru.
- Optimisasi  
RTO mengumpulkan *constraint* yang digunakan dan menyelesaikan masalah terkait optimisasi untuk mendapatkan *setpoint* yang optimal, sehingga menghasilkan profit yang lebih menguntungkan.
- Memperbaharui *setpoint*  
RTO menerapkan *setpoint* baru yang didapatkan dari pengolahan data terbaru dari pengukuran, kondisi operasi, dan *constraint* pada sistem kontrol

## 2.8 Training

*Training* atau pelatihan adalah wadah program-program yang dilaksanakan oleh perusahaan untuk memperbaiki kemampuan melaksanakan pekerjaan secara individual maupun kelompok berdasarkan jenjang jabatan dalam perusahaan. Yaitu dengan proses melengkapi para pekerja dengan keterampilan khusus atau kegiatan yang membantu para pekerja dalam memperbaiki pelaksanaan pekerjaan yang tidak efisien untuk meningkatkan mutu dan optimalisasi dalam mencapai tujuan yang ditargetkan. Pelatihan dan pengembangan juga ditujukan untuk mempertahankan dan meningkatkan prestasi kerja para pekerja. Pelatihan ditujukan untuk meningkatkan prestasi kerja saat ini, sedangkan pengembangan ditujukan untuk meningkatkan prestasi saat ini dan masa datang.

## 2.9 Perpipa

Perpipaan merupakan kesatuan peralatan yang dapat memberikan dampak mengalirnya suatu fluida [12]. Adapun beberapa contoh bagian-bagian dari perpiaan adalah sebagai berikut:

### 2.9.1 Pipa

Pipa merupakan suatu penghubung antara berbagai peralatan proses satu dengan lainnya pada suatu *plant*. Selain itu, pipa merupakan media mengalirnya fluida untuk dipindahkan dari satu tempat ke tempat lainnya. Performansi pipa haruslah disesuaikan dengan karakteristik fluida yang akan dialirkan agar tidak terjadi kendala, seperti korosi, kebisingan, getaran, pecah dan lainnya. Di sisi lain, performansi pipa juga dipengaruhi oleh lingkungan sekitar, seperti perbedaan musim. Oleh karena itu, pentingnya pemilihan material guna mendapatkan performansi pipa yang baik. Adapun material yang digunakan untuk mendesain suatu pipa berdasarkan standar dapat menggunakan

acuan, seperti ASME B31. Standar tersebut menjelaskan secara umum material logam yang digunakan, seperti konstruksi logam, baja karbon, baja tahan karat, dupleks, tembaga dan jenis lainnya.

### 2.9.2 kompresor

Kompresor merupakan suatu peralatan mekanik yang berfungsi meningkatkan tekanan fluida gas atau udara. Perbedaan tekanan yang terjadi akan membuat gas dapat mengalir pada pipa. Adapun secara umum, jenis-jenis kompresor dibagi menjadi dua, yaitu

#### a. Kompresor Dinamik

- Kompresor sentrifugal

Kompresor sentrifugal adalah kompresor yang dinamis. Kompresor ini memiliki aliran fluida yang mengalir secara terus menerus, yang menerima energi dari impeler *integral shaft*. Energi ini berubah menjadi tekanan-sebagian di impeler dan sebagian lainnya di bagian *diffuser*. Gaya sentrifugal yang dihasilkan oleh impeler ini akan mempercepat aliran *fluida* udara (gaya kinetik) yang kemudian diubah menjadi peningkatan potensi tekanan (gaya tekan) dengan memperlambat aliran melalui diffuser tersebut.

- Kompresor aksial

Kompresor aksial adalah kompresor yang berputar secara dinamis dengan menggunakan serangkaian kipas *airfol* sehingga menekan aliran fluida. Aliran udara yang masuk ke dalam kompresor akan mengalir keluar secara cepat tanpa perlu dilemparkan ke samping seperti prinsip kerja kompresor sentrifugal. Kompresor aksial pada umumnya digunakan pada pembangkit listrik skala kecil dan lainnya.

b. Kompresor *displacement* (perpindahan positif)

- Kompresor piston/*reciprocating*

Kompresor ini memanfaatkan perpindahan piston yang didorong oleh poros engkol untuk memampatkan udara, aliran keluar konstan pada kisaran tekanan pengeluaran tertentu. Kompresor jenis ini dibedakan menjadi dua jenis, yaitu kompresor piston kerja tunggal dan kompresor piston kerja ganda.

- Kompresor ulir putar (*rotary*)

Kompresor ulir putar merupakan jenis kompresor dengan mekanisme putar perpindahan positif. Kompresor jenis ini cenderung digunakan untuk mengganti kompresor piston apabila diperlukan udara bertekanan dan volume yang lebih tinggi.

### 2.9.3 Pompa

Pompa adalah jenis mesin fluida yang digunakan untuk memindahkan fluida melalui pipa dari satu tempat ke tempat lain (sebagai contoh misalnya air dari *aquifer* bawah tanah ke tangki penyimpanan air) dan dapat pula digunakan untuk mensirkulasikan cairan sekitar sistem (sebagai contoh misalnya air pendingin atau pelumas yang melewati mesin-mesin pada peralatan) [13]. Dalam menjalankan fungsinya tersebut, pompa mengubah energi gerak poros menjadi energi tekana pada fluida. Pompa dibedakan menjadi pompa dinamik dan perpindahan positif (*positive displacement*).

a. Pompa Dinamik

Pompa dinamik merupakan suatu pompa yang memiliki elemen utama sebuah motor dengan sudu impeler berputar dengan kecepatan tinggi. Fluida masuk dipercepat oleh impeler yang menaikkan kecepatan fluida maupun tekanannya dan melemparkan keluar volut. Prinsip kerja dari pompa dinamik yaitu impeler yang berputar akan mengubah

energi kinetik menjadi tekanan atau kecepatan yang diperlukan untuk memompa fluida. Pompa dinamik dibedakan menjadi dua, yakni: pompa sentrifugal dan pengaruh khusus.

- Pompa sentrifugal  
Pompa Sentrifugal merupakan pompa yang sangat umum digunakan untuk pemompaan air dalam berbagai penggunaan industri. Prinsip kerja dari pompa sentrifugal ini adalah fluida dipaksa menuju impeler (bagian dari pompa yang berputar, mengubah tenaga mesin menjadi tenaga kinetik) oleh tekanan atmosfer/tekanan buatan. Baling-baling impeler meneruskan energi kinetik ke fluida, sehingga menyebabkan fluida berputar lalu meninggalkan impeler pada kecepatan tinggi. Impeler tersebut dikelilingi oleh *volute casing* (bagian dari pompa yang diam, mengubah tenaga kinetik menjadi ke bentuk tekanan) yang akan mengubah *head kinetic* yang berupa kecepatan buang tinggi menjadi *head* tekanan sebelum fluida meninggalkan pipa keluaran pompa. Pompa sentrifugal dibedakan menjadi 3 jenis, yaitu: pompa radial, pompa aksial (*propeller*), dan pompa *mixed flow* (aliran campur).
  
- b. Pompa Perpindahan Positif (*Positive Displacement Pump*)  
Pompa perpindahan positif yaitu pompa yang bekerja menghisap zat cair, kemudian menekan zat cair tersebut, selanjutnya zat cair dikeluarkan melalui katup atau lubang keluar. Pompa perpindahan positif digunakan secara luas untuk pemompaan fluida selain air, biasanya fluida kental. Pompa perpindahan positif digolongkan berdasarkan cara perpindahannya, yakni: pompa *reciprocating* dan pompa *rotary*.
- Pompa *reciprocating*, digunakan jika perpindahan dilakukan oleh maju mundurnya jarum piston. Pompa *reciprocating*

hanya digunakan untuk pemompaan cairan kental dan sumur minyak. Pompa ini menggunakan energi mekanik dari penggerak pompa yang diubah menjadi energi aliran dengan menggunakan elemen bolak-balik (*reciprocating*) yang ada di dalam silinder dan digunakan pada perbedaan ketinggian yang tidak terlalu besar antara *suction* dan *discharge*.

- Pompa *Rotary*, digunakan jika perpindahan dilakukan oleh gaya putaran sebuah gir, *cam* atau baling-baling dalam sebuah ruangan bersekat pada *casing* yang tetap. Pompa *rotary* selanjutnya digolongkan sebagai gir dalam, gir luar, lobe, dan baling-baling dorong. Pompa rotary dipergunakan secara luas untuk cairan, *slurries*/bubur, dan pasta. Dapat dipergunakan untuk cairan dengan kekentalan rendah hingga tinggi, tekanan rendah hingga tinggi dan pilihan kapasitas aliran yang beragam. Aliran yang dihasilkan kontinyu dibandingkan dengan pompa resiprokating.

#### c. *Fitting*

*Fitting* merupakan suatu alat yang menyambungkan antar pipa. Selain itu, *fitting* memiliki fungsi sesuai dari desainnya, seperti mengubah arah, memperbesar, meperkecil aliran dan lain-lain. Adapun beberapa jenis dari *fitting* adalah *elbow*, *tee*, *reducer*, *stub-in*, *cap* dan lain sebagainya.

#### d. *Flange*

*Flange* merupakan suatu alat yang digunakan untuk menyambungkan pipa dengan pipa, *valve* dan peralatan lainnya pada sistem perpipaan. Adapun beberapa jenis *flange* diantaranya sebagai adalah *weldneck*, *slip-on*, *threaded*, *socket*, *reducer* dan *blind*. Penyambungan suatu peralatan, seperti pipa dengan *flange* akan disesuaikan dengan spesifikasi ukuran yang sama antar keduanya sesuai dari beberapa standar yang digunakan. Adapun standar yang

digunakan diantaranya seperti ASME, ANSI, BS10 dan lain-lain.

## 2.10 *Plant* Pemurnian Gas Alam

*Plant* pemurnian gas alam merupakan sebuah *plant* yang mengolah gas alam menjadi produk berdasarkan perbedaan titik didihnya. Adapun gas alam tersebut akan diolah sedemikian rupa, sehingga terpisah dari senyawa  $H_2S$  dan  $CO_2$ . Senyawa tersebut harus dipisahkan dari gas, karena akan menyebabkan gangguan pada peralatan terjadinya korosi. Selain itu, untuk mencegah terjadinya pembentukan es pada proses kondensasi, diperlukan proses pemisahan gas dengan air atau proses lainnya, seperti disebut dengan proses *dehydration*. Setelah  $H_2S$ ,  $CO_2$  dan air dihilangkan, maka proses selanjutnya memasuki tahap fraksinasi. Proses ini bertujuan untuk mendapatkan produk yang diinginkan sesuai komposisi gas, seperti etana, metana, propana, butana maupun fraksi berat lainnya. Proses fraksinasi menjadi inti dari pengolahan pada *plant* pemurnian gas alam untuk mendapatkan produk dengan kemurnian gas yang diinginkan. Adapun beberapa komponen utama dari proses fraksinasi *plant* pemurnian gas alam adalah sebagai berikut [14]:

### a. *Deethanizer*

Kolom *deethanizer* merupakan suatu peralatan proses yang memisahkan kandungan gas etana menjadi *distillate*, sehingga kandungan gas dengan komposisi yang lebih berat akan menjadi *bottom*.

### b. *Depropanizer*

Kolom *depropanizer* merupakan suatu peralatan proses yang memisahkan campuran gas. Gas yang diolah berasal dari hasil *bottom* kolom *deethanizer*. Pada kolom ini, gas propana akan terpisah menjadi *distillate* dan komposisi yang lebih berat akan menjadi *bottom*.

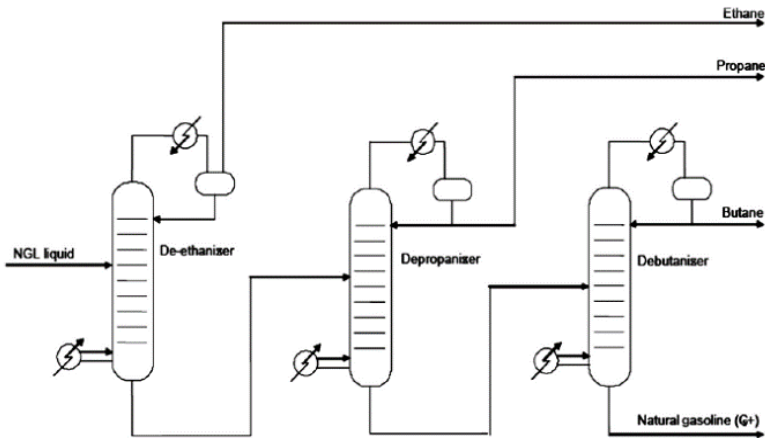


c. *Debuthanizer*

Kolom *debuthanizer* merupakan peralatan proses pengolahan gas yang dikirim dari kolom *depropanizer*. Kolom *debuthanizer* digunakan untuk memisahkan campuran gas guna mendapatkan gas butana menjadi *destillate*. Kandungan gas dengan komposisi yang lebih berat, seperti nafta akan menempati bagian kolom paling bawah, kemudian menjadi *bottom*.

Adapun ketiga peralatan proses tersebut merupakan jenis dari kolom destilasi. Kolom destilasi banyak digunakan dalam industri kimia dan perminyakan untuk memisahkan komponen-komponen kimia yang tercampur menjadi bagian yang lebih murni. Pada kolom destilasi terjadi proses pemisahan komponen kimia berdasarkan pada perbedaan volalitas atau kecenderungan untuk menguap. Misalnya, campuran metanol dan air dapat dipisahkan dengan proses distilasi, karena metanol lebih mudah menguap dibandingkan dengan air. Pada kolom destilasi, komponen yang lebih mudah menguap atau lebih ringan akan menguap terlebih dahulu dan kemudian akan dikeluarkan dari bagian atas kolom. Bagian yang lebih sukar menguap akan tetap berada di bagian bawah kolom dan dikeluarkan melalui bawah kolom. Produk yang dikeluarkan dari bagian atas kolom disebut dengan "*destillate*" atau produk atas, dan produk yang dikeluarkan dari bagian bawah kolom disebut dengan "*bottoms*" atau produk bawah. Laju aliran produk yang dihasilkan biasanya dinotasikan dengan  $D$  dan  $B$  dalam satuan mols/min. Fraksi produk dari komposisi untuk "*destillate*" dinotasikan dengan  $y_D$  dan  $x_b$  untuk produk bawah. Selain itu, perlunya panas yang diberikan di dalam proses *reboiler* guna menguapkan beberapa cairan dibagian bawah kolom. Laju panas yang diberikan atau *heat-transfer rate* dinotasikan dengan  $q_R$  dengan satuan unit energi dibagi dengan waktu. *Destillate* dalam bentuk uap akan diubah menjadi bentuk cair pada penukar panas *heat* dan *shel*, yang disebut dengan proses kondensasi. Laju

pertukaran panas pada proses kondensasi dinotasikan dengan  $q$ , dalam satuan pcu/hr. Cairan yang dihasilkan pada proses kondensasi kemudian dialirkan menuju *reflux drum*, cairan ini yang disebut dengan produk destilasi atau *distillate*. Adapun dalam beberapa kasus, beberapa cairan dikembalikan menuju bagian atas *tray* kolom destilasi yang disebut cairan *reflux* dengan notasi  $L_o$  dalam satuan mols/min. Adapun secara umum *plant* pemurnian gas alam dapat digambarkan sebagai berikut:



**Gambar 2. 7** *Plant* Pemurnian Gas Alam [14]

### 2.11 *Capital Expenditure (CAPEX) dan Operational Expenditure (OPEX).*

Ekonomi Teknik merupakan suatu kegiatan pada suatu pabrik dalam mencapai suatu keuntungan yang sebesar-besarnya. Dalam suatu pendirian pabrik baru diperlukan sejumlah modal atau *capital investment* guna mendirikan atau mengoperasikannya dengan tujuan menghasilkan suatu produk dalam kapasitas produksi tertentu. Adapun persamaan untuk mendapatkan *capital investment* dengan menggunakan metode *unit-cost estimate* sebagai berikut [15]:

$$C_n = \left[ \sum (E + E_L) + \sum (f_x M_x + f_y M_L) + \sum f_e H_e + \sum f_d d_n \right] (f_F) \quad (3.2)$$

Dimana:

- $C_n$  = *Capital expenditure*
- $E$  = Harga peralatan
- $E_L$  = Biaya buruh untuk pemasangan peralatan
- $f_x$  = Harga material
- $M_x$  = Jumlah spesifik material
- $f_y$  = Jumlah buruh untuk spesifik material
- $M_L$  = Biaya buruh setiap jam untuk spesifik material
- $H_e$  = Harga pekerja *engineering* setiap jam
- $f_e$  = Harga engineering setiap unit
- $f_d$  = Harga setiap gambar atau spesifikasi
- $d_n$  = Jumlah gambar atau  $\frac{\text{spesifikasi}}{\text{unit}}$
- $f_F$  = Faktor harga konstruksi atau lahan, >1

Selain itu, secara umum terdapat dua jenis modal atau *capital investment* sebagai berikut[16]:

### 2.11.1 *Capital Expenditure* (CAPEX)

CAPEX adalah yaitu suatu modal atau uang yang dianggarkan untuk mendirikan suatu pabrik yang terdiri dari *manufacturing* dan *non manufacturing*. CAPEX terdiri dari:

- Biaya Langsung (*Direct cost*)  
 Modal dianggarkan untuk pembelian atau pengadaan peralatan proses produksi, meliputi:
  - *Purchased equipment*
  - *Purchased equipment installation*
  - Instrumentasi dan kontrol
  - Perpipaian

- Electrical dan material
- Building
- Yard improvement
- Service facilities
- Tanah
- Biaya Tak Langsung (*Indirect cost*)  
 Modal yang dikeluarkan untuk konstruksi pabrik, *overhead* konstruksi dan bagian-bagian pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan pengadaan peralatan proses produksi. Adapun *indirect cost*, meliputi:
  - Biaya teknik *Engineering and supervision cost* adalah biaya untuk pembuatan desain mulai dari studi awal, pra studi kelayakan, studi kelayakan, biaya perencanaan dan biaya pengawasan selama waktu pelaksanaan konstruksi.
  - *Construction expenses*
  - *Contractor's fee*
  - Kemungkinan atau hal yang tak terduga (*Contingency*) adalah biaya langsung yang dapat dikelompokkan menjadi tiga bagian, biaya atau pengeluaran yang mungkin timbul namun tidak pasti, biaya yang mungkin timbul namun belum terlihat dan biaya yang mungkin timbul akibat tidak tetapnya harga pada waktu yang akan datang (kemungkinan kenaikan harga).

### **2.11.2 Operational Expenditure (OPEX)**

OPEX adalah suatu modal atau uang yang dianggarkan untuk menjalankan kegiatan operasi pabrik dalam jangka waktu tertentu, sehingga menghasilkan suatu produk. OPEX digunakan sebagai biaya satu unit produksi dari produk utama, seperti bahan baku, biaya buruh, *maintenance*, pajak, asuransi dan biaya administrasi. Selain itu, meninjau dari segi pendapatan dan ongkos produksi, laba didapatkan dari penjualan produksi dikurangi dengan ongkos produksi.

### 2.12 *Net Present Value (NPV)*

NPV merupakan jumlah total uang yang diterima setelah dipotong pajak, pengembalian modal, pinjaman dan uang pinjaman dengan jangka waktu tertentu.

$$PV = \frac{C_1}{(1+r)^t} \quad (3.3)$$

$$PV = C_0 + \frac{C_1}{(1+r)^t} \quad (3.4)$$

Dimana:

|                                    |   |                               |
|------------------------------------|---|-------------------------------|
| $NPV$                              | = | <i>Akumulasi cash flow</i>    |
| $CI$ ( <i>Capital Investment</i> ) | = | <i>Nilai investasi proyek</i> |
| $r$ ( <i>interest Rate</i> )       | = | <i>Suku bunga</i>             |
| $t$                                | = | <i>Periode investasi</i>      |

NPV yang didapatkan kemudian dijadikan acuan dalam melakukan sebuah keputusan dalam melakukan *retrofit* yang sudah dipertimbangkan. Adapun parameter NPV dibagi menjadi tiga tipe, sebagai berikut:

**Tabel 2.1** Tabel NPV

| <b>Jika</b> | <b>Definisi</b>   | <b>Solusi</b>  |
|-------------|---|--|
| NPV > 0     | Investasi yang dilakukan memberikan profit                  | Proyek layak dikerjakan  |
| NPV = 0     | Investasi yang tidak memberikan dampak kerugian dan profit. | Proyek tidak layak dikerjakan bila tidak <i>urgent</i> akan tetapi layak dikerjakan bila diharuskan. |
| NPV < 0     | Investasi dapat mengakibatkan kerugian                      | Proyek tidak layak dilanjutkan.  |

### 2.13 *Return of Investment (ROI)*

ROI merupakan tingkat pengembalian investasi dan alat ukur profitabilitas yang berkaitan dengan efisiensi penggunaan modal, efisiensi produk dan efisiensi penjualan. ROI adalah perbandingan antara laba atau rugi dengan jumlah uang yang didapatkan pada suatu investasi dalam rentang waktu tertentu, yang dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$ROI = \frac{\text{kas Bersih}}{\text{capital investment}} \times 100\% \quad (3.5)$$

$$\text{Kas bersih} = (\text{Profit} - \text{investasi}) * \text{pajak} \quad (3.6)$$

*pendapatan*

$$\text{Capital investment} = \text{Capital expenditure} - \text{operational expenditure} \quad (3.7)$$

### 2.14 *Total Annual Cost (TAC)*

TAC merupakan suatu biaya yang dibutuhkan untuk mengoperasikan suatu aset sesuai berdasarkan *life time* nya. Umumnya, saat penyelesaian pembangunan fisik suatu proyek merupakan waktu awal dari proyek dioperasikan dan dapat juga disebut awal dari umur proyek sesuai dengan rekayasa teknik yang telah dibuat pada waktu detail desain. Biaya tahunan (*annual cost*) yang dikeluarkan dapat dipengaruhi oleh empat komponen, yaitu: bunga, inflasi, penyusutan (depresiasi) serta biaya operasi dan pemeliharaan.

- Bunga: biaya ini menyebabkan terjadinya perubahan biaya modal karena adanya tingkat suku bunga selama umur proyek.
- Inflasi: Inflasi merupakan faktor yang menyebabkan nilai mata uang turun dan menyebabkan kenaikan harga barang.

- Penyusutan/depresiasi: turunnya suatu harga/nilai dari sebuah benda karena pemakaian dan kerusakan benda tersebut. Prinsip perhitungan adalah dengan mencari harga tahunan (atau bulanan) dari harga yang akan datang yang diketahui dengan *interest rate* (bunga) yang berlaku.
- Biaya Operasi Pemeliharaan: agar dapat memenuhi umur proyek sesuai yang direncanakan pada detail desain, maka diperlukan biaya operasi dan pemeliharaan untuk proyek tersebut.

Biaya tahunan (*annual cost*) dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut [15]:

$$TAC = \frac{\text{Capital Investment}}{\text{waktu pengembalian}} + \text{biaya energi} \quad (3.8)$$

Dimana:

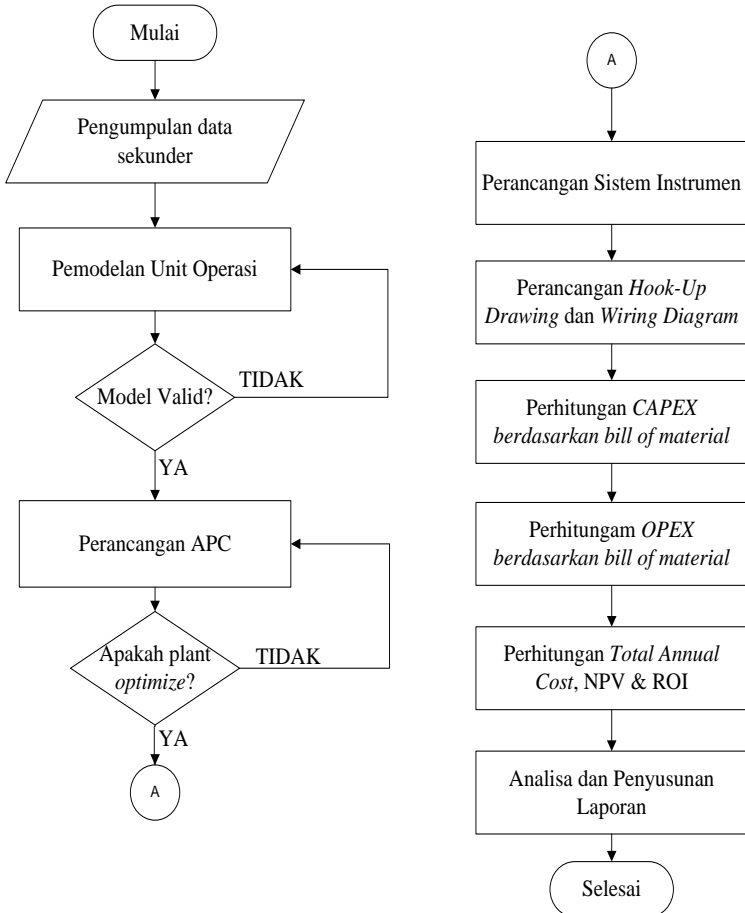
*Waktu pengembalian* : Berdasarkan estimasi waktu penggunaan peralatan yang ditambah.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



### BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Adapun metodologi dalam proses penelitian ini adalah sebagai berikut:



**Gambar 3. 1** Skematik Metodologi Penelitian

### 3.1 Sistem yang Dikaji

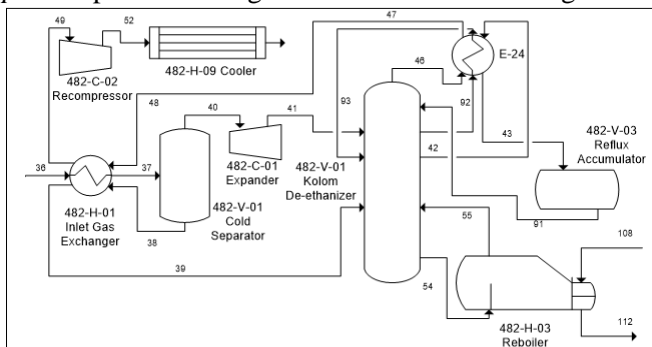
Pada pengerjaan tugas akhir ini, dilakukan peninjauan *plant* pemurnian gas alam yang terdiri dari kolom *deethanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer existing*. Diperlukan peninjauan pada *plant* pemurnian gas alam untuk mengetahui kondisi desain, kondisi operasi, hingga tingkat produksi yang dihasilkan. Kemudian dilakukan optimisasi dengan menerapkan APC pada teknik dan struktur instrumen yang ditinjau dari segi keteknikan, biaya, hingga dampak ekonomi yang dihasilkan.

### 3.2 Pengumpulan Data

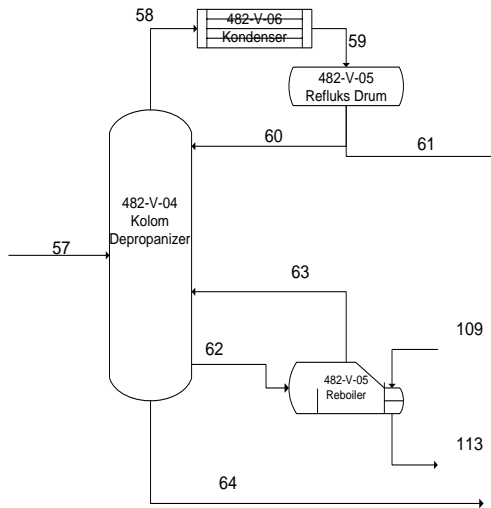
Pada pengerjaan tugas akhir ini, dibutuhkan data-data untuk melakukan analisa system *existing* guna mengetahui kondisi operasi sistem dan desain yang akan diterapkan pada pemodelan sistem di perangkat lunak Aspen HYSYS 8.8. Data-data *plant* yang dibutuhkan untuk mengetahui desain dan kondisi operasi dibutuhkan beberapa berkas berupa PFD, P&ID & *Data Sheet*. Adapun data-data yang dibutuhkan adalah sebagai berikut:

#### a. *Process Flow Diagram* (PFD)

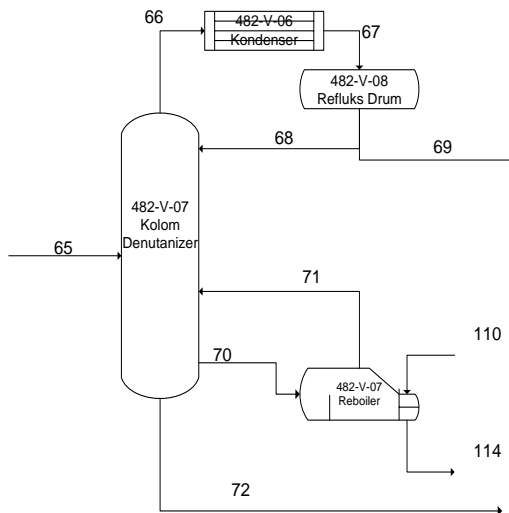
PFD merupakan diagram yang menjelaskan secara umum dari proses dengan petunjuk arah mengalirnya suatu *fluida* pada perpipaan yang ada dari satu peralatan ke peralatan yang lainnya. Adapun beberapa PFD unit proses yang ada pada *plant* pemurnian gas alam adalah sebagai berikut:



**Gambar 3. 2** PFD Kolom *Deethanizer Plant* Pemurnian Gas Alam



**Gambar 3.3** PFD Kolom *Depropanizer Plant* Pemurnian Gas Alam



**Gambar 3.4** PFD Kolom *Debutanizer Plant* Pemurnian Gas Alam

b. *Piping and Instrumentation Diagram (P&ID)*

P&ID adalah sebuah diagram yang menggambarkan hubungan-hubungan antar peralatan proses dan instrumentasi yang digunakan sebagai kontrol sistem. Adapun P&ID yang digunakan merupakan dari P&ID *Deethanizer*, *depropanizer* dan *debuthanizer* di *plant* pemurnian gas alam.

c. *Filosofi Proses*

*Plant deethanizer*, *depropanizer* dan *debuthanizer* memiliki karakteristik proses yang sama, yaitu terdiri dari suatu kolom yang menjadi tempat pemisahan suatu fluida berdasarkan titik didihnya atau dapat disebut dengan proses fraksinasi. Proses fraksinasi dapat dilakukan dengan memberikan energi yang digunakan untuk fluida agar dapat terpisah dengan cara dipanaskan, oleh karena itu diperlukan *reboiler* sebagai pemanas. Fluida yang memiliki titik didih lebih rendah akan berubah menjadi gas dan akan menempati bagian atas kolom. Adapun hasil produk ini dinamakan *destillate* dan akan dikumpulkan menjadi satu pada refluks akumulator.

d. *Data Sheet Unit Operasi*

Adapun datasheet yang digunakan adalah sebagai berikut:

1. *Kolom Deethanizer*

Adapun spesifikasi desain kolom *deethanizer* sebagai berikut:

Ukuran : 2350 mm /1600 mm x 43287 mm

Jumlah *Tray* : 50 (*tray feed*: 15 & 40)

Adapun informasi mengenai kolom *deethanizer* sesuai dengan *data sheet* dari *process flow diagram* adalah sebagai berikut:

**Tabel 3. 1** Data Spesifikasi Kolom *Deethanizer*

| <b>Spesifikasi</b>             | <b><i>Feed 1</i></b> | <b><i>Feed 2</i></b> | <b><i>Top</i></b> | <b><i>Bottom</i></b> |
|--------------------------------|----------------------|----------------------|-------------------|----------------------|
| <i>Operating Press. (barg)</i> | 21.7                 | 21.9                 | 21.6              | 21.9                 |
| <i>Operating Temp. (°C)</i>    | -72.42               | 42.22                | -80.89            | 74.4                 |

**Tabel 3. 2** Besaran Fisis Terukur pada Kolom *Deethanizer*

| <b>Properties</b>  | <b>Unit</b>      | <b>Feed</b> | <b>Distillate</b> | <b>Bottom</b> |
|--------------------|------------------|-------------|-------------------|---------------|
| <i>Flowrate</i>    | kg/hr            | 150481      | 123854            | 26627         |
| <i>Temperature</i> | °C               | 45          | 41.1              | 79.9          |
| <i>Pressure</i>    | bar              | 62.1        | 19.1              | 20.4          |
| <i>Composition</i> | H <sub>2</sub> S | 0.001       | 0.001             | 0             |
|                    | C <sub>0</sub> 2 | 2.74        | 2.945             | 0.003         |
|                    | Nitrogen         | 1.8         | 1.935             | 0             |
|                    | Methane          | 83.023      | 89.226            | 0.001         |
|                    | Ethane           | 5.551       | 5.879             | 1.163         |
|                    | Propane          | 4.04        | 0.015             | 57.915        |
|                    | i-butane         | 1.03        | 0                 | 14.815        |
|                    | n-butane         | 1.1         | 0                 | 15.822        |
|                    | i-pentane        | 0.34        | 0                 | 4.89          |
|                    | n-pentane        | 0.209       | 0                 | 3.006         |
|                    | n-hexane         | 0.124       | 0                 | 1.784         |
|                    | n-heptane        | 0.027       | 0                 | 0.388         |
|                    | n-octane         | 0.011       | 0                 | 0.16          |
|                    | n-nonane         | 0.002       | 0                 | 0.026         |
|                    | n-decane         | 0.001       | 0                 | 0.019         |
|                    | n-C11            | 0           | 0                 | 0.006         |
| n-C12              | 0                | 0           | 0.002             |               |
| Total              |                  | 100         | 100               | 100           |

**Tabel 3. 3** Spesifikasi Beban Kolom *Deethanizer*

| <b>Unit</b> | <b>Condenser (dari spesifikasi)</b> | <b>Reboiler (dari perhitungan <math>Q_{\text{hotoil}}</math>)</b> |
|-------------|-------------------------------------|---|
| kW          | 1696                                | 2124.16   |
| Type        | <i>Air Cooler</i>                   | <i>Kettle</i>   |

## 2. Kolom *Depropanizer*

Adapun spesifikasi desain kolom *depropanizer* sebagai berikut:

Ukuran : 2000 mm x 37026 mm

Jumlah *Tray* : 50 (*tray feed*: 32)

Adapun informasi mengenai kolom *depropanizer* sesuai dengan *data sheet* dari *process flow diagram* adalah sebagai berikut:

**Tabel 3. 4** Data Spesifikasi Kolom *Depropanizer*

| <b>Spesifikasi</b>             | <b>Feed</b> | <b>Top</b> | <b>Bottom</b> |
|--------------------------------|-------------|------------|---------------|
| <i>Operating Press. (barg)</i> | 16.4        | 16.2       | 16.4          |
| <i>Operating Temp. (°C)</i>    | 69.12       | 48.78      | 104.53        |

**Tabel 3. 5** Besaran Fisis Terukur pada Kolom *Depropanizer*

| <b>Properties</b>  | <b>Unit</b>      | <b>Feed</b> | <b>Distillate</b> | <b>Bottom</b> |
|--------------------|------------------|-------------|-------------------|---------------|
| <i>Flowrate</i>    | kg/hr            | 150481      | 123854            | 26627         |
| <i>Temperature</i> | °C               | 45          | 41.1              | 79.9          |
| <i>Pressure</i>    | bar              | 62.1        | 19.1              | 20.4          |
| <i>Composition</i> | H <sub>2</sub> S | 0.001       | 0.001             | 0             |
|                    | Co <sub>2</sub>  | 2.74        | 2.945             | 0.003         |
|                    | Nitrogen         | 1.8         | 1.935             | 0             |
|                    | <i>Methane</i>   | 83.023      | 89.226            | 0.001         |
|                    | <i>Ethane</i>    | 5.551       | 5.879             | 1.163         |
|                    | <i>Propane</i>   | 4.04        | 0.015             | 57.915        |
|                    | <i>i-butane</i>  | 1.03        | 0                 | 14.815        |
|                    | <i>n-butane</i>  | 1.1         | 0                 | 15.822        |
| <i>i-pentane</i>   | 0.34             | 0           | 4.89              |               |

**Tabel 3.5** Lanjutan

| <i>Properties</i>  | <i>Unit</i> | <i>Feed</i> | <i>Distillate</i> | <i>Bottom</i> |
|--------------------|-------------|-------------|-------------------|---------------|
| <i>Composition</i> | n-pentane   | 0.209       | 0                 | 3.006         |
|                    | n-hexane    | 0.124       | 0                 | 1.784         |
|                    | n-heptane   | 0.027       | 0                 | 0.388         |
|                    | n-octane    | 0.011       | 0                 | 0.16          |
|                    | n-nonane    | 0.002       | 0                 | 0.026         |
|                    | n-decane    | 0.001       | 0                 | 0.019         |
|                    | n-C11       | 0           | 0                 | 0.006         |
|                    | n-C12       | 0           | 0                 | 0.002         |
|                    | Total       | 100         | 100               | 100           |

**Tabel 3.6** Spesifikasi Beban Kolom *Depropanizer*

| <i>Unit</i> | <i>Condenser (dari spesifikasi)</i> | <i>Reboiler (dari perhitungan <math>Q_{\text{hotoil}}</math>)</i> |
|-------------|-------------------------------------|---|
| kW          | 3452                                | 3439.46   |
| Type        | <i>Air Cooler</i>                   | <i>Kettle</i>   |

### 3. Kolom *Debuthanizer*

Adapun spesifikasi desain kolom *debuthanizer* sebagai berikut:

Ukuran : 1400 mm x 34903 mm

Jumlah Tray : 48 (*tray feed*: 26)

Adapun informasi mengenai kolom *debuthanizer* sesuai dengan *data sheet* dari *process flow diagram* adalah sebagai berikut:

**Tabel 3.7** Spesifikasi Kolom *Debuthanizer*

| <i>Spesifikasi</i>                                     | <i>Feed</i> | <i>Top</i> | <i>Bottom</i> |
|--|-------------|------------|---------------|
| <i>Operating Press. (barg)</i>                         | 4.85        | 4.64       | 4.85          |
| <i>Operating Temp. (<math>^{\circ}\text{C}</math>)</i> | 62.91       | 49.56      | 98.35         |

**Tabel 3.8** Besaran Fisis Terukur pada Kolom *Debuthanizer*

| <b>Besaran Fisis</b> | <b>Unit</b>      | <b>Feed</b> | <b>Distilate</b> | <b>Bottom</b> |
|----------------------|------------------|-------------|------------------|---------------|
| <i>Flowrate</i>      | kg/hr            | 13205       | 9215             | 3990          |
| <i>Temperature</i>   | <sup>o</sup> C   | 63          | 46.6             | 103           |
| <i>Pressure</i>      | bar              | 4.9         | 19               | 4.9           |
| <i>Composition</i>   | H <sub>2</sub> S | 0           | 0                | 0             |
|                      | CO <sub>2</sub>  | 0           | 0                | 0             |
|                      | Nitrogen         | 0           | 0                | 0             |
|                      | Methane          | 0           | 0                | 0             |
|                      | Ethane           | 0           | 0                | 0             |
|                      | Propane          | 1.5         | 1.991            | 0             |
|                      | i-butane         | 34.659      | 45.993           | 0.001         |
|                      | n-butane         | 38.691      | 51.326           | 0.052         |
|                      | i-pentane        | 11.963      | 0.683            | 46.458        |
|                      | n-pentane        | 7.354       | 0.007            | 29.82         |
|                      | n-hexane         | 4.363       | 0                | 17.705        |
|                      | n-heptane        | 0.95        | 0                | 3.855         |
|                      | n-octane         | 0.391       | 0                | 1.585         |
|                      | n-nonane         | 0.063       | 0                | 0.256         |
|                      | n-decane         | 0.047       | 0                | 0.19          |
|                      | n-C11            | 0.015       | 0                | 0.061         |
| n-C12                | 0.004            | 0           | 0.017            |               |
| Total                |                  | 100         | 100              | 100           |

**Tabel 3.9** Spesifikasi Beban Kolom *Debuthanizer*

| <b>Unit</b> | <b>Condenser (dari spesifikasi)</b> | <b>Reboiler (dari perhitungan <math>Q_{\text{hotoil}}</math>)</b> |
|-------------|-------------------------------------|---|
| kW          | 1806                                | 1330.75   |
| Type        | <i>Air Cooler</i>                   | <i>Kettle</i>   |



### 3.3 Pemodelan unit-unit operasi

Pemodelan proses kolom pada *plant* pemurnian gas alam dilakukan berdasarkan informasi yang didapatkan dari data desain dan kondisi operasi. Proses yang terjadi pada *kolom deethanizer*, *depropanizer*, dan *buthanizer* disimulasikan dengan menggunakan perangkat lunak Aspen HYSYS 8.8 dengan berdasarkan kesetimbangan massa dan energi. Adapun langkah – langkah yang untuk membuat pemodelan dengan hysys diawali dengan membuat model *plant* pada keadaan *steady state* sebagai berikut:

1. Menentukan model termodinamika *fluid package*, yaitu dengan *Peng-Robinson*
2. Melengkapi data gas yang akan masuk ke dalam sebuah kolom dengan komposisinya.
3. Menentukan data proses berupa laju aliran, tekanan dan suhu.
4. Merancang *plant* pemurnian gas alam yang terdiri dari *deethanizer*, *depropanizer* dan *debuthaznier* berdasarkan *process flow diagram*.
5. Merancang kolom menjadi konvergen dengan menentukan tekanan dan suhu pada *reboiler* dan kondenser.

Untuk membuat sebuah *plant* beroperasi seperti aslinya, maka diperlukan perubahan kondisi menjadi dinamik atau proses berubah-ubah terhadap waktu dengan *sizing* pada setiap *plant*. Setelah kondisi *plant* berada pada kondisi dinamik, maka dibuatlah perancangan kontrol.

### 3.4 Validasi

Validasi yang dilakukan pada tugas akhir ini sebanyak dua kali. Validasi pertama, yaitu pemodelan proses hasil simulasi pada kondisi *steady state* yang dibandingkan dengan data desain. Adapun hasil dapat dilihat pada Tabel 4.1–4.6 Untuk aliran destilat dan *bottom*. Validasi kedua dilakukan dengan menggunakan model yang didapatkan dengan pendekatan FOPDT guna memberikan model yang mendekati respon asli *plant*. Kemudian

keakuratan model akan diuji dengan RMSE untuk mendapatkan model yang paling dekat dengan respon asli, *error* yang didapat semakin kecil akan menggambarkan bahwa model tersebut mendekati respon asli dari *plant*.

### 3.5 Perancangan APC dan Instrumentasi

Perancangan APC dan instrumentasi yang dilakukan pada tugas akhir ini berdasarkan pada teknik dan struktur *advanced process control* yang sudah dijelaskan pada bab 2.7 sebelumnya. Selain itu, sebelum dilakukan perancangan APC dan instrumentasi diperlukan penggunaan kolaborasi metode Sigurd Skogestad dan Luyben [17][18] sebagai berikut:

#### 1. Fungsi Objektif.

Fungsi objektif yang ditentukan mengacu pada segi ekonomi, yaitu dari segi biaya operasi dan *revenue* produksi sesuai dengan metode Sigurd Skogestad. Biaya operasi yang dikeluarkan ditinjau berdasarkan penggunaan energi pada reboiler, sedangkan *revenue* yang ditinjau berdasarkan sejumlah produk yang dihasilkan. Adapun fungsi objektif yang digunakan adalah  $J_{max}$  sama dengan nilai produk dikurangi biaya penggunaan energi. Fungsi objektif yang ditentukan bertujuan untuk mendapatkan *profit* sebesar-besarnya dari segi peningkatan laju produksi pada komposisi yang sesuai dan penurunan konsumsi energi. Untuk mengetahui  $j_{max}$  yang dihasilkan sudah optimal atau tidak, dapat dibuktikan dengan mengakumulasi sejumlah produk yang dihasilkan dan biaya energi dengan sejumlah harga-harga dibawah ini. adapun acuan harga yang digunakan dalam menentukan nilai dari produk dan biaya operasional sesuai dengan standar OPEC pada tanggal 8 desember 2017 adalah sebagai berikut:

- Etana : 7.5 USD/mmbtu
- Propana : 510 USD/mt
- Butana : 600 USD/MT
- *Crude oil* : 56.06 USD/bll
- Nafta : 430 USD/MT

Adapun fungsi objektif ini akan dijadikan acuan optimisasi untuk *profit* yang maksimum dengan batasan komposisi yang ditentukan pada ketiga produk, yaitu

- Etan : 0.019 (*bottom*) - 0.058 (*destillate*)
- Propan : 0.031 (*bottom*) - 0.961 (*destillate*)
- Butan : 0.0047 (*bottom*) - 0.5109 (*destillate*)

## 2. Degree of freedom (DOF)

DOF yang didapatkan berdasarkan selisih sejumlah variabel dan persamaan yang terdapat pada *plant* pemurnian gas alam pada lampiran G dan H. Selisih dari keduanya akan mendapatkan desain DOF. Adapun desain 15 DOF yang tersisa digunakan untuk langkah optimisasi, akan tetapi ada beberapa variabel yang harus dikendalikan, yaitu satu temperatur pada *heat exchanger* di *deethanizer*, dua variabel *pressure* di *depropanizer* dan *debutanizer*, enam variabel *level* pada refluks akumulator dan *reboiler* tiap kolom destilasi.

## 3. Laju Produksi

Laju produksi atau *throughput manipulator* diletakkan pada *choke valve* untuk mengatur laju aliran dari *well*, akan tetapi sudah ada pada *plant existing*.

## 4. Economical Controlled Variable

Penentuan *economical controlled variable* mengacu pada fungsi kontrol utama atau *primary variabel* pada metode milik Sigurd Skogestad. Adapun pemilihan *economical controlled variable* berdasarkan nilai ekonomi yang dihasilkan serta digunakan untuk laju produk kualitas destilat

dan operasional *reboiler*. Adapun fungsi dari *economical controlled variable* tersebut, maka variabel kontrol ini menjadi acuan yang berhubungan langsung dengan fungsi objektif yang sudah ditentukan.

#### 5. Integrasi Process

Integrasi Process ditentukan kontrol berdasarkan variabel yang terhubung dengan *inventory control* dan beberapa variabel yang dianggap menjadi gangguan, seperti aliran reluks dan *feed*. Penentuan integrasi proses mengikuti langkah Luyben dengan menentukan pengendalian PID berupa *level* pada di setiap kolom destilasi, *pressure* pada kolom *depropanizer* dan *buthanizer*, temperatur pada *heat exchanger* kolom *deethanizer*, dan laju *feed* sebesar 9452 kg/h pada laju aliran 39 dan 45720kg/h pada aliran 41.

#### 6. Kontrol *supervisory*

Adapun kontrol *supervisory* yang digunakan pada tugas akhir ini bersifat *decentralized*, yaitu dengan fungsi memberikan *setpoint* kepada kontrol *regulatory* dari lapisan optimisasi. Selain itu, pada tugas akhir ini digunakan kontrol *seperisory* dengan menggunakan model *first order plus dead time* yang kemudian divalidasi, adapun didapat nilai *Gain* dan *time constant* yang dilakukan sebagai berikut:

**Tabel 3. 10** Nilai *Root Means Square Error* Untuk Setiap Fungsi Transfer.

| Kolom Distilasi          | <i>Gain</i> | <i>Kp</i> | $\tau$ (menit) | RMSE                 |
|--------------------------|-------------|-----------|----------------|----------------------|
| Kolom <i>Deethanizer</i> | G11         | 0.921     | 11.550         | $3,5 \times 10^{-4}$ |
|                          | G12         | 0.860     | 6.950          | $2,0 \times 10^{-5}$ |
|                          | G21         | 0.944     | 17.425         | $1,7 \times 10^{-4}$ |
|                          | G22         | 0.928     | 13.425         | $8,5 \times 10^{-8}$ |

Tabel 3.10 Lanjutan

| Kolom Distilasi    | Gain | Kp    | $\tau$ (menit) | RMSE     |
|--------------------|------|-------|----------------|----------|
| Kolom Depropanizer | G11  | 0.697 | 2.775          | 4,3x10-4 |
|                    | G12  | 0.617 | 2.075          | 5,5x10-5 |
|                    | G21  | 0.911 | 10.8           | 1,7x10-4 |
|                    | G22  | 0.937 | 15.5           | 7,5x10-5 |
| Kolom Debutanizer  | G11  | 0.922 | 12.325         | 1,2x10-4 |
|                    | G12  | 0.833 | 5.475          | 3,8x10-5 |
|                    | G21  | 0.895 | 9.05           | 2,5x10-5 |
|                    | G22  | 0.868 | 7.075          | 3,2x10-6 |

### 7. Lapisan optimisasi.

Pada tahapan ini, lapisan struktur optimisasi ditentukan dengan menggunakan *Real time Optimization* (RTO) yang berfungsi untuk mengolah memberikan *setpoint* pada kontrol *regulatory* dengan menggunakan *derrivative optimizer* berdasarkan perubahan dari batasan-batasan yang sudah ditentukan, yaitu :

- Etan : 0.019 (*bottom*) - 0.058 (*destillate*)
- Propan : 0.031 (*bottom*) - 0.961 (*destillate*)
- Butan : 0.0047 (*bottom*) - 0.5109 (*destillate*)

### 3.6 Penyusunan dan Penulisan Laporan.

Dilakukan penyusunan dan penulisan laporan dalam bentuk pembukuan dari setiap proses pengerjaan sesuai langkah-langkahnya menjadi sebuah karya tulis ilmiah.

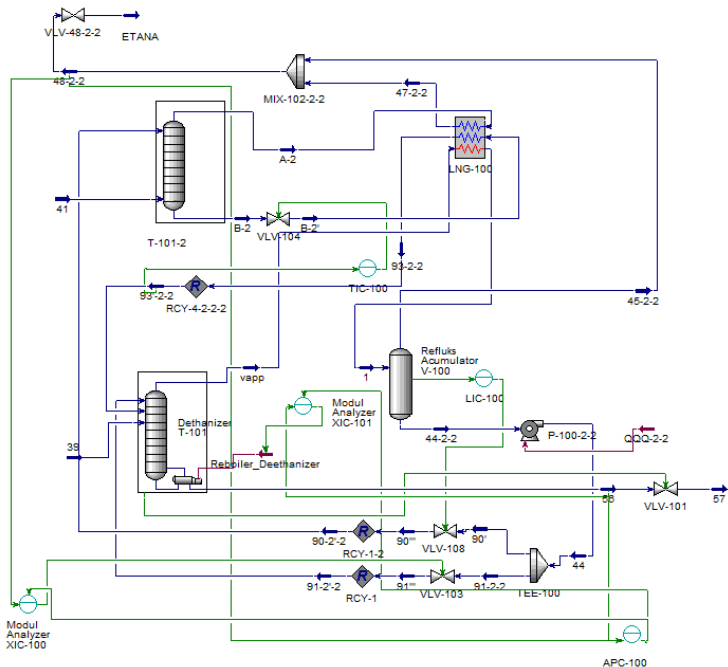
*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

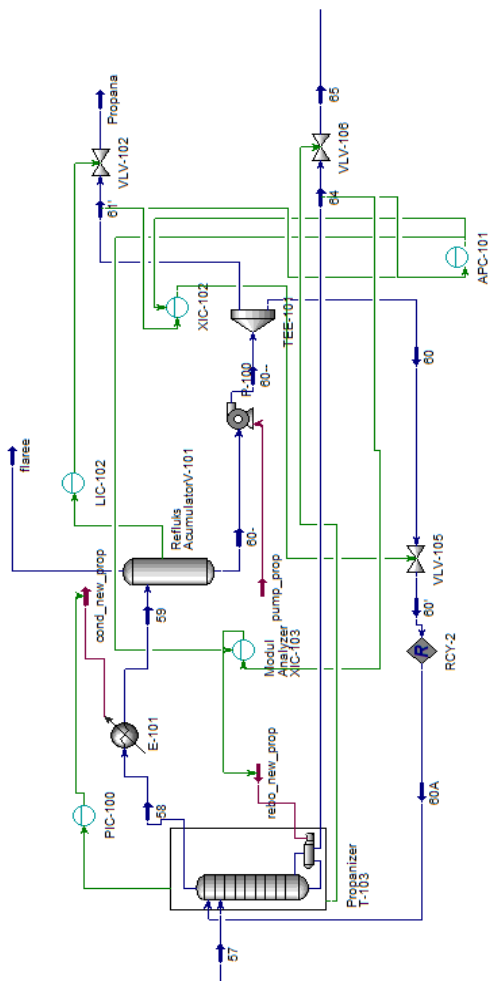
### 4.1 Pemodelan Plant dan Validasi

#### 4.1.1 Pemodelan Plant Pemurnian Gas Alam

Pemodelan dilakukan dengan simulasi pada perangkat lunak Aspen HYSYS 8.8, yaitu dengan tujuan mendapatkan kondisi desain *plant* yang sesungguhnya dari kolom *deethanizer*, *depropanizer* dan *debuthanizer*. Pertama dilakukan simulasi dengan membuat ketiga kolom tersebut sesuai pada data *sheet* dan kondisi *input* pada keadaan *steady state*. Adapun pemodelan yang dilakukan adalah sebagai berikut:

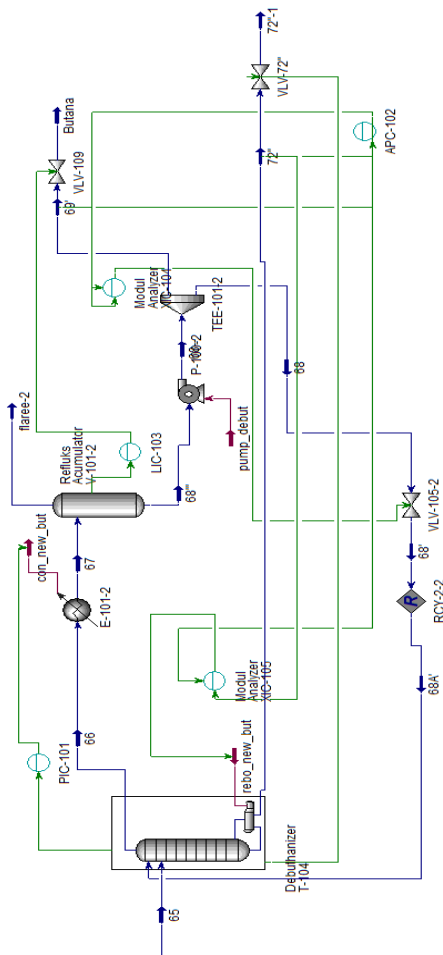


**Gambar 4. 1** Simulasi Kolom *Deethanizer* dengan Aspen HYSYS 8.8.



**Gambar 4. 2** Simulasi Kolom *Depropanizer* dengan Aspen HYSYS 8.8





**Gambar 4.3** Simulasi Kolom *Debuthanizer* dengan Aspen HYSYS 8.8

#### 4.1.2 Validasi Hasil Pemodelan

Setelah dilakukan pemodelan kolom *deethanizer*, *propanizer*, dan *buthanizer* dengan simulasi dengan perangkat lunak Aspen HYSYS 8.8, kemudian simulasi dibandingkan dengan data desain. Adapun hasil validasi yang ditinjau berdasarkan kondisi *steady state* adalah sebagai berikut:

**Tabel 4. 1** Hasil Validasi *Destillate Deethanizer*

| <b>Properti</b> | <b>Unit</b> | <b>Data Design</b> | <b>Simulasi</b> | <b>Error</b> |
|-----------------|-------------|--------------------|-----------------|--------------|
| Laju Aliran     | kg/h        | 123751             | 123800          | 0.04%        |
| Temperatur      | °C          | -56.1              | -55.36          | 1.32%        |
| Tekanan         | barg        | 20.9               | 21.3            | 1.91%        |
| Komposisi       | % mole      | 5.775              | 5.82            | 0.60%        |

**Tabel 4. 2** Hasil Validasi *Bottom Deethanizer*

| <b>Properti</b> | <b>Unit</b> | <b>Data Design</b> | <b>Simulasi</b> | <b>Error</b> |
|-----------------|-------------|--------------------|-----------------|--------------|
| Laju Aliran     | kg/h        | 26916              | 26820           | 0.36%        |
| Temperatur      | °C          | 81.7               | 82.69           | 1.21%        |
| Tekanan         | barg        | 21.9               | 21.9            | 0%           |
| Komposisi       | % mole      | 2.599              | 2.61            | 0%           |

**Tabel 4. 3** Hasil Validasi *Destillate Depropanizer*

| <b>Properti</b> | <b>Unit</b> | <b>Data Design</b> | <b>Simulasi</b> | <b>Error</b> |
|-----------------|-------------|--------------------|-----------------|--------------|
| Laju Aliran     | kg/h        | 13622              | 13670           | 0.35 %       |
| Temperatur      | °C          | 45.9               | 46.55           | 1.39%        |
| Tekanan         | barg        | 20                 | 20              | 0%           |
| Komposisi       | % mole      | 94.925             | 96.07           | 1.19%        |

**Tabel 4. 4** Hasil Validasi *Bottom Depropanizer*

| <b>Properti</b> | <b>Unit</b> | <b>Data Design</b> | <b>Simulasi</b> | <b>Error</b> |
|-----------------|-------------|--------------------|-----------------|--------------|
| Laju Aliran     | kg/h        | 13294              | 13110           | 1.38%        |
| Temperatur      | °C          | 110.4              | 112.1           | 1.15%        |
| Tekanan         | barg        | 16.4               | 16.47           | 0.42%        |
| Komposisi       | %mole       | 1.5                | 1.53            | 2%           |

**Tabel 4. 5** Hasil Validasi *Destillate Debuthanizer*

| <b>Properti</b> | <b>Unit</b> | <b>Data Design</b> | <b>Simulasi</b> | <b>Error</b> |
|-----------------|-------------|--------------------|-----------------|--------------|
| Laju Aliran     | kg/h        | 9300               | 9328            | 0.30%        |
| Temperatur      | °C          | 46.6               | 46.55           | 0.10%        |
| Tekanan         | barg        | 19                 | 19              | 0%           |
| Komposisi       | %mole       | 46.39              | 46.30           | 0.01%        |

**Tabel 4. 6** Hasil Validasi *Bottom Debuthanizer*

| <b>Properti</b> | <b>Unit</b> | <b>Data Design</b> | <b>Simulasi</b> | <b>Error</b> |
|-----------------|-------------|--------------------|-----------------|--------------|
| Laju Aliran     | kg/h        | 3990               | 3793            | 4.9%         |
| Temperatur      | °C          | 103                | 103.6           | 0.57%        |
| Tekanan         | barg        | 4.9                | 4.824           | 1.57%        |
| Komposisi       | %mole       | 0.047              | 0               | 0%           |

Pemodelan yang dibuat pada perangkat lunak Aspen Hysys 8.8 menghasilkan rata-rata *error* dari beberapa properti yang ditinjau, yaitu bernilai dibawah 5% dari total keseluruhan data desain. Dengan nilai sebesar 5% tersebut dianggap bahwa pemodelan sistem dianggap valid, maka tahap selanjutnya dapat diteruskan dengan perancangan APC.

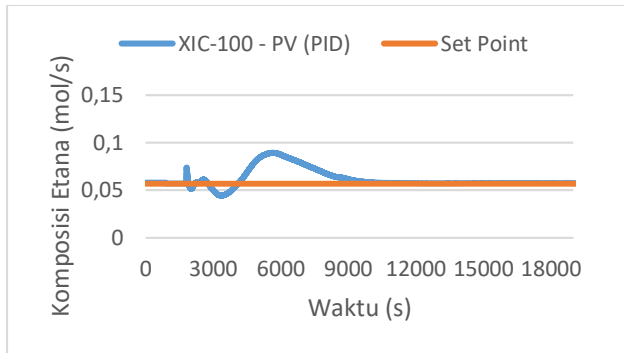
#### 4.2 Performansi Sebelum dan Sesudah Pemasangan APC

Dari pemodelan dengan struktur kontrol *existing plant* pemurnian gas alam, dengan beberapa peralatan instrumentasi sebagai berikut:

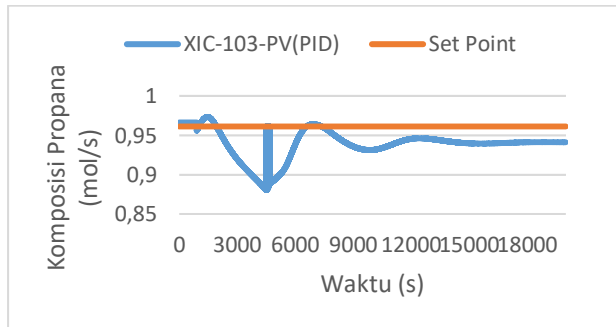
**Tabel 4. 7** Daftar Instrumentasi *Existing*

| <b>Kolom Destilasi</b> | <b>Instrumen</b>              | <b>Lokasi (<i>Plant</i> atau <i>Stream</i>)</b> |
|------------------------|-------------------------------|---|
| <i>Deethanizer</i>     | <i>Level controller</i>       | Aliran <i>bottom</i>                            |
|                        | <i>Level controller</i>       | Refluks akumulator                              |
|                        | <i>Temperature controller</i> | kolom   |
|                        | <i>Analytical controller</i>  | <i>bottom</i>                                   |
| <i>Depropanizer</i>    | <i>Analytical controller</i>  | <i>bottom</i>                                   |
|                        | <i>Level controller</i>       | kolom   |
|                        | <i>Pressure controller</i>    | Aliran <i>distillate</i>                        |
|                        | <i>Flow controller</i>        | Aliran <i>recycle</i> refluks                   |
| <i>Debuthanizer</i>    | <i>Level controller</i>       | Refluks akumulator                              |
|                        | <i>Pressure controller</i>    | Kolom (atas)                                    |
|                        | <i>Analytical Controller</i>  | <i>bottom</i>                                   |

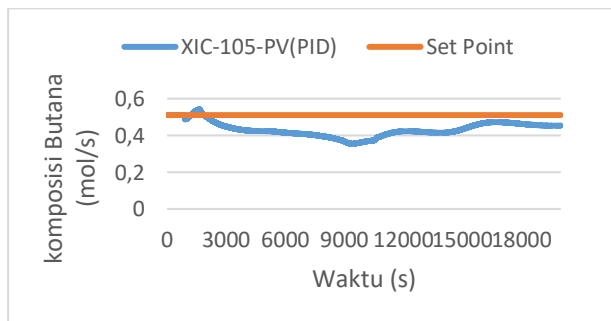
Adapun *plant* pemurnian gas alam dengan struktur kontrol terdiri dari instrumen pada Tabel 4.7 tersebut dengan metode kontrol PID disimulasikan dengan diberikan *disturbance* dengan laju aliran umpan 55171 kg/h atau menjadi 37% dari kondisi awal 150481 kg/h pada waktu  $t$  sama dengan 900 detik, menghasilkan karakteristik respon sebagai berikut:



**Gambar 4. 4** Respon Komposisi Etana



**Gambar 4. 5** Respon Komposisi Propana



**Gambar 4. 6** Respon Komposisi Butana

**Tabel 4. 8** Karakteristik Respon Menggunakan Metode PID

| <b>Kolom Destilasi</b> | <b>Settling Time (menit)</b> | <b>Maximum Overshoot</b> | <b>error steady state</b> |
|------------------------|------------------------------|--------------------------|---------------------------|
| <i>Deethanizer</i>     | 227                          | 3.1%                     | 0.05%                     |
| <i>Depropanizer</i>    | 241                          | 8.6%                     | 2.52%                     |
| <i>Debutanizer</i>     | 304                          | 15.6%                    | 5.71%                     |

Penelitian dilakukan dengan memberikan *disturbance* dengan laju *feed* kolom *deethanizer* sebesar 55171 kg/h, dengan total penurunan 63% dari aliran *feed* desain sebesar 150481 kg/h. Dapat diketahui, bahwa struktur kontrol dengan menggunakan metode kontrol PID dapat mencapai kondisi *steady state* berturut dari kolom *deethanizer*, *depropanizer* dan *debutanizer* selama 227, 241 dan 304 menit. Pada saat produk atas atau *distillate* mencapai kondisi *steady state*, dihasilkan *error steady state* berturut etan, propan dan butana sebesar 0.05%, 2.52% dan 5.71% dari komposisi yang ditetapkan. Adapun laju aliran dari pemodelan ketiga kolom yang dihasilkan dengan menggunakan PID dapat dilihat pada Tabel 4.9.

**Tabel 4. 9** Laju Aliran dengan Metode PID

| <b>Kolom Distilasi</b> | <b>Laju Feed (kg/h)</b> | <b>Laju Distillate (kg/h)</b> | <b>Laju Bottom (kg/h)</b> |
|------------------------|-------------------------|-------------------------------|---------------------------|
| <i>Deethanizer</i>     | 55171                   | 43354                         | 11816                     |
| <i>Depropanizer</i>    | 11816                   | 4821                          | 6995                      |
| <i>Debutanizer</i>     | 6995                    | 3481                          | 3514                      |

Adapun energi yang digunakan pada kondenser dan *reboiler* dari ketiga kolom dengan menggunakan PID dapat dilihat pada Tabel 4.10.

**Tabel 4. 10** Penggunaan Energi *Plant* Pemurnian Gas Alam dengan Metode PID

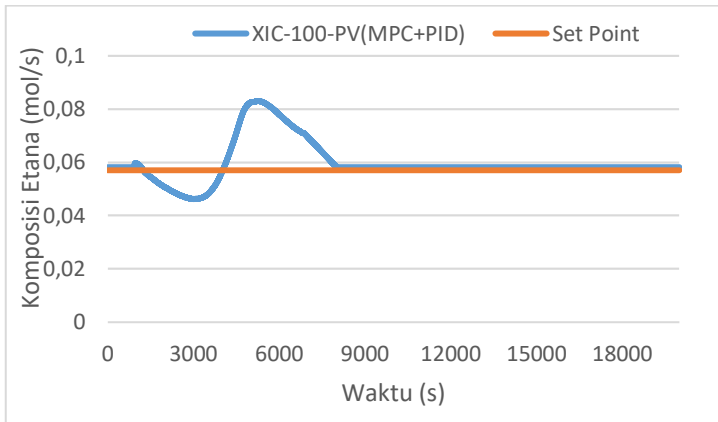
| <b>Kolom Destilasi</b> | <b>Total Energi (kJ/h)</b> |
|------------------------|----------------------------|
| <i>Deethanizer</i>     | 8491677                    |
| <i>Depropanizer</i>    | 18617181                   |
| <i>Debuthanizer</i>    | 8499489                    |

Setelah didapat hasil dengan metode PID, maka dilakukan optimisasi agar mempengaruhi proses menjadi lebih optimal dengan cara perubahan strategi kontrol pada *plant* dengan menentukan fungsi objektif yang telah ditentukan untuk mencapai profit tertinggi dari ketiga kolom. Adapun pada sistem kontrol *existing* dengan metode PID masih dapat dioptimalkan dari sisi *mass* dan energi *balanced* pada ketiga kolom destilasi tersebut. Oleh karena itu, diperlukan beberapa penambahan instrumentasi yang mendukung proses menjadi lebih optimal. Adapun penambahan instrumentasi pada ketiga kolom dapat dilihat pada Tabel 4.11.

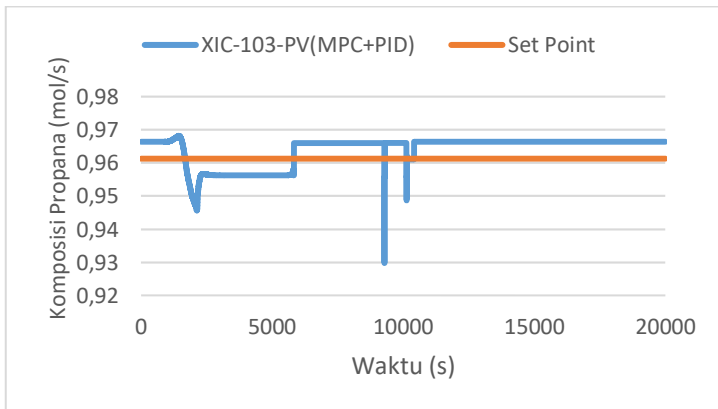
**Tabel 4. 11** Daftar Penambahan Instrumentasi

| <b><i>Plant</i></b> | <b>Instrumen</b>                           | <b>Lokasi</b>                   |
|---------------------|--|---------------------------------|
| <i>Deethanizer</i>  | <i>Analytical controller</i>               | <i>destillate</i>               |
| <i>Depropanizer</i> | <i>Analytical controller</i>               | <i>destillate</i>               |
| <i>Debuthanizer</i> | <i>Analytical controller</i>               | <i>destillate</i>               |
| Pemurnian gas alam  | APC ( <i>hardare</i> dan <i>software</i> ) | <i>Engineering work station</i> |

Adapun struktur kontrol yang terdiri dari instrumentasi pada Tabel 4.11 tersebut menggunakan metode APC, menghasilkan karakteristik respon sebagai berikut:

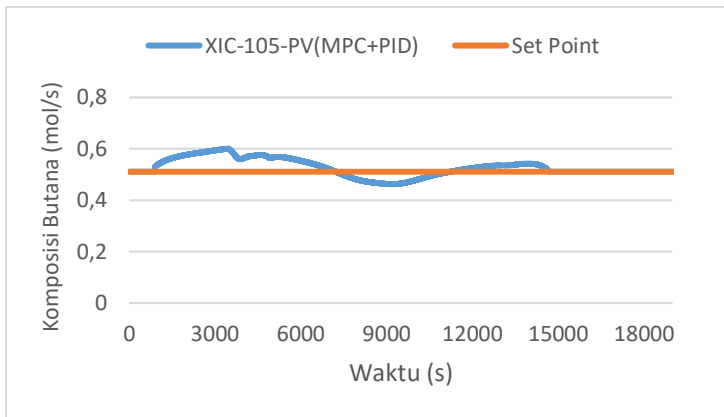


**Gambar 4. 7** Karakteristik Respon Komposisi Etana



**Gambar 4. 8** Karakteristik Respon Komposisi Propana





**Gambar 4. 9** Karakteristik Respon Komposisi Butana

**Tabel 4. 12** Karakteristik Respon Komposisi Menggunakan Metode APC

| <b>Kolom Distilasi</b> | <b>Settling Time (menit)</b> | <b>Maximum Overshoot</b> | <b>error steady state</b> |
|------------------------|------------------------------|--------------------------|---------------------------|
| <i>Deethanizer</i>     | 120                          | 2.5%                     | 0%                        |
| <i>Depropanizer</i>    | 158                          | 0.2%                     | 0.2%                      |
| <i>Debuthanizer</i>    | 172                          | 9.0%                     | 0%                        |

Penelitian dilakukan dengan memberikan *disturbance* pada laju *feed* kolom *deethanizer* sebesar 55171 kg/h, dengan total penurunan 63% dari aliran *feed* desain sebesar 150481 kg/h. Dapat diketahui, bahwa struktur kontrol dengan menggunakan metode APC dapat mencapai kondisi *steady state* berturut dari kolom *deethanizer*, *depropanizer* dan *debuthanizer* selama 120, 158 dan 172 menit. Pada saat produk atas atau *destillate* mencapai kondisi *steady state*, dihasilkan *error steady state* berturut etana, propana

dan butana sebesar 0%, 0.2% dan 0% dari komposisi yang ditetapkan. Adapun laju aliran dari pemodelan ketiga kolom yang dihasilkan dengan menggunakan APC dapat dilihat pada Tabel 4.13.

**Tabel 4. 13** Laju Aliran dengan Metode APC

| <b>Kolom Destilasi</b> | <b>Laju Feed (kg/h)</b> | <b>Laju Distillate (kg/h)</b> | <b>Laju Bottom (kg/h)</b> |
|------------------------|-------------------------|-------------------------------|---------------------------|
| <i>Deethanizer</i>     | 55171                   | 43988                         | 11776                     |
| <i>Depropanizer</i>    | 11776                   | 4998                          | 6778                      |
| <i>Debuthanizer</i>    | 6778                    | 3994                          | 2784                      |

Adapun total energi yang digunakan pada kondenser dan *reboiler* dari ketiga kolom dengan menggunakan APC dapat dilihat pada Tabel 4.14.

**Tabel 4. 14** Penggunaan Energi *Plant* Pemurnian Gas Alam dengan Metode APC.

| <b>Kolom Destilasi</b> | <b>Total Energi (kJ/h)</b> |
|------------------------|----------------------------|
| <i>Deethanizer</i>     | 9649050                    |
| <i>Depropanizer</i>    | 13971870                   |
| <i>Debuthanizer</i>    | 11441600                   |

Dari hasil kombinasi kedua metode kontrol yang digunakan PID dan APC sesuai pada Tabel 4.7-4.14 diatas, maka didapat perbandingan keduanya. Pemodelan dengan menggunakan metode APC memiliki karakteristik respon sistem lebih baik dalam mencapai kondisi *steady-state* dibanding dengan PID. Adapun penggunaan APC menyebabkan waktu yang lebih singkat

dibanding dengan PID untuk mencapai *settling time*, yaitu di kolom *deethanizer* sebesar 83 menit, *depropanizer* sebesar 107 menit dan *debuthanizer* sebesar 132 menit. Adapun *error steady state* 0% *deethanizeer*, 0,2% *depropanizer* dan 0% *debuthanizer*. Selain itu, juga terdapat penurunan *maximum overshoot* pada kolom *deethanizer* sebesar 0,66%, kolom *depropanizer* sebesar 8,42%, kolom *debuthanizer* sebesar 6,61%, serta menghilangkan *error steady-state*. Selain itu, didapatkan peningkatan produksi dari kolom *deethanizer*, *propanizer* dan *buthanizer* dengan menggunakan metode APC. Peningkatan tersebut terjadi pada laju produk sebesar etana 1.47%, propana 1.03% dan butana 1.14%. Pada Tabel 4.10 dan 4.14 dapat dilihat adanya perubahan energi pada ketiga kolom tersebut dengan strategi kontrol yang berbeda. Adapun perubahan konsumsi energi di setiap kolom tersebut, yaitu peningkatan pada *deethanizer* sebesar 1.13%, penurunan pada *propanizer* sebesar 0.24% dan peningkatan pada *debuthanizer* sebesar 1.35%. Selain itu, penggunaan strategi kontrol APC menghasilkan akumulasi konsumsi energi yang berkurang sebanyak 545827 kJ/h dibandingkan dengan menggunakan metode PID. Kemudian untuk mengetahui nilai *profit* dari fungsi objektif yang sudah ditentukan, maka laju produksi dan konsumsi energi dapat di konversi menjadi ke dalam bentuk nilai ekonomi yang dibagi menjadi pengeluaran dan pemasukan. Adapun nilai produk dan biaya operasi yang didapatkan terdapat pada Tabel 4.15.

**Tabel 4. 15** Hasil Produksi dan Biaya Operasi

| <b>Objektif<br/>(USD/h)</b> | <b>PID</b> | <b>APC</b> | <b>Selisih</b> | <b>%</b> |
|-----------------------------|------------|------------|----------------|----------|
| Produk                      | 20588.29   | 21220.94   | 632.65         | 3.07     |
| Biaya Operasi               | 340.56     | 335.33     | 5.23           | -1.53    |
| Profit                      | 20247.73   | 20885.61   | 637.88         | 3.15     |

Dari biaya operasi yang dibutuhkan dengan menggunakan PID dan APC bila dibandingkan, maka didapatkan penurunan pengeluaran penggunaan energi dengan menggunakan APC sebesar 1.53%. Penerapan APC pada *plant* pemurnian gas alam didapatkan total pengeluaran sebesar 5.22 USD/h. Selain itu, adapun selisih dari metode PID dan APC pada produk yang dihasilkan pemasukan sebesar 3.07% atau sebesar 632 USD/h. Adapun profit, yaitu pemasukan yang dikurangi dengan pengeluaran yang didapatkan menggunakan penerapan APC pada *plant* pemurnian gas dengan menerapkan metode APC, yaitu sebesar 637 USD/h.

#### **4.3 Perhitungan Total Annual Cost**

*Total annual cost* didapatkan dari peninjauan *capital investment* dan pengeluaran penggunaan energi pada Tabel 4.9 dalam berlangsungnya pengoperasian *plant* pemurnian gas alam. Adapun perhitungan *capital investment* terdapat pada lampiran D. Hasil perhitungan CAPEX terdiri dari beberapa peralatan yang menunjang dalam penerapan APC pada *plant* pemurnian gas alam sebesar 617940 USD. Selain itu, besarnya OPEX terdiri dari biaya pengeluaran untuk pengoperasian APC sejumlah 23076 USD dan didapatkan *capital investment* sebesar 641017 USD. Kemudian dari Tabel 4.10 dan jumlah *capital investment* yang dibutuhkan, maka didapatkan *total annual cost* sebesar 641050 USD.

#### **4.4 Perhitungan NPV dan ROI**

Dari hasil yang didapatkan pada lampiran F, dapat dilihat bahwa *retrofit* pada *plant* pemurnian gas alam layak dilakukan, dimana dengan dalam mengetahui kelayakan suatu investasi pada *plant* pemurnian gas dengan penerapan *advanced process control* yang dapat dilihat dari segi NPV, yaitu bernilai positif selama sepuluh tahun. Seluruh nilai NPV positif tersebut bermakna, bahwa dengan pengambilan keputusan *retrofit* dengan batas waktu sepuluh tahun akan memberikan keuntungan dan pengembalian

modal dikemudian hari. Selain itu, besarnya *capital investment* yang dikeluarkan untuk *retrofit* pada *plant* pemurnian gas alam memiliki pengembalian ROI sebesar 736% dalam kurun waktu kurang lebih 48 hari setelah pengoperasian APC.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## **BAB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 KESIMPULAN**

Berdasarkan hasil analisis data yang telah dilakukan, didapatkan beberapa kesimpulan dari tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Adapun dari penerapan APC pada *plant* pemurnian gas alam di salah satu perusahaan gas di Jawa Timur dengan pemilihan instrumen berupa *analytical controller* di ketiga kolom *deethanizer*, *depropanizer* dan *debuthanizer* menghasilkan *total annual cost* sebesar 2929250 USD.
2. Adapun dampak dari penerapan APC pada *plant* pemurnian gas alam di salah satu perusahaan gas alam di Jawa Timur dari aspek keteknikan adalah perubahan karakteristik respon komposisi yang dihasilkan berupa penurunan *settling time* pada *deethanizer* selama 83 menit, *depropanizer* selama 107 menit dan *debuthanizer* selama 132 menit. Untuk *maximum overshoot* terjadi penurunan pada *deethanizer* sebesar 0.66%, *depropanizer* sebesar 8.42%, *debuthanizer* sebesar 6.61%. Sehingga, laju produk terjadi peningkatan sebesar 1.47% pada etana, 1.03% propana dan 1.14% pada butana, serta penurunan penggunaan energi sebanyak 545827 kJ/h.
3. Adapun dampak penerapan APC pada *plant* pemurnian gas alam di salah satu perusahaan gas alam di Jawa Timur dari aspek ekonomi yang dihasilkan, yaitu adanya penurunan biaya dari penggunaan energi sebesar 5.22 USD/h dan peningkatan pendapatan dari laju produksi sebesar 632.65 USD/h, sehingga didapatkan *profit* sebesar 637 USD/h.

## 5.2 SARAN

Adapun saran yang dapat diberikan dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Untuk memenuhi norma *green* dan menjaga sumber daya alam meningkatkan laju produksi dan penurunan konsumsi energi pada *plant* pemurnian gas alam, maka diperlukan *retrofit* dengan beberapa instrumen dan perubahan struktur kontrol mengacu pada *advanced process control*.
2. Apabila *retrofit* dilakukan, maka diperlukan penambahan karyawan guna meninjau dan menjalankan *advanced process control* pada *plant* pemurnian gas alam.



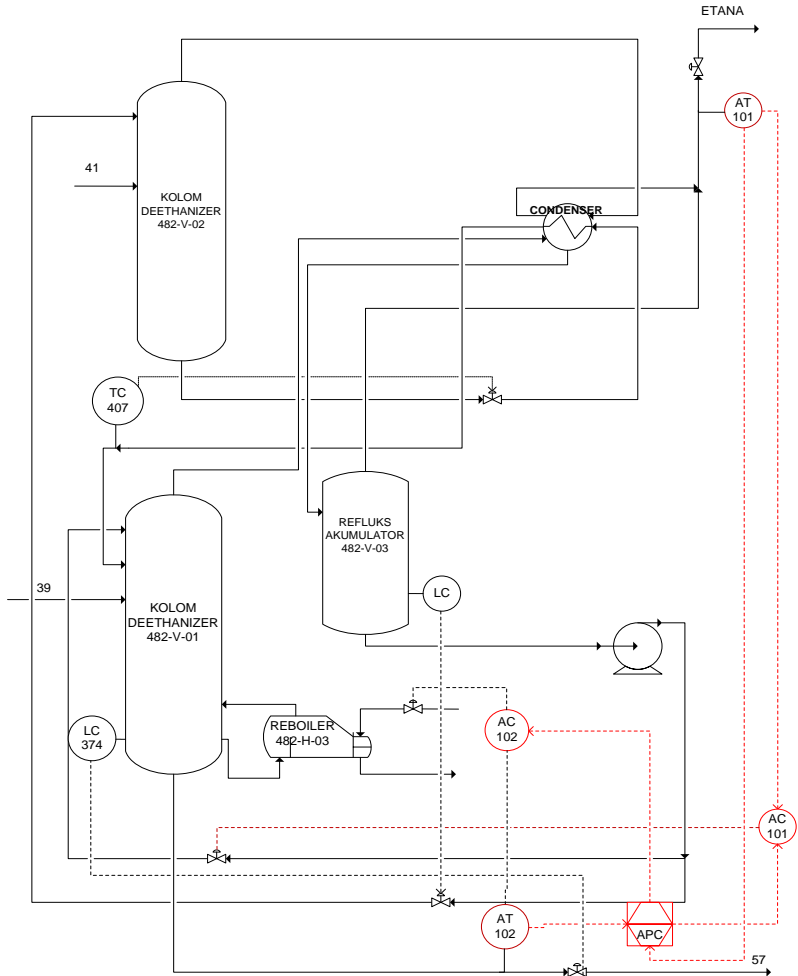
## DAFTAR PUSTAKA

- [1] T. R. Biyanto, "Green Concept in Engineering Practice," pp. 17–23, 2015.
- [2] W. H. Ray, "Advanced Process Control," no. 455, pp. 1–4, 1989.
- [3] X. Jin, G. Rong, and S. Wang, "Modeling and Advance Process Control for Distillation Columns of Linear Alkylbenzene Plant," *Elsevier Publ.*, vol. 37, no. 1, pp. 773–778, 2003.
- [4] M. Bauer and I. K. Craig, "Economic assessment of advanced process control - A survey and framework," *J. Process Control*, vol. 18, no. 1, pp. 2–18, 2008.
- [5] S. Skogestad, "Control structure design for complete chemical plants," *Comput. Chem. Eng.*, vol. 28, no. 1–2, pp. 219–234, 2004.
- [6] G. Towler and R. Sinnott, *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. 2013.
- [7] K. Åström and R. Murray, "Feedback systems: an introduction for scientists and engineers," no. July, p. 412, 2008.
- [8] W. Bolton, *Programmable Logic Controllers*. 2009.
- [9] B. G. Liptak, *Instrument Engineers' Handbook: Process Measurement and Analysis*. 2003.
- [10] T. F. Edgar *et al.*, *Process Control*. 2008.
- [11] E. F. Camacho and C. Bordons, *Model predictive control in the process industry*. 2012.

- [12] M. Stewart, *Piping system design*. 2016.
- [13] W. L. Luyben, *Distillation design and control using Aspen simulation*. 2013.
- [14] A. Bahadori, *Natural Gas Processing: Technology and Engineering Design*. 2014.
- [15] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, and R. E. West, *Chaper 6: Cost Estimation*. 1991.
- [16] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, and R. E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 1991.
- [17] J. J. Downs and S. Skogestad, "An industrial and academic perspective on plantwide control," *IFAC Proc. Vol.*, vol. 7, no. PART 1, pp. 117–128, 2009.
- [18] W. L. Luyben, B. D. Tyreus, and M. L. Luyben, "Plantwide Control Design Procedure," *Plantwide Process Control*, vol. 43, no. 12, pp. 53–69, 1999.

## LAMPIRAN A

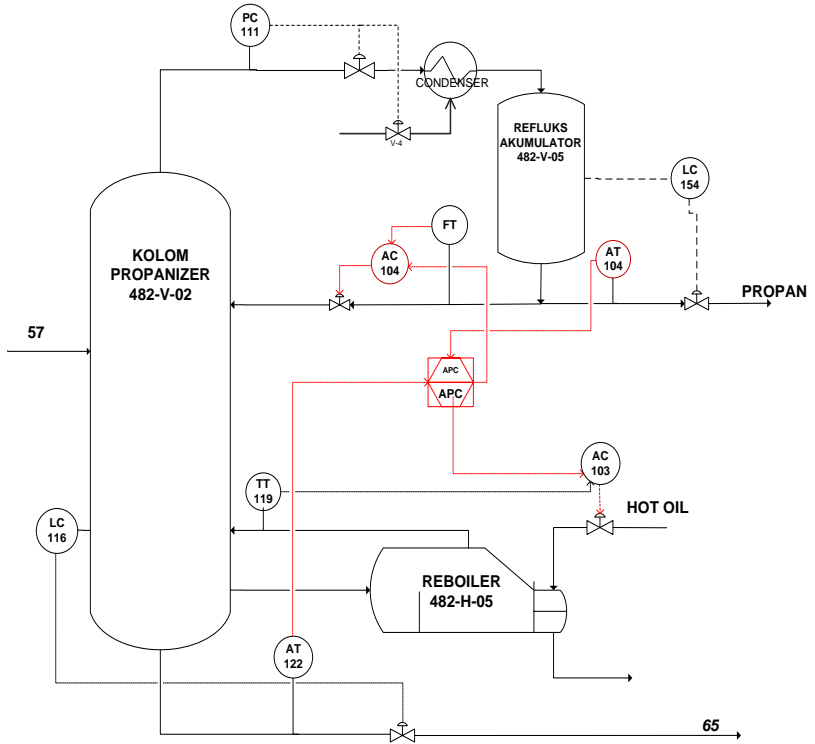
Adapun perancangan APC pada *deethanizer* adalah sebagai berikut:





## LAMPIRAN B

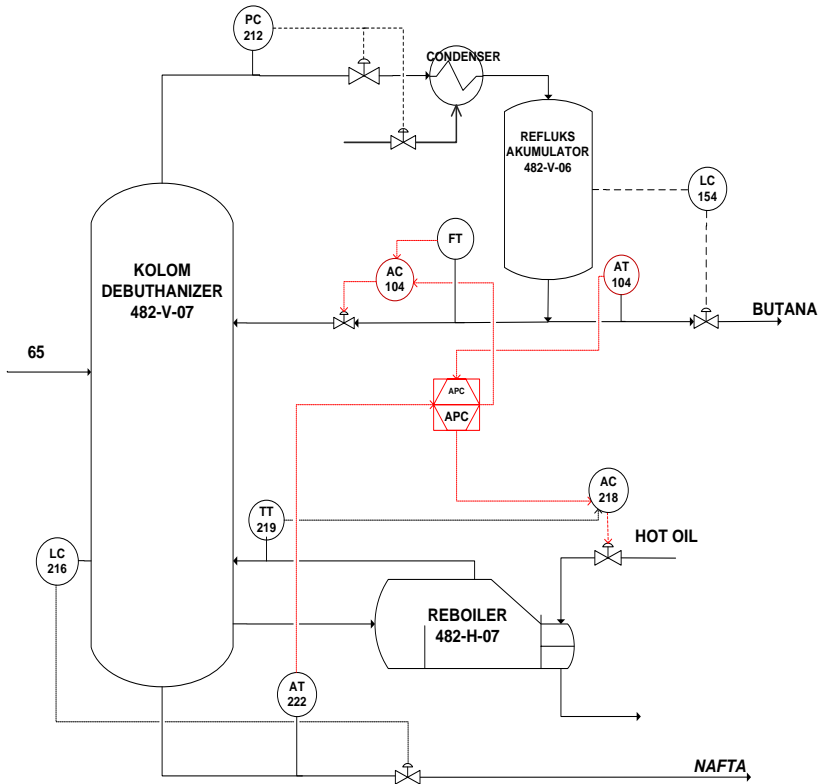
Adapun perancangan APC pada *depropanizer* adalah sebagai berikut:





## LAMPIRAN C

Adapun perancangan APC pada *debuthanizer* adalah sebagai berikut:

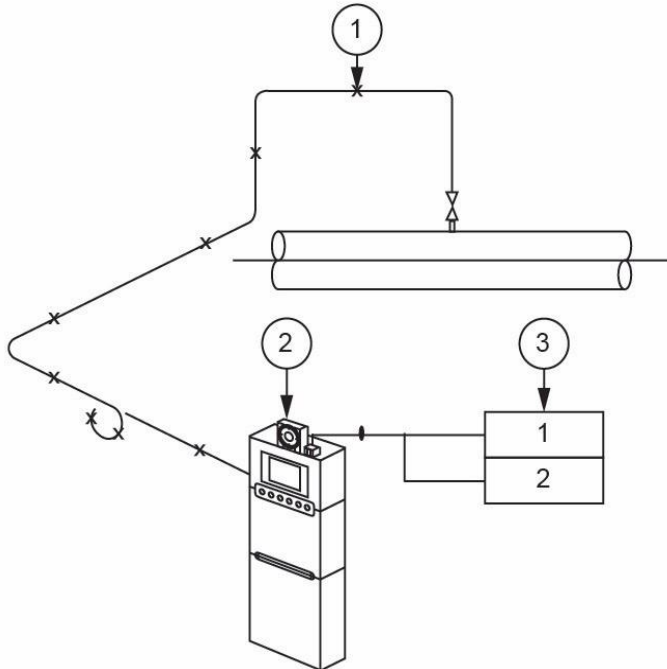






## LAMPIRAN D

Adapun perancangan *hook up drawing* adalah sebagai berikut:



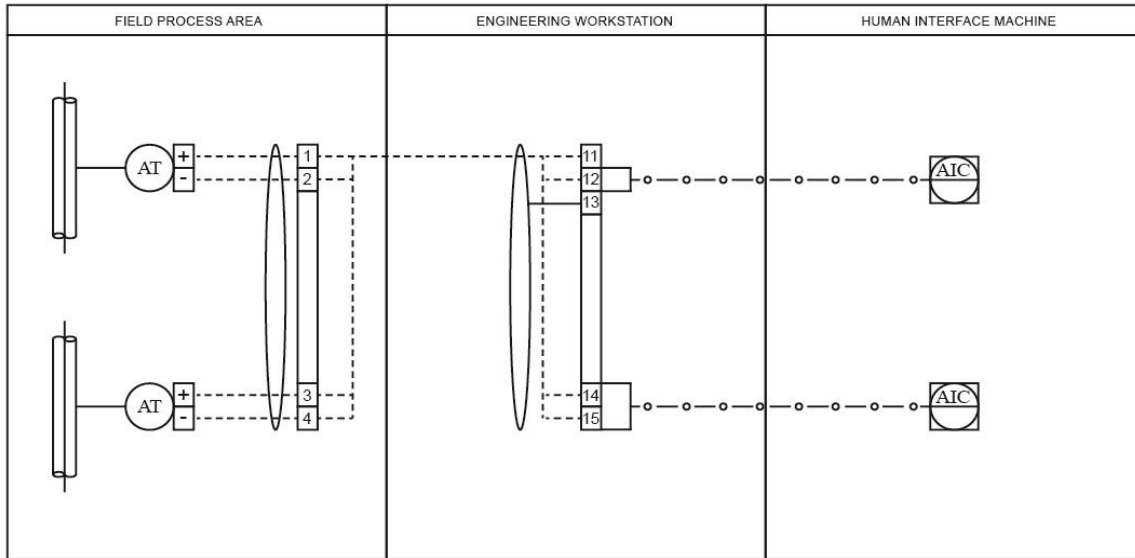
| No. | Jenis                    | Merk | Jumlah |
|-----|--------------------------|------|--------|
| 1   | Modul Analyzer (PGC5000) | ABB  | 3      |
| 2   | Modul DCS (S800 I/O)     | ABB  | 3      |
| 3   | Tubing (stainlish steel) | -    | 300 m  |

catatan: *Bill of material* dari *Hook Up drawing* untuk penambahan modul analyzer, modul dcs dan tubing di ketiga kolom destilasi



## LAMPIRAN C

Adapun perancangan *wiring diagram* adalah sebagai berikut:



### LAMPIRAN C

| <b>No.</b>   | <b>Jenis</b>                              | <b>Merk</b> | <b>Jumlah</b> |
|--|---|-------------|---------------|
| 1  | Kabel 4-20 mA ( <i>Copper conductor</i> ) | Jembo (NYA) | 300 m         |
| Catatan : <i>Bill of material</i> dari <i>wiring diagram</i> untuk penambahan kabel di <i>field process area</i> ketiga kolom destilasi. |   |             |               |

## LAMPIRAN D

Adapun *capital investment* yang dikeluarkan dalam *retrofit* pada *plant* pemurnian gas alam didapatkan berdasarkan capex dan opex. Penambahan instrumen dan *utiliy* pada *plant* pemurnian gas alam berdasarkan *Hook up* dan *wiring diagram* yang dijadikan CAPEX adalah sebagai berikut:

| No.   | Jenis                           | Jumlah | Harga Satuan  | Harga Total (Rp) | Total (USD) |
|-------|---------------------------------|--------|---------------|------------------|-------------|
| 1     | <i>Analytical controller</i>    | 3      | 935.610.000   | 2.806.830.000    | 215910      |
| 3     | <i>Advanced Process Control</i> | 1      | 5.000.000.000 | 5.000.000.000    | 384615      |
| 4     | <i>Tubing (100m)</i>            | 3      | 8             | 312.000          | 24          |
| 5     | <i>Wiring (1m)</i>              | 300    | 3600          | 1.080.000        | 8307        |
| 6     | AI/O Modul DCS                  | 3      | 75.000.000    | 225.000.000      | 173079      |
| CAPEX |                                 |        |               | 8.033.222.000    | 617940      |

Adapun pada retrofit *plant* pemurnian gas alam berdasarkan OPEX adalah sebagai berikut:

| <b>No.</b> | <b>Jenis</b>                                     | <b>Jumlah</b> | <b>Harga satuan</b>    | <b>Harga total<br/>(Rp)</b> | <b>Total<br/>(USD)</b> |
|------------|--|---------------|------------------------|-----------------------------|------------------------|
| 1          | Karyawan <i>Advanced<br/>Process<br/>Control</i> | 1             | 25000000<br>(*12bulan) | 300.000.000                 | 23076                  |
| OPEX       |  |               |                        | 300.000.000                 | 23076                  |

## Lampiran F

Adapun analisa ekonomi berdasarkan NPV dan ROI dari penerapan APC pada *plant* pemurnian gas alam adalah sebagai berikut:

| <b>Tahun</b> | <b>kas Bersih</b> | <b>Present Value</b> | <b>NPV</b> | <b>ROI</b> |
|--------------|-------------------|----------------------|------------|------------|
| 0            | 0                 | -641017.0769         | 0          |            |
| 1            | 4719742.034       | 4673011.915          | 4031994.84 | 0%         |
| 2            | 4530952.353       | 4441674.691          | 3800657.61 | 736%       |
| 3            | 4349714.258       | 4221789.806          | 3580772.73 | 707%       |
| 4            | 4175725.688       | 4012790.31           | 3371773.23 | 679%       |
| 5            | 4008696.661       | 3814137.325          | 3173120.25 | 651%       |
| 6            | 3848348.794       | 3625318.645          | 2984301.57 | 625%       |
| 7            | 3694414.842       | 3445847.425          | 2804830.35 | 600%       |
| 8            | 3546638.249       | 3275260.919          | 2634243.84 | 576%       |
| 9            | 3404772.719       | 3113119.289          | 2472102.21 | 553%       |
| 10           | 3268581.81        | 2959004.473          | 2317987.4  | 531%       |





## LAMPIRAN G

Adapun variabel pada *Plant* Pemurnian Gas Alam sebagai berikut:

|           | <b>Variabel</b>  | <b>Jumlah</b>      |
|-----------|--|--------------------|
| Komposisi | <i>Tray</i> kolom <i>deethanizer</i>                   | 22 N <sub>se</sub> |
|           | Umpan kolom <i>deethanizer</i>                         | 44                 |
|           | Refluks akumulator kolom <i>deethanizer</i>            | 22                 |
|           | <i>Tray</i> kolom <i>depropanizer</i>                  | 22 N <sub>sp</sub> |
|           | Umpan kolom <i>depropanizer</i>                        | 22                 |
|           | Kondensor kolom <i>depropanizer</i>                    | 22                 |
|           | <i>Tray</i> kolom <i>debutanizer</i>                   | 22 N <sub>sb</sub> |
|           | Umpan kolom <i>debutanizer</i>                         | 22                 |
|           | Kondenser kolom <i>debutanizer</i>                     | 22                 |
| Aliran    | Umpan kolom <i>deethanizer</i>                         | 2                  |
|           | <i>Tray</i> (cairan dan gas) kolom <i>deethanizer</i>  | 2 N <sub>se</sub>  |
|           | <i>Overhead</i> kolom <i>deethanizer</i>               | 1                  |
|           | <i>Liquid draw</i> kolom <i>deethanizer</i>            | 1                  |
|           | <i>Liquid draw</i> refluks akumulator                  | 1                  |
|           | Distilat kolom <i>deethanizer</i>                      | 1                  |
|           | <i>Vapour reboiler</i> kolom <i>deethanizer</i>        | 1                  |
|           | <i>Bottom</i> kolom <i>deethanizer</i>                 | 1                  |
|           | Umpan kolom <i>depropanizer</i>                        | 1                  |
|           | <i>Tray</i> (cairan dan gas) kolom <i>depropanizer</i> | 2 N <sub>sp</sub>  |
|           | Refluks kolom <i>depropanizer</i>                      | 1                  |
|           | Distilat kolom <i>depropanizer</i>                     | 1                  |
|           | <i>Vapour reboiler</i> kolom <i>depropanizer</i>       | 1                  |
|           | <i>Bottom</i> kolom <i>depropanizer</i>                | 1                  |
|           | Umpan kolom <i>debutanizer</i>                         | 1                  |
|           | <i>Tray</i> (cairan dan gas) kolom <i>debutanizer</i>  | 2 N <sub>sb</sub>  |
|           | Refluks kolom <i>debutanizer</i>                       | 1                  |
|           | Distilat kolom <i>debutanizer</i>                      | 1                  |

|   | <b>Variabel</b>                          | <b>Jumlah</b> |
|---|--|---------------|
| Aliran  | <i>Vapour reboiler kolom debutanizer</i> | 1             |
|   | <i>Bottom kolom debutanizer</i>          | 1             |
| Energi  | $Q_{reb}$ kolom <i>deethanizer</i>       | 1             |
|   | <i>Heat exchanger</i>                    | 1             |
|   | $Q_{reb}$ kolom <i>depropanizer</i>      | 1             |
|   | $Q_{con}$ kolom <i>depropanizer</i>      | 1             |
|   | $Q_{reb}$ kolom <i>debutanizer</i>       | 1             |
|   | $Q_{con}$ kolom <i>debutanizer</i>       | 1             |
| Tekanan   | <i>Tray kolom deethanizer</i>            | 1             |
|   | <i>Tray kolom depropanizer</i>           | 1             |
|   | <i>Tray kolom debutanizer</i>            | 1             |
| Jumlah tray   | Kolom <i>deethanizer</i>                 | 1             |
|   | Kolom <i>depropanizer</i>                | 1             |
|   | Kolom <i>debutanizer</i>                 | 1             |
| Temperature   | <i>Tray kolom deethanizer</i>            | $N_{se}$      |
|   | <i>Heat exchanger</i>                    | 1             |
|   | <i>Reboiler kolom deethanizer</i>        | 1             |
|   | <i>Tray kolom depropanizer</i>           | $N_{sp}$      |
|   | Kondenser kolom <i>depropanizer</i>      | 1             |
|   | <i>Reboiler kolom depropanizer</i>       | 1             |
|   | <i>Tray kolom debutanizer</i>            | $N_{sb}$      |
|   | Kondenser kolom <i>debutanizer</i>       | 1             |
| <i>Reboiler kolom debutanizer</i>                           | 1  |               |
| Jumlah variabel = $25 N_{se} + 25 N_{sp} + 25 N_{sb} + 192$ |  |               |

## LAMPIRAN H

Persamaan pada *Plant* Pemurnian gas alam

|   | Persamaan                                   | Jumlah             |
|---|---|--------------------|
| Keseimbangan komponen Kesetimbangan keseluruhan | Tray kolom <i>deethanizer</i>               | 11 N <sub>se</sub> |
|   | Refluks akumulator kolom <i>deethanizer</i> | 11                 |
|   | Reboiler kolom <i>deethanizer</i>           | 11                 |
|   | Tray kolom <i>depropanizer</i>              | 11 N <sub>sp</sub> |
|   | Kondenser kolom <i>depropanizer</i>         | 11                 |
|   | Reboiler kolom <i>depropanizer</i>          | 11                 |
|   | Tray kolom <i>debutanizer</i>               | 11 N <sub>sb</sub> |
|   | Kondenser kolom <i>debutanizer</i>          | 11                 |
|   | Reboiler kolom <i>debutanizer</i>           | 11                 |
|   | Kolom <i>deethanizer</i>                    | N <sub>se</sub>    |
|   | Refluks akumulator kolom <i>deethanizer</i> | 1                  |
|   | Reboiler kolom <i>deethanizer</i>           | 1                  |
|   | <i>Heat exchanger</i>                       | 3                  |
|   | Kolom <i>depropanizer</i>                   | N <sub>sp</sub>    |
|   | Kondenser kolom <i>depropanizer</i>         | 1                  |
|   | Reboiler kolom <i>depropanizer</i>          | 1                  |
|   | Kolom <i>debutanizer</i>                    | N <sub>sb</sub>    |
|   | Kondenser kolom <i>debutanizer</i>          | 1                  |
| Reboiler kolom <i>debutanizer</i>               | 1   |                    |
| Keseimbangan fasa                               | Kolom <i>deethanizer</i>                    | 12 N <sub>se</sub> |
|   | Refluks akumulator kolom <i>deethanizer</i> | 12                 |
|   | Reboiler kolom <i>deethanizer</i>           | 12                 |
|   | <i>Heat exchanger</i>                       | 12                 |
|   | Kolom <i>depropanizer</i>                   | 12 N <sub>sp</sub> |
|   | Kondenser kolom <i>depropanizer</i>         | 12                 |
|   | Reboiler kolom <i>depropanizer</i>          | 12                 |
| Kolom <i>debutanizer</i>                        | 12 N <sub>sb</sub>                          |                    |

|  | <b>Persamaan</b>                          | <b>Jumlah</b> |
|--|---|---------------|
| Keseimbangan fasa  | Kondenser kolom <i>debutanizer</i>        | 12            |
|  | Reboiler kolom <i>debutanizer</i>         | 12            |
| Keseimbangan energi  | Tray kolom <i>deethanizer</i>             | $N_{se}$      |
|  | <i>Reboiler</i> kolom <i>deethanizer</i>  | 1             |
|  | <i>Heat exchanger</i>                     | 3             |
|  | Tray kolom <i>depropanizer</i>            | $N_{sp}$      |
|  | Kondenser kolom <i>depropanizer</i>       | 1             |
|  | <i>Reboiler</i> kolom <i>depropanizer</i> | 1             |
|  | Tray kolom <i>debutanizer</i>             | $N_{sb}$      |
|  | Kondenser kolom <i>debutanizer</i>        | 1             |
|  | <i>Reboiler</i> kolom <i>debutanizer</i>  | 1             |
| Pemisahan komponen   | Kolom <i>deethanizer</i>                  | 1             |
|  | Kolom <i>depropanizer</i>                 | 1             |
|  | Kolom <i>debutanizer</i>                  | 1             |
| Penurunan tekanan  | Kolom <i>deethanizer</i>                  | 1             |
|  | Kolom <i>depropanizer</i>                 | 1             |
|  | Kolom <i>debutanizer</i>                  | 1             |
| Jumlah persamaan = $25 N_{se} + 25 N_{sp} + 25 N_{sb} + 177$ |   |               |



Nama penulis Muhammad Nur Al Hadi, dilahirkan di Serang, 28 april 1994. Menempuh pendidikan formal di SD YPWKS 5 Cilegon , SMP Al Mahadul Islami Bangil, dan SMA 8 Bandung. Setelah menempuh pendidikan SMA, penulis melanjutkan pendidikan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya, Fakultas Teknologi Industri, Jurusan Teknik Fisika, Program studi S1 Teknik Fisika pada tahun 2013 hingga 2018. Di jurusan Teknik Fisika penulis mengambil tugas akhir di bidang studi instrumentasi dengan judul optimisasi tekno-ekonomi *advanced process control* pada *plant* pemurnian gas alam di bawah arahan bimbingan Totok Ruki Biyanto Ph.D. Apabila terdapat pertanyaan dan saran mengenai penelitian penulis silahkan menghubungi email penulis [Nuralhadi2804@gmail.com](mailto:Nuralhadi2804@gmail.com)