



**TUGAS AKHIR - TF181801**

**DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA  
*SUPERSONIC SEPARATION (3S) PLANT***

**MOHAMMAD OKKY MABRURI**  
NRP. 0231154000084

Dosen Pembimbing :  
AP. Totok Ruki Biyanto, Ph.D.

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2019

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



**FINAL PROJECT - TF181801**

**PLANTWIDE CONTROL DESIGN IN  
SUPERSONIC SEPARATION (3S) PLANT**

**MOHAMMAD OKKY MABRURI**  
**NRP. 0231154000084**

*Supervisor:*  
**AP. Totok Ruki Biyanto, Ph.D.**

**DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS**  
**Faculty of Industrial Technology**  
**Institut Teknologi Sepuluh Nopember**  
**Surabaya**  
**2019**

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Mohammad Okky Mabruuri  
NRP : 0231154000084  
Departemen/Prodi : Teknik Fisika / S1 Teknik Fisika  
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri  
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir dengan judul “*Desain Plantwide Control pada Supersonic Separation (3S) Plant*” adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada tugas akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 25 Juli 2019

Mohammad Okky Mabruuri  
buat pernyataan,



Mohammad Okky Mabruuri  
NRP. (0231154000084)

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

**LEMBAR PENGESAHAN  
TUGAS AKHIR**

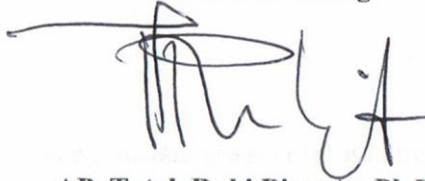
**DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *SUPERSONIC SEPARATION (3S) PLANT***

Oleh:

**Mohammad Okky Mabruki**  
**NRP 0231154000084**


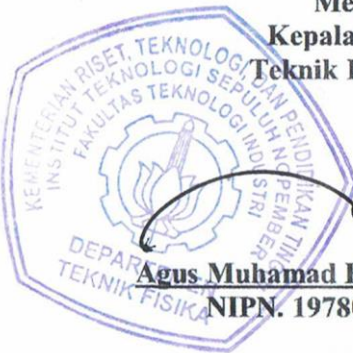
Surabaya, 25 Juli 2019

**Menyetujui,  
Dosen Pembimbing**



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

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



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

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



## LEMBAR PENGESAHAN

### DESAIN *PLANTWIDE CONTROL* PADA *SUPERSONIC SEPARATION (3S) PLANT*

#### TUGAS AKHIR




Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada

Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh: *Halaman ini dikoreksi*

**Mohammad Okky Maburri**  
**NRP. 0231154000084**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. AP. Totok Ruki Biyanto, Ph.D.  .....(Pembimbing)
2. Hendra Cordova, S.T., M.T.  .....(Ketua Penguji)
3. Ir. Matradji, M.Sc.  ..... (Penguji 1)

**SURABAYA**  
**JULI, 2019**

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

**ABSTRAK**  
**DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA SUPERSONIC  
SEPARATION (3S) PLANT**

**Nama** : **Mohammad Okky Mabruri**  
**NRP** : **0231154000084**  
**Departemen** : **Teknik Fisika FTI-ITS**  
**Dosen Pembimbing** : **Totok Ruki Biyanto, Ph.D.**

Produksi migas di Indonesia masih didominasi oleh produksi gas. Indonesia memiliki cadangan gas terbukti (*proven gas reserves*) terbesar ketiga belas di dunia dan terbesar kedua di Asia Pasifik, atau diperkirakan 1,4% dari cadangan dunia. Gas alam yang dihasilkan dari sumur tidak dapat digunakan secara langsung sebagai bahan bakar. Proses pemisahan adalah salah satu bagian penting dalam industri gas alam. *supersonic separation* merupakan teknologi pemisahan gas yang baru dengan menggabungkan teknologi *JT-valve* dan *turbo expander*. *Plant* yang digunakan pada tugas akhir ini yaitu *supersonic separation plant* dalam ekstraksi hidrokarbon berat dari metana atau liquefied petroleum gases (*LPG*) recovery. Adanya integrasi panas serta laju umpan gas alam yang tidak selalu stabil dan pertimbangan ekonomis untuk profit dari *plant* ini membutuhkan perancangan *plantwide control*. Perancangan desain *plantwide control* (PWC) pada *supersonic separation* ini berhasil menyelesaikan permasalahan tersebut, terbukti dengan adanya analisis dampak dari sisi energi, ekonomi dan dari kestabilan *plant*. Metode PWC yang digunakan menurunkan metode milik Luyben dan Skogestad. Hasil perancangan PWC pada kenaikan laju aliran massa umpan 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 698830 kJ per jam dan mampu meningkatkan profit sebesar 83 USD per jam sedangkan pada penurunan laju aliran massa umpan sebesar 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 438190 kJ per jam dan mampu meningkatkan profit sebesar 364 USD per jam. Penerapan PWC juga dapat menghasilkan respons sistem yang stabil saat dilakukan uji gangguan.

**Kata Kunci : *plantwide control, supersonic separation, liquefied petroleum gases (LPG) recovery***

**ABSTRACT**  
**PLANTWIDE CONTROL DESIGN IN SUPERSONIC  
SEPARATION (3S) PLANT**

**Name** : **Mohammad Okky Mabruri**  
**NRP** : **0231144000084**  
**Department** : **Engineering Physics FTI-ITS**  
**Supervisor** : **Totok Ruki Biyanto, Ph.D.**

*Oil and gas production in Indonesia are still dominated by gas production. Indonesia has the thirteenth largest proven gas reserves in the world and is the second largest in the Asia Pacific or estimated at 1.4% of world reserves. Natural gas produced from wells cannot be used directly as fuel. The separation process is an important part of the natural gas industry. Supersonic separation is a new gas separation technology that combines JT-valve and turbo expander technology. The plant used in this final project is the supersonic separation plant in the methane or Liquefied Petroleum Gases (LPG) recovery). The integration of heat and the rate of feed of natural gas that is not always stable and economic considerations for profit from this plant require plantwide control design. Plantwide control (PWC) design on supersonic separation has successfully solved the problem, as evidenced by the impact of energy, economic and plant stability analysis. The PWC method used decreases the method of Luyben and Skogestad. The results of the PWC design at a 5% increase in feed mass flow can reduce energy use by 698830 kJ per hour and can increase profit by 83 USD per hour while decreasing the feed mass flow rate by 5% can reduce energy use by 438190 kJ per hour and is able increase profit by 364 USD per hour. The application of the PWC can also produce a stable system response when the interference test is performed.*

**Keywords:** *plantwide control, supersonic separation plant, liquefied petroleum gases (LPG) recovery*

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## KATA PENGANTAR

Alhamdulillah. Puji syukur ke hadirat Allah SWT, Tuhan Semesta Alam yang senantiasa melimpahkan Rahman dan Rahim-Nya, serta selawat dan salam kepada Baginda Nabi Muhammad SAW, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul :

### **“DESAIN PLANTWIDE CONTROL PADA SUPERSONIC SEPARATION (3S) PLANT”**

Pada kesempatan kali ini, penulis ingin mempersembahkan karya dan ucapan terima kasih yang tulus kepada kedua orang tua atas segala kasih sayang dan doa serta dukungan moril dan materiil yang telah diberikan serta keluarga. Terima kasih juga saya berikan untuk seluruh pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Ucapan terima kasih ini, khususnya diberikan kepada :

1. Bapak AP. Totok Ruki Biyanto, Ph.D. selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol yang telah memberikan ilmu, petunjuk, nasihat, serta inspirasi yang dapat menjadi bekal dalam perjalanan hidup ke depan.
2. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D. selaku Ketua Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan ilmu, bimbingan, serta fasilitas selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
3. Bapak Ir. Matradji, M.Sc. selaku Dosen Wali penulis yang telah membimbing dengan sabar dan perhatian selama perkuliahan.
4. Direktorat Pembelajaran dan Kemahasiswaan Ditjen Dikti Republik Indonesia yang telah memberikan dukungan finansial melalui Beasiswa Bidikmisi tahun 2015-2019.
5. Seluruh teman-teman angkatan, F50-Trancendent Frontier yang telah menemani dan memberikan kesan dan kenangan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
6. Teman-teman seperjuangan bimbingan tugas akhir (Nanda, Gideon, Andro, dkk) serta asisten Laboratorium

Instrumentasi dan Kontrol 2017-2019 yang telah banyak membantu dan memberikan semangat.

7. Seluruh aktivis organisasi UKM Penalaran ITS dan anggota PMII Sepuluh Nopember yang telah banyak membantu dan memberikan semangat serta pelajaran selama kegiatan di kampus ini.
8. Penghuni Komisariat PMII Sepuluh Nopember
9. Seluruh dosen, karyawan dan civitas akademika Teknik Fisika FTI-ITS, terima kasih atas segala bantuan dan kerja samanya.
10. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terima kasih atas bantuannya.

Penulis sadar bahwa penulisan laporan tugas akhir ini jauh dari kata sempurna. Oleh karena itu, penulis mohon maaf atas segala kesalahan apabila ditemukan di kemudian hari. Dan semoga laporan ini dapat memberikan kontribusi dan menambah wawasan bagi pembaca, keluarga besar Teknik Fisika khususnya, dan civitas akademika ITS. Selain itu, semoga dapat bermanfaat sebagai referensi pengerjaan laporan tugas akhir bagi mahasiswa yang lain.

Surabaya, 25 Juli 2019

Penulis



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	<b>i</b>
<b>TITLE PAGE</b> .....	<b>iii</b>
<b>PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME</b> .....	<b>v</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	<b>vii</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	<b>ix</b>
<b>ABSTRAK</b> .....	<b>xi</b>
<b>ABSTRACT</b> .....	<b>xiii</b>
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	<b>xv</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>xvii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>xix</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>xxi</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	3
1.3 Tujuan .....	4
1.4 Lingkup Kerja .....	4
1.5 Sistematika Laporan.....	4
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA</b> .....	<b>7</b>
2.1 <i>Supersonic Separation</i> .....	7
2.2 <i>Supersonic Separation Plant</i> .....	9
2.3 Equation of State: Peng Robinson .....	10
2.4 <i>Degrees of Freedom (DOF)</i> .....	12
2.5 <i>First Order Plus Death Time (FOPDT)</i> .....	13
2.6 Pengendali <i>Feedforward</i> .....	15
2.7 Model Predictive Control (MPC).....	17
2.8 Analisis Performansi Pengendali .....	19
2.9 <i>Plantwide Control (PWC)</i> .....	21
<b>BAB III METODOLOGI</b> .....	<b>25</b>
3.1 Pengumpulan Data Komponen dan Konfigurasi <i>Supersonic separation (3S) Plant</i> .....	26
3.2 Pemodelan Steady State <i>Supersonic Separation (3S)</i> <i>Plant</i> .....	28
3.3 Pemodelan Dinamik <i>Supersonic Separation (3S) Plant</i> 33	
3.4 Validasi Proses <i>Supersonic Separation (3S) Plant</i> .....	33

3.5	Perancangan <i>Plantwide Control</i> .....	36
3.5.1.	Penentuan Fungsi Objektif .....	36
3.5.2.	Mengidentifikasi <i>Control Degrees of Freedom</i> ...	36
3.5.3.	Penentuan Laju Produksi ( <i>Throughput Manipulator</i> ) .....	38
3.5.4.	Penentuan Variabel Ekonomi (Economic Controlled Variable).....	39
3.5.5.	Lapisan Pengendalian <i>Supervisory</i> .....	40
3.5.6.	Integrasi Proses ( <i>Process Integration</i> ) .....	41
3.5.7.	Optimisasi.....	42
3.6	Pengujian Performansi Sistem dan Analisis .....	42
<b>BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN .....</b>		<b>45</b>
4.1	Analisis Hasil Perancangan PWC .....	45
4.2	Analisis Hasil Optimisasi .....	46
4.3	Analisis Pengujian Performansi Sistem .....	48
4.4	Pembahasan.....	51
<b>BAB V.....</b>		<b>53</b>
5.1	Kesimpulan .....	53
5.2	Saran .....	53
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>55</b>
<b>LAMPIRAN .....</b>		<b>59</b>
<b>BIODATA PENULIS .....</b>		<b>77</b>

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Peralatan <i>Supersonic Separation</i> [15] .....	8
Gambar 2. 2 3-S Separator <i>Plant</i> .....	10
Gambar 2. 3 Grafik Respon Sistem[21] .....	13
Gambar 2. 4 Diagram Blok <i>Model Predictive Control</i> [22].....	17
Gambar 2. 5 Konsep Dasar <i>Model Predictive Control</i> [22].....	18
Gambar 2. 6 Respons Pengendali ketika Diberi Sinyal Step [22]... .....	20
Gambar 2. 7 Interpretasi IAE pada (a.) uji <i>disturbance</i> , dan (b.) uji <i>set point</i> [22] .....	21
Gambar 3. 1 Diagram Alir Metodologi Penelitian .....	25
Gambar 3. 2 <i>Process Flow Diagram Supersonic Separation Plant</i> .....	26
Gambar 3. 3 Model Steady State <i>Supersonic Separation (3S) Plant</i> menggunakan Aspen Hysys.....	29
Gambar 3. 4 Desain Peralatan <i>Supersonic Separation (3S)</i> oleh Linnter Group Ltd.....	31
Gambar 3. 5 Model Peralatan <i>Supersonic Separation (3S)</i> .....	32
Gambar 3. 6 <i>Throughput Manipulator (TPM)</i> .....	39
Gambar 3. 7 Pemasangan MPC pada <i>Supersonic Separation Plant</i> .....	41
Gambar 4. 1 Uji <i>set point</i> naik 5% pada <i>FIC Feed</i> .....	45
Gambar 4. 2 Uji <i>set point</i> turun 5% pada <i>FIC Feed</i> .....	46
Gambar 4. 3 Uji Gangguan Turun 8.42%.....	48
Gambar 4. 4 Perbandingan Respon Fraksi Mol Metana Sales Gas Struktur Kontrol PID dan PWC pada gangguan turun 8.42% .....	49
Gambar 4. 5 Perbandingan respon fraksi mol etana sales gas struktur kontrol PID dan PWC pada gangguan turun 8.42% .....	50

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1. Jenis – Jenis <i>Supersonic Separation</i> .....	9
Tabel 3. 1 <i>Properties</i> atau Sifat Fluida pada Sumur PT Saka Energi Indonesia 27	
Tabel 3. 2 Validasi Proses pada <i>Supersonic Separation (3S) Plant</i> .....	34
Tabel 3. 3 Validasi <i>Rasio Mass Flow</i> pada Peralatan <i>Supersonic Separation (3S)</i> .....	34
Tabel 3. 4 Validasi Standar <i>Sales Gas</i> pada <i>Supersonic Separation (3S) Plant</i> .....	35
Tabel 3. 5 Nilai CDOF pada <i>Supersonic separation</i> .....	36
Tabel 3. 6 Jumlah Nrestraining .....	37
Tabel 3. 7 Pengendali pada <i>Supersonic separation</i> dalam Kondisi Desain.....	38
Tabel 3. 8 Parameter Permodelan FOPDT pada MPC .....	40
Tabel 3. 9 Parameter Permodelan Pengendali <i>Feedforward</i> . .....	42
Tabel 3. 10 Gangguan pada Umpan .....	43
Tabel 4. 1 Perbandingan struktur kontrol pada <i>3S Plant</i> .....	47
Tabel 4. 2 Perbandingan penggunaan energi pada <i>3S Plant</i> .....	47
Tabel 4. 3 Perbandingan perhitungan biaya pada <i>3S Plant</i> .....	47
Tabel 4. 4 Perbandingan karakteristik respons fraksi mol metana sales gas struktur kontrol PID dan PWC pada turun 8.42%.....	50
Tabel 4. 5 Perbandingan karakteristik respons fraksi mol etana sales gas struktur kontrol PID dan PWC pada turun 8.42%.....	50
Tabel 4. 6 Nilai IAE pada uji gangguan turun 8.42% .....	51

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Produksi migas di Indonesia masih didominasi oleh produksi gas yang terus meningkat di atas produksi minyak bumi dalam kurun waktu beberapa tahun terakhir ini. Dominasi produksi gas alam diperkirakan akan terus berlangsung dalam beberapa tahun mendatang dengan semakin bertambahnya penemuan cadangan gas alam di Indonesia [1]. Indonesia memiliki cadangan gas terbukti (*proven gas reserves*) terbesar ketiga belas di dunia dan terbesar kedua di Asia Pasifik, atau diperkirakan 1,4% dari cadangan gas terbukti di seluruh dunia [2]. Pada 2018, berdasarkan data dari Satuan Kerja Khusus Pelaksana Kegiatan Usaha Hulu Minyak dan Gas alam, Indonesia memiliki cadangan terbukti 99,77 triliun standar kaki kubik (TCF) dan cadangan potensial 51 triliun standar kaki kubik (TCF) [1].

Gas alam mengandung banyak komposisi yang berbeda dan bervariasi dari berbagai sumber. Gas alam mengandung metana (sekitar 75-90% dari total) dan hidrokarbon lainnya, seperti etana, propana dan butana. Selain itu, gas mengandung beberapa zat pengotor yang tidak diinginkan, seperti air, nitrogen, karbon dioksida, dan hidrogen sulfida [3]. Gas alam yang dihasilkan dari sumur tidak dapat digunakan secara langsung sebagai bahan bakar. Hal ini dikarenakan zat pengotor dapat menurunkan nilai kalor dan menyebabkan korosi pada pipa dan peralatan. Zat pengotor ini harus dihilangkan dari gas alam untuk memenuhi persyaratan kualitas pipa dan spesifikasi gas penjualan. Proses pemisahan dan pemurnian adalah salah satu bagian penting dalam industri gas alam.

Ada banyak metode untuk melakukan proses pemisahan gas antara lain absorpsi, adsorpsi, kriogenik, membran dan yang terbaru yaitu pemisahan supersonik [4]. Metode absorpsi dan adsorpsi membutuhkan proses yang kompleks dan menggunakan bahan kimia yang bisa berdampak pada lingkungan. Metode kriogenik menggunakan kolom distilasi dengan fasilitas yang relatif besar, investasi modal dan operasional yang tinggi. Metode

membran mempunyai kekurangan pada material dan kehilangan hidrokarbon sangat besar [4].

*Supersonic separation* (3S) merupakan teknologi pemisahan gas yang baru dengan menggabungkan teknologi *Joule-Thomson valve* (*JT-valve*) dan *turbo expander* yang didasarkan pada pendinginan gas alam di sebuah aliran gas supersonik yang berputar [5]. *Supersonic separation* terdiri dari *laval nozzle*, *vortex generator*, *diffuser*, dan bagian lainnya [6]. Teknik unik ini memiliki sebuah struktur tubular yang mudah dan tersusun rapat tanpa ada bagian yang bergerak sehingga memiliki reliabilitas tinggi. *Supersonic separation* juga tidak menggunakan bahan kimia dan energi panas sehingga mengurangi emisi dan melindungi lingkungan sekitar. *Supersonic separation* telah sesuai dengan kebutuhan dalam pembangunan pengolahan gas seperti keamanan, pelestarian lingkungan, dan hemat energi [7]. *Supersonic separation* (3S) dapat diaplikasikan di industri minyak dan gas seperti dalam ekstraksi hidrokarbon berat dari metana (*ethane or liquefied petroleum gases (LPG) recovery*), pemisahan karbon dioksida dan hidrogen sulfida dari gas alam, produksi *liquefied natural gas* (LNG), *hydrocarbon dew pointing* dan *gas dehydration* yang dapat digunakan untuk kondensasi dan memisahkan air [8].

*Supersonic separation* (3S) *plant* pada *liquefied petroleum gases (LPG) recovery* digunakan untuk mengekstraksi C3+ dari gas alam. Dalam fasilitas ini, gas alam disuplai ke *supersonic separation* (3S) setelah didinginkan dalam *heat exchanger* dan diuapkan *evaporator*. Gas dari *supersonic separation* mengalir ke *heat exchanger* rekuperatif, yang mendinginkan gas umpan. Aliran dua fase dari 3S Separation mengalir ke pemisah sekunder, fase gas yang bercampur dengan aliran murni dari pemisah *supersonic separation* [9]. Fasilitas uji coba di Alberta, Kanada, telah menunjukkan bahwa *supersonic separation* (3S) menggunakan daya kompresor 10-20% lebih sedikit daripada *JT-valve* atau *turbo expander*. *Supersonic separation* (3S) memberikan proses ekstraksi yang hemat biaya dan sangat efisien [9]. Penelitian yang dilakukan oleh Priscilla B. Machado yang membandingkan dari sisi ekonomi pada *onshore dew pointing systems* menggunakan *supersonic separation* (3S) dibandingkan teknologi konvensional



menunjukkan bahwa keuntungan yang didapatkan plant yang menggunakan *supersonic separation (3S) plant* lebih banyak [10].

Pada *supersonic separation (3S) plant* di Yaha, China menunjukkan pengaruh perubahan temperatur dan tekanan yang masuk ke peralatan *supersonic separation (3S)* akan mempengaruhi kuantitas dan kualitas produk [11]. Ketika pengendalian tekanan dan integrasi panas yang tidak tepat akan mempengaruhi produk serta laju umpan gas alam yang tidak selalu stabil akan mempengaruhi kestabilan *plant*. Oleh karena itu pengoperasian *plant* yang optimal sangat penting untuk meminimalkan kesalahan dapat terjadi dan memaksimalkan kualitas yang dihasilkan. Penerapan *Plantwide Control (PWC)* pada *supersonic separation (3S) plant* untuk mengendalikan *plant* agar berjalan sesuai parameter-parameternya diperlukan.

*Plantwide Control (PWC)* merupakan sistem pengendalian *plant* secara keseluruhan. Sistem ini telah banyak dikembangkan secara sistematis, antara lain oleh Luyben dan Skogestad. Metode yang dimiliki Luyben terdiri dari sembilan langkah [8], namun dalam langkah-langkah tersebut belum ada yang mengevaluasi dari segi ekonomis. Sehingga Skogestad hadir untuk menyempurnakan metode desain PWC milik Luyben dengan membaginya menjadi langkah *top-down* dan *bottom-up* [12]. Prosedur desain PWC saat ini sudah banyak digunakan di dunia industri, seperti pada proses *CO<sub>2</sub> capture* oleh Yu-Jeng Lin [13], di mana hasil yang didapat adalah dapat menurunkan penggunaan konsumsi energi dan menjaga kestabilan *plant*.

Untuk mendapatkan kuantitas dan kualitas produk yang optimal dan menjaga kestabilan *plant*, maka tugas akhir ini akan membahas mengenai desain *plantwide control* pada *Supersonic separation plant* dengan tujuan melakukan perancangan, menganalisis dampak kualitas produk dan energi serta menjaga kestabilan sistem akibat adanya gangguan.

## 1.2 Rumusan Masalah

Permasalahan penelitian yang diangkat dalam pengerjaan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Perlu adanya perancangan *plantwide control* pada *supersonic separation (3S) plant*.

4

2. Perlu adanya kajian mengenai dampak penerapan *plantwide control* pada *supersonic separation (3S) plant* dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi.
3. Perlu adanya kajian mengenai dampak penerapan *plantwide control* pada *supersonic separation (3S) plant* dalam segi kestabilan respon akibat adanya gangguan.

### 1.3 Tujuan

Tujuan penelitian yang ingin dicapai dalam pengerjaan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Melakukan perancangan *plantwide control* pada *Supersonic separation (3S) Plant*.
2. Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada *supersonic separation (3S) plant* dalam segi penggunaan energi dan segi ekonomi.
3. Mengetahui dampak penerapan *plantwide control* pada *supersonic separation (3S) plant* dalam segi kestabilan respons akibat adanya gangguan.

### 1.4 Lingkup Kerja

Ruang lingkup dalam tugas akhir ini adalah pertama mengumpulkan data desain konseptual dari *plant* yang akan dibangun berupa *process flow diagram (PFD)*, *datasheet* peralatan dan *operating condition* dari *supersonic separation plant*. Setelah data yang diperlukan telah didapat selanjutnya dilakukan permodelan *steady state* dan *dynamic* pada software HYSYS. Kemudian akan dibuat perancangan strategi kontrol menggunakan metode *plantwide control (PWC)*. Metode PWC yang digunakan menggunakan karya Luyben dan Skogestad. Fungsi objektif yang digunakan pada tugas akhir ini adalah untuk memaksimalkan profit. Kemudian pada tahap akhir akan dilakukan pengujian performansi kestabilan sistem akibat adanya uji gangguan yang diberikan.

### 1.5 Sistematika Laporan

Sistematika penulisan laporan tugas akhir adalah sebagai berikut:

## **BAB I Pendahuluan**

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

## **BAB II Tinjauan Pustaka**

Bab II ini dibahas mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan, seperti *supersonic separation*, *supersonic separation plant*, *equation of state peng-robinson*, *degrees of freedom (DOF)*, *first order plus death time (FOPDT)*, pengendali *feedforward*, *model predictive control (MPC)*, analisis performansi pengendali dan metode desain *plantwide control (PWC)*.

## **BAB III Metodologi**

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

## **BAB IV Hasil dan Pembahasan**

Bab IV ini berisi tentang data hasil penelitian dari perancangan PWC pada *supersonic separation (3S) plant*, hasil analisis dari segi penggunaan energi dan ekonomi serta analisis hasil uji kestabilan *plant*.

## **BAB V Kesimpulan dan Saran**

Bab V ini diberikan kesimpulan tentang tugas akhir ini dan saran sebagai penunjang maupun pengembangan tugas akhir selanjutnya.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

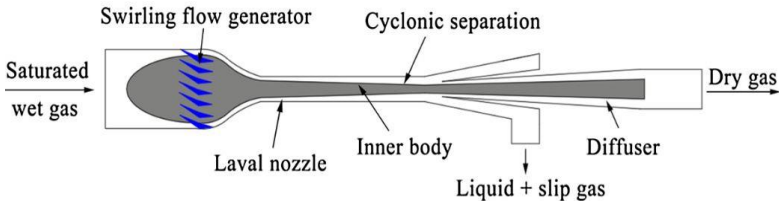
## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 *Supersonic Separation*

*Supersonic separation* merupakan teknologi yang digunakan untuk memisahkan satu atau beberapa komponen gas yang keluar dari campuran gas alam. Teknologi ini berdasarkan pada pendinginan gas alam di sebuah aliran gas supersonik. *Separator* yang dibangun menggunakan teknologi ini tidak hanya untuk memisahkan fluida cair dari gas. Akan tetapi juga untuk memisahkan beberapa fraksi uap hidrokarbon [14]. Teknologi ini tampaknya akan membuat kemungkinan untuk mewujudkan pemrosesan gas dalam laut. Pada teknologi *supersonic separation* sebuah aliran gas *supersonic* diimplementasikan dengan divergen – konvergen laval nozzle [6]. Gas dipercepat hingga melebihi kecepatan suara di fluida gas pada nozzle. Proses ini melakukan kondensasi komponen gas dengan pendinginan gas melalui ekspansi di *laval nozzle* dan kemudian memisahkan kondensasi dari gas kering melewati sebuah integrasi *cyclonic* gas atau liquid separator [10]. Separator ini hanya menggunakan sebagian dari tekanan lingkungan sebagai energi dan memiliki banyak keuntungan ketika dibandingkan dengan teknologi konvensional. Prinsip kerja dari *supersonic separation* yaitu gas yang masuk ke dalam *separator* akan melewati turbin statis sehingga gas akan membentuk pusaran yang kencang [10]. Pusaran gas tersebut akan melewati laval nozzle di mana aliran gas tersebut dapat dipercepat sehingga mencapai kecepatan supersonik. Gas yang memiliki massa jenis yang tinggi akan mengalami pergeseran hingga ke tepi *separator*, sehingga gas yang memiliki massa jenis ringan dapat diteruskan ke proses selanjutnya. Beberapa kelebihan dari teknologi *supersonic separation* adalah [15] sebagai berikut:

- a. Ukuran yang kecil sehingga tidak membutuhkan banyak tempat, mudah untuk dipindah, dan mengurangi perawatan serta biaya instalasi.
- b. Modal dan biaya operasional rendah.
- c. Tidak merugikan lingkungan sekitar.
- d. Tidak ada bagian yang dapat bergerak.
- e. Tidak membutuhkan perawatan rutin.

- f. Hemat energi.
- g. Kemampuan kinerja yang lebih tinggi dibandingkan dengan peralatan separator yang konvensional.



**Gambar 2. 1** Peralatan *Supersonic Separation* [15]

Gambar 2. 1 menunjukkan bahwa *supersonic separation* terdiri dari beberapa bagian penting dalam proses pemisahan gas alam seperti static vanes, *laval nozzle*, *cyclonic separator*, dan *diffuser* [16]. Bagian – bagian tersebut dijelaskan seperti di bawah ini:

- a. *Swirling flow generator* merupakan sebuah turbin diam (static vanes) yang diletakkan pada awal bagian *supersonic separation* dan berfungsi sebagai pemacu laju aliran pada masukan *supersonic separation*. Aliran yang masuk pada *supersonic separation* sudah memiliki kecepatan tinggi dan memudahkan laju aliran tersebut dapat mencapai kecepatan supersonic.
- b. *Laval nozzle* adalah jenis *nozzle* yang memiliki luas penampang lebar pada *inlet*, menyempit pada pertengahan *nozzle* kemudian membesar kembali pada keluaran. *Nozzle* ini biasa digunakan untuk menransportasikan aliran gas bersuhu tinggi dan bertekanan tinggi. Selain itu *nozzle* tersebut sering digunakan pada *jet engine* agar memiliki kecepatan yang tinggi.
- c. *Cyclonic separation* adalah suatu ruang setelah *laval nozzle* yang berfungsi untuk proses pemisahan gas. Pemisahan gas dapat terjadi ketika laju aliran gas yang telah melewati *laval nozzle* memiliki kecepatan *supersonic*. Sehingga partikel gas yang besar dan berat akan secara otomatis dapat terpental menuju tepi dinding

*supersonic separation*. Sedangkan partikel gas yang relatif ringan akan berjalan lurus mengikuti aliran menuju ke *diffuser*.

- d. *Diffuser* adalah peralatan mekanik yang didesain untuk mengontrol karakteristik fluida saat masuk ke dalam termodinamika sistem terbuka. *Diffuser* digunakan untuk memperlambat kecepatan fluida dan menambah putaran di sekeliling fluida.

Perkembangan teknologi *supersonic separation* telah meningkat di berbagai negara maju, sehingga terdapat berbagai macam tipe *supersonic separation* yang telah digunakan pada beberapa negara maju [17]. Tipe *supersonic separation* tersebut dapat dilihat seperti pada Tabel 1 di bawah ini.

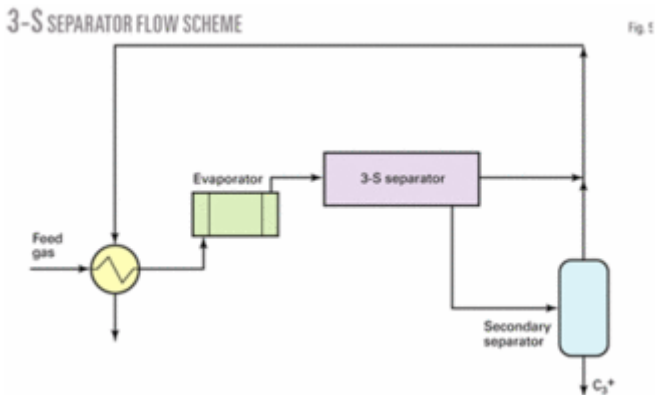
**Tabel 2. 1. Jenis – Jenis *Supersonic Separation***

Tipe	Ukuran (mm)	Kapasitas (nm <sup>3</sup> /h)	P <sub>in</sub> (bar)	P <sub>out</sub> (bar)
Zapolyarное (Rusia)	d = 100 l = 1500	10000	125	77
Tarimi (China)	d = 168 l = 3000	159000	108	70
Vyngapurovskoe (Rusia)	d = 428 l = 4400	250000	12	10
Severo-Komsomolskoe (Rusia)	d = 168 l = 1712	47000	54	30
Pravdinskoe (Rusia)	d = 168 l = 1712	25000	30	17
Dabei (Cina)	d = 168 l = 2700	40000	118	70

## 2.2 *Supersonic Separation Plant*

Teknologi *Supersonic Separation* digunakan untuk mengekstraksi C<sub>3</sub>+ dari gas alam. Dalam fasilitas ini, gas alam disuplai ke 3S Separation setelah didinginkan dalam *heat exchanger* dan diuapkan evaporator. Gas dari *supersonic separation* mengalir ke *heat exchanger* rekuperatif, yang mendinginkan gas umpan. Aliran dua fase dari *supersonic*

*separation* mengalir ke pemisah sekunder, fase gas yang bercampur dengan aliran murni dari pemisah 3-S. [9]



**Gambar 2. 2** 3-S Separator Plant

Teknologi *supersonic separation* berukuran kecil, tidak memerlukan personel pemeliharaan, dan menggunakan energi formasi gas, modal dan biaya operasi lebih rendah dibandingkan pabrik pemrosesan gas konvensional. Faktor-faktor ini membuat teknologi *supersonic separation* sangat menjanjikan untuk bidang lepas pantai. Kebanyakan platform produksi gas membatasi tekanan gas hingga 100 atm untuk alasan keamanan. Tekanan gas kepala sumur sering kali melebihi 100 atm, yang mengakibatkan perlunya katup Joule-Thomson untuk mengurangi tekanan gas. Mengganti katup Joule-Thomson dengan pemisah 3-S memecahkan beberapa masalah: pengurangan tekanan, dehidrasi gas, ekstraksi LPG, dan kontrol titik embun. [9]

### 2.3 Equation of State: Peng Robinson

*Equation of state* atau persamaan keadaan adalah persamaan termodinamika yang menggambarkan keadaan materi di bawah keadaan fisik yang ada. Persamaan ini merupakan persamaan konstatatif yang menyediakan hubungan matematis antara dua atau lebih fungsi keadaan terkait dengan zat atau unsur, seperti suhu, tekanan, volume, atau energi internal. Persamaan keadaan berguna untuk mengkorelasikan kepadatan gas dan cairan dengan suhu dan tekanan.



Terdapat beberapa macam equation of state salah satunya yaitu Peng-Robinson equation of state yang dinyatakan dalam rumus di bawah ini :

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 - 2bV_m - b^2} \quad (2.1)$$

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (2.2)$$

$$b = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (2.3)$$

$$k = 0,37464 + 1,5422\omega - 0,26922\omega^2 \quad (2.4)$$

$$\alpha = \left(1 + k(1 - T_r^{0,5})\right)^2 \quad (2.5)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (2.6)$$

Di mana :

P : tekanan (mutlak)

$V_m$  : volume molar, volume dari 1 mole gas atau cair

T : temperatur mutlak

R : gas konstan ideal (8,3144621 J/molK)

$P_c$  : tekanan pada titik kritis

$T_c$  : temperatur mutlak pada titik kritis.

Persamaan Peng-Robinson ditemukan pada tahun 1976 untuk menyempurnakan persamaan sebelumnya di *University of Alberta* oleh Ding-Yu Peng dan Donald Robinson untuk memenuhi tujuan berikut [18]:

- a. Parameter-parameter dapat dinyatakan dalam sifat kritis dan faktor asentrik.
- b. Model memberikan tingkat akurasi yang mendekati titik kritis, terutama untuk perhitungan faktor kompresibilitas dan densitas cairan.
- c. Aturan dalam pencampuran tidak harus menggunakan lebih dari satu parameter interaksi biner tunggal, yang harus independen dari tekanan suhu dan komposisi.
- d. Persamaan berlaku untuk semua perhitungan dari semua sifat fluida dalam proses gas alam.

## 2.4 *Degrees of Freedom (DOF)*

Pada prinsipnya, semua sistem yang ada dapat dipresentasikan melalui persamaan matematika yang terdiri dari variabel *degrees of freedom* (DOF) atau derajat kebebasan pada suatu sistem merupakan representasi dari variabel pada sistem tersebut, di mana hasilnya harus spesifik sebelum variabel yang tersisa dapat dihitung. Persamaan DOF diberikan pada Persamaan (2. 7)

$$\text{DOF} = \text{Jumlah variabel-jumlah persamaan independen} \quad (2. 7)$$

Suatu permodelan dapat dijalankan apabila jumlah DOF adalah nol. Apabila DOF bernilai lebih dari nol maka terdapat lebih banyak variabel yang tidak diketahui daripada persamaan yang independen. Terdapat banyak penyelesaian untuk kasus ini, salah satunya dengan melakukan optimisasi pada performansi sistem. Namun apabila jumlah DOF di bawah nol, maka lebih banyak persamaan independen dibandingkan jumlah variabel. Pada kasus ini, permodelan tidak akan dapat diselesaikan [19].

Dalam mendesain struktur kontrol, analisis DOF dikenal sebagai *control degrees of freedom* (CDOF). Pada pengertiannya, CDOF merupakan jumlah maksimum dari variabel yang dapat dimanipulasi untuk mendesain struktur kontrol. Persamaan CDOF yang dikembangkan oleh Konda dituliskan pada Persamaan (2. 8) sebagai berikut.

$$\text{CDOF} = N_{\text{streams}} - \sum_1^{\text{all the units}} (N_{\text{restraining}}) - N_{\text{redundant}} \quad (2. 8)$$

dimana :

$N_{\text{streams}}$  : Jumlah *stream* yang ada pada proses

$N_{\text{restraining}}$  : Jumlah *stream* proses yang tidak dapat dimanipulasi

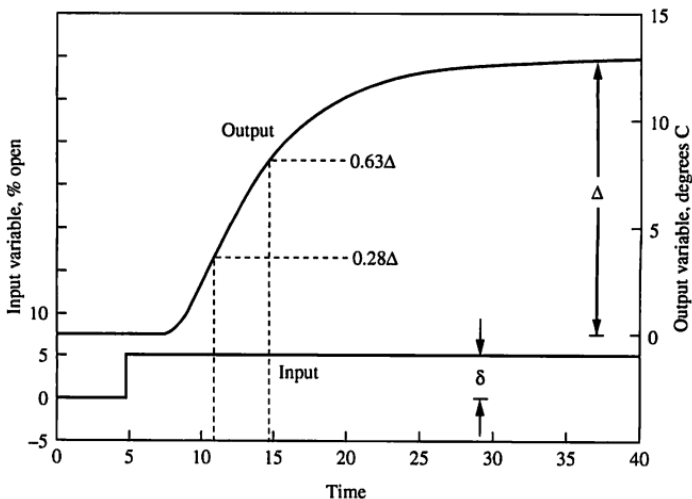
$N_{\text{redundant}}$  : Jumlah *stream* proses yang tidak butuh dikontrol

Safari dan Eslamloueyan telah mengembangkan penelitian terkait dengan persamaan CDOF. Hasilnya didapatkan bahwa persamaan tersebut berhasil diterapkan baik pada unit yang

sederhana seperti pada *distillation coloumn* hingga proses yang kompleks seperti *vinyl acetate process* [20].

## 2.5 First Order Plus Death Time (FOPDT)

*Process reaction curv* merupakan metode grafik yang paling banyak digunakan untuk mengidentifikasi model dinamik dari proses industri. Teknik ini menggunakan perhitungan grafis untuk menentukan parameter model *first order plus death time* (FOPDT). FOPDT didapatkan dengan *step respons* data pada kondisi *open loop* sehingga akan didapatkan grafik respons orde satu yang ditunjukkan gambar 2. 3 sebagai berikut [21] :



**Gambar 2. 3** Grafik Respons Sistem[21]

Dengan memberikan masukan *step* pada proses dan mencatat variabel *output* sebagai fungsi waktu, maka dapat dibuat kurva reaksi proses yang menghubungkan antara waktu dengan variabel *output*. Adapun langkah dalam pembuatan kurva reaksi proses adalah sebagai berikut:

- a. Mengondisikan proses untuk mencapai kondisi *steady*
- b. Memberikan perubahan *step* pada variable *input*
- c. Merekam respons *input* dan *output* sampai proses mencapai keadaan *steady* kembali

- d. Menjalankan perhitungan dengan metode kurva reaksi proses

Berdasarkan respons sistem pada gambar 2. 3, adapun nilai ditentukan adalah besarnya perubahan *input*,  $\delta$ ; besarnya perubahan output,  $\Delta$ ; waktu di mana output mencapai 28 dan 63 persen dari nilai akhirnya; dan dua nilai waktu dapat dipilih untuk menentukan parameter yang tidak diketahui,  $\theta$  dan  $\tau$ . Waktu yang dipilih ketika respons transien berubah dengan cepat sehingga parameter model dapat ditentukan secara akurat terlepas dari kebisingan pengukuran.[21]

Bentuk persamaan pendekatan FOPDT dapat dituliskan sebagai berikut [21] :

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{K_p e^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (2.9)$$

Di mana :

$G(s)$  : fungsi transfer FOPDT

$Y(s)$  : model output proses

$X(s)$  : model input proses

$K_p$  : *gain* sistem

$\tau$  : *time constant*

$\theta$  : *dead time*

*Gain* sistem ( $K_p$ ) diperoleh dari perbandingan perubahan proses variabel yang diukur dan sinyal *output* dari *controller* dengan rumus matematis pada persamaan (2.10).

$$K_p = \frac{\Delta}{\delta} = \frac{\Delta \text{Process Variable}}{\Delta \text{Manipulated Variable}} \quad (2.10)$$

*Time constant* ( $\tau$ ) didapatkan dari persamaan (2.11) sebagai berikut.

$$t_{28\%} = \theta + \frac{\tau}{3} \quad (2.11)$$

$$t_{63\%} = \theta + \tau \quad (2.12)$$

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.13)$$

Di mana:

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

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

Sedangkan *dead time* ( $\theta$ ) adalah perbedaan waktu dari respons *output controller* pada saat sinyal step diberikan hingga respons proses mulai bergerak. Atau bisa dituliskan pada Persamaan (2.14) berikut.

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.14)$$

Dengan menggunakan persamaan tersebut yang didapatkan dari grafik respons sistem, maka akan didapatkan fungsi transfer FOPDT sebagai permodelan dari *plant*. Pada tugas akhir ini menggunakan persamaan FOPDT sebagai permodelan dari *supersonic separation Plant*.

## 2.6 Pengendali *Feedforward*

Pengendali *feedforward* merupakan pengendali yang menggunakan pengukuran gangguan *plant* sebagai informasi tambahan untuk meningkatkan kinerja kontrol PID. Pengendali ini memberikan "peringatan dini" adanya indikasi gangguan yang akan terjadi. Dengan peringatan ini, pengendali *feedforward* memiliki kesempatan untuk mengatur *manipulate variable* agar dapat menyesuaikan terhadap gangguan [21].

Kriteria perancangan pengendali *feedforward* dibutuhkan ketika [21]:

1. Kontrol umpan balik tidak memberikan kinerja kontrol yang memuaskan.
2. Ada variabel *feedforward* yang terukur.
3. Variabel harus menunjukkan terjadinya gangguan penting.
4. Tidak boleh ada hubungan sebab akibat antara variabel yang dimanipulasi dan *feedforward*.

5. Dinamika gangguan tidak boleh lebih cepat secara signifikan.

Agar dapat mengurangi pengaruh gangguan yang akan terjadi, perancangan pengendali *feedforward* harus mempertimbangkan karakteristik *plant* beserta dampak adanya gangguan terhadap *plant* tersebut. Untuk itu, diberikan permodelan untuk pengendali *feedforward* pada Persamaan (2.7) sebagai berikut [21]:

$$\mathbf{G}_{ff}(s) = -\frac{\mathbf{G}_d(s)}{\mathbf{G}_p(s)} \quad (2.15)$$

dimana:

$\mathbf{G}_{ff}(s)$  : Permodelan *feedforward controller*

$\mathbf{G}_d(s)$  : Permodelan *disturbance*

$\mathbf{G}_p(s)$  : Permodelan *plant*

Untuk mendapatkan permodelan *disturbance* dan permodelan *plant*, jika digunakan persamaan FOPDT maka akan mendapatkan Persamaan (2.8-2.9) sebagai berikut.

$$\mathbf{G}_p(s) = \frac{K_p \cdot e^{-\theta_p s}}{\tau_p s + 1} \quad (2.16)$$

$$\mathbf{G}_d(s) = \frac{K_d \cdot e^{-\theta_d s}}{\tau_d s + 1} \quad (2.17)$$

Jika persamaan (2.8-2.9) disubstitusikan pada persamaan (2.7), maka akan didapatkan Persamaan (2.10) yang merupakan permodelan *feedforward*.

$$\mathbf{G}_{ff}(s) = -\frac{\mathbf{G}_d(s)}{\mathbf{G}_p(s)} = \mathbf{K}_{ff} \left( \frac{T_{ld}s+1}{T_{lg}s+1} \right) e^{-\theta_{ff}s} \quad (2.18)$$

Di mana :

$\mathbf{K}_{ff} = -\frac{K_d}{K_p}$  : *Feedforward controller gain*

$\theta_{ff} = \theta_d - \theta_p$  : *Feedforward controller dead time*

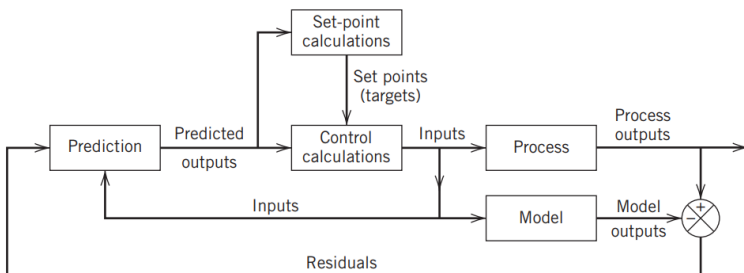
$T_{ld} = \tau_p$  : *Feedforward controller lead time*

$T_{lg} = \tau_d$  : *Feedforward controller lag time*

Pada tugas akhir ini, selain menggunakan pengendali PID sebagai pengendali variabel-variabel proses yang terdapat pada *supersonic separation* juga digunakan pengendali *feedforward* pada pengendalian laju aliran massa umpan *gas supersonic separation*.

## 2.7 Model Predictive Control (MPC)

*Model Predictive Control* (MPC) adalah strategi kontrol berbasis model dapat memprediksi perilaku proses dimasa depan dan dirancang untuk menangani masalah *multiple-input and multiple-output* (MIMO) di mana terjadi interaksi yang signifikan antar variabel [22].



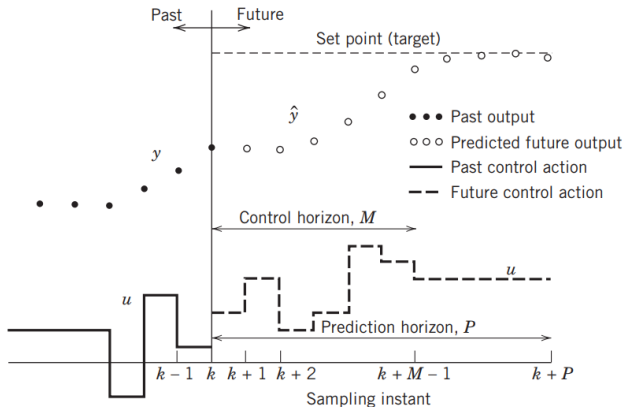
**Gambar 2. 4** Diagram Blok *Model Predictive Control* [22]

Diagram blok *model predictive control* ditunjukkan pada gambar 2. 4 di mana permodelan dinamis proses digunakan untuk menghitung *output* pengendalian sehingga dapat meminimalkan *error*. Dalam memprediksi nilai saat ini dan masa depan dari variabel output. Perbedaan antara output aktual dan prediksi diumpan-balikkan ke blok prediksi. Dua jenis perhitungan yang digunakan untuk memprediksi MPC yaitu perhitungan *set point* dan perhitungan kontrol.

Tujuan dari pengendali *model predictive control* (MPC) yaitu:

1. Mencegah variabel proses melebihi batasan input dan output.

2. Mendorong beberapa variabel proses ke *set point* optimalnya, serta mempertahankan output lain dalam rentang yang ditentukan
3. Mencegah pergerakan variabel input yang berlebihan.
4. Mengendalikan sebanyak mungkin variabel proses ketika sensor atau aktuator tidak tersedia.



**Gambar 2. 5** Konsep Dasar *Model Predictive Control* [22]

Perhitungan *model predictive control* (MPC) didasarkan pada pengukuran saat ini dan prediksi nilai masa depan dari *output* untuk menentukan urutan gerakan kontrol (misalnya perubahan *input* pada *manipulated variable*) sehingga respons yang diprediksi bergerak ke titik yang ditetapkan secara optimal. *Output* aktual  $y$ , prediksi *output*  $\hat{y}$ , dan *input*  $u$  yang dimanipulasi untuk kontrol SISO ditunjukkan pada Gambar 2.5. [22]

MPC dirancang berdasarkan model matematika dari *plant*. Model yang digunakan dalam sistem pengendali ini dalam bentuk *state space*. Dengan menggunakan bentuk *state space*, maka informasi yang dibutuhkan untuk memprediksi nilai ke depan direpresentasikan ke dalam variabel *state* pada waktu tersebut. Permodelan sistem dilakukan dalam bentuk *state space* memiliki persamaan seperti yang ditunjukkan pada Persamaan berikut :



$$\mathbf{x}(\mathbf{k} + 1) = \mathbf{A}\mathbf{x}(\mathbf{k}) + \mathbf{B}\mathbf{u}(\mathbf{k}) \quad (2. 19)$$

$$\mathbf{y}(\mathbf{k}) = \mathbf{C}\mathbf{x}(\mathbf{k}) \quad (2. 20)$$

$\mathbf{u}(\mathbf{k})$  merupakan sinyal masukan dan  $\mathbf{y}$  adalah keluaran proses serta  $\mathbf{x}$  merupakan matriks *state* dari sistem. Sedangkan persamaan matriks prediksi *output* seperti pada Persamaan (2.21).

$$\mathbf{Y} = \mathbf{F}\mathbf{x}(\mathbf{k}_i) + \Phi\Delta\mathbf{u} \quad (2. 21)$$

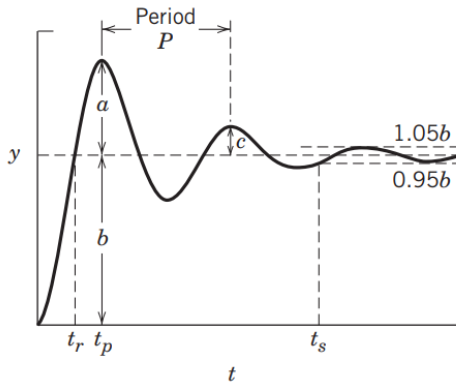
Dimana:

$$\mathbf{F} = \begin{bmatrix} \mathbf{C}\mathbf{A} \\ \mathbf{C}\mathbf{A}^2 \\ \mathbf{C}\mathbf{A}^3 \\ \dots \\ \mathbf{C}\mathbf{A}^{\mathbf{N}_p} \end{bmatrix}$$

$$\Phi = \begin{bmatrix} \mathbf{C}\mathbf{B} & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \mathbf{C}\mathbf{A}\mathbf{B} & \mathbf{C}\mathbf{B} & 0 & \dots & 0 \\ \mathbf{C}\mathbf{A}^2\mathbf{B} & \mathbf{C}\mathbf{A}\mathbf{B} & \mathbf{C}\mathbf{B} & \dots & 0 \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \mathbf{C}\mathbf{A}^{\mathbf{N}_p-1}\mathbf{B} & \mathbf{C}\mathbf{A}^{\mathbf{N}_p-2}\mathbf{B} & \mathbf{C}\mathbf{A}^{\mathbf{N}_p-3}\mathbf{B} & \dots & \mathbf{C}\mathbf{A}^{\mathbf{N}_p-\mathbf{N}_c}\mathbf{B} \end{bmatrix}$$

## 2.8 Analisis Performansi Pengendali

Analisis performansi pengendali merupakan analisis yang dilakukan untuk mengetahui karakteristik atau kinerja sistem yang dapat dilakukan secara kuantitatif dan kualitatif pada hasil respons sistem dari pengendali. Analisis kuantitatif dapat dilakukan dengan minimal mencari tiga karakteristik antara lain *rise time*, *maximum overshoot*, *settling time* dan eror *steady state*. Sedangkan analisis kualitatif dengan mencari nilai *Integral Absolute Error* (IAE) Pada Gambar 2.5 ditunjukkan parameter-parameter yang digunakan dalam melakukan analisis performansi pengendali.



**Gambar 2. 6** Respons Pengendali ketika Diberi Sinyal Step [22]

Parameter yang dibutuhkan dalam melakukan analisis performansi pengendali antara lain [22]:

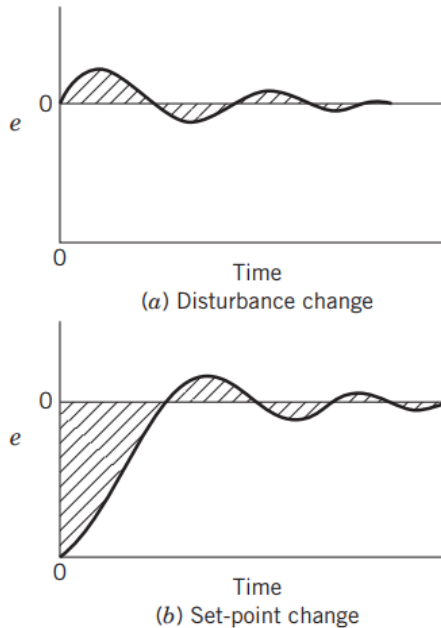
- Rise time* ( $t_r$ ), waktu saat *output* proses mencapai set point atau nilai steady state saat pertama kali.
- Settling time* ( $t_s$ ), waktu saat *output* proses dan tetap berada dalam  $\pm 5\%$  atau  $\pm 2\%$  dari perubahan total *output* proses.
- Maximum overshoot* ( $M_p$ ), nilai puncak maksimum dari kurva respons yang diukur dari set point dengan perhitungan nilai penggunaan Persamaan (2.19) sebagai berikut.

$$M_p = \frac{a}{b} \times 100\% \quad (2.22)$$

- Error steady state* ( $E_{ss}$ ), dengan menghitung selisih *output* dengan *set point* pada saat keadaan *steady state* atau tunak.
- Nilai *Integral Absolute Error* (IAE) adalah penjumlahan nilai *absolute error* dari *output* proses, nilai IAE di interpretasikan pada area yang diarsir seperti pada Gambar 2.6. Nilai IAE dihitung seperti pada persamaan (2.12) berikut.

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (2.23)$$

Ilustrasi perhitungan IAE akan dijelaskan pada Gambar 2.4 berikut.



**Gambar 2. 7** Interpretasi IAE pada (a) uji *disturbance*, dan (b) uji *set point* [22]

## 2.9 *Plantwide Control (PWC)*

PWC merupakan suatu metode pengendalian *plant* secara luas. Metode ini membahas mengenai bagaimana meletakkan sensor dan aktuator serta cara menggabungkannya dengan tepat. Sehingga metode ini akan melibatkan satu atau beberapa strategi kontrol baik pada sistem tunggal hingga sistem yang kompleks, di mana sistem tersebut saling berhubungan. Hal itu bertujuan untuk mengendalikan *plant* agar tetap pada kondisi yang diinginkan. Namun tidak semua sistem perlu menggunakan metode PWC. Terdapat beberapa kondisi pada *plant* yang membuat *plant* tersebut membutuhkan metode desain PWC, di antara adanya efek bola

salju pada *plant*, atau bisa dikatakan dengan adanya *material recycle*, adanya integrasi panas dan beberapa komponen kimia yang beragam. Jika suatu *plant* memenuhi tiga kondisi tersebut, maka *plant* tersebut membutuhkan metode desain PWC.

Tujuan dari metode PWC ini adalah untuk menghasilkan pengendalian *plant* yang efektif dan efisien, mencapai kondisi operasi yang stabil dan aman, mampu mempertahankan kualitas produk yang dihasilkan, tetap stabil dari adanya gangguan yang terjadi pada *plant*, mampu beroperasi secara otomatis dengan tetap memenuhi batasan-batasan lingkungan agar tetap terjaga dari kandungan berbahaya, serta mampu beroperasi secara optimal sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

Karena banyaknya tujuan yang dapat dicapai dengan menggunakan metode PWC, saat ini banyak para ahli yang sedang mengembangkan konsep PWC, antara lain yang paling populer adalah Luyben dan Skogestad. Prosedur PWC karya Luyben hadir terlebih dahulu dengan membaginya menjadi sembilan langkah. Akan tetapi terdapat kekurangan pada metode ini yaitu belum terdapat pertimbangan ekonomi pada langkah-langkahnya. Sehingga prosedur PWC karya Skogestad hadir untuk menyempurnakannya. Skogestad membaginya menjadi dua langkah utama yaitu *top-down* dan *bottom-up*. Adapun langkah-langkahnya akan dijelaskan sebagai berikut.

Prosedur PWC karya Luyben terdiri atas sembilan langkah. Berikut adalah langkah-langkah penerapan PWC karya Luyben [23].

1. Menentukan desain kondisi *steady state* dan kontrol dinamik untuk fungsi objektif untuk proses.
2. Menentukan derajat kebebasan atau *degrees of freedom* (DOF)
3. Menentukan manajemen energi pada sistem, memastikan tidak ada energi yang dibuang.
4. Menentukan jumlah produksi yang akan dilakukan.
5. Memilih pengendalian kualitas dan batas-batas keselamatan dan operasional
6. Memilih struktur pengendalian yang sifatnya *inventory*.
7. Memeriksa kesetimbangan komponen.
8. Memilih struktur kontrol pengendalian pada setiap *loop*.

## 9. Memilih struktur optimisasi atau tingkatkan keterkendalian

Berikut adalah prosedur PWC karya Skogestad. Di mana, langkah–langkah penerapannya terbagi menjadi dua bagian utama yaitu *top-down* dan *bottom-up*. *Top-down* adalah metode yang digunakan untuk mengoptimasi proses demi tujuan meningkatkan profit atau menurunkan *cost*. Sedangkan *bottom-up* adalah metode untuk mempertahankan stabilitas dari sistem.

Dalam pemilihan variabel optimasi pada PWC, terdapat dua jenis variabel yakni variabel primer dan sekunder. Variabel primer adalah variabel yang berkaitan langsung pada sisi ekonomi pada sistem. Sedangkan variabel sekunder adalah variabel yang mudah diukur dan sensitivitasnya tinggi sehingga dapat menghasilkan respons yang cepat.

Berikut ini adalah langkah–langkah penerapan PWC karya Skogestad [24].

### Analisis *Top-Down*

1. Menentukan tujuan operasional berupa fungsi biaya dan batasan – batasannya.
2. Menentukan derajat kebebasan (DOF), gangguan yang mungkin terjadi dan lakukan optimasi pada operasi dengan derajat kebebasan yang ada serta dengan mempertimbangkan gangguan yang telah ditentukan.
3. Mengidentifikasi variabel proses yang akan dijadikan sebagai objek pengukuran, lalu dari variabel proses tersebut dipilih variabel kendali utama (*controlled variable 1* atau CV1) guna meminimalisir kerugian proses ditinjau dari segi ekonomi.
4. Menentukan lokasi *Throughput Manipulator* (TPM) yang menjadi pengatur besar laju produk per satuan waktu.

### Analisis *Bottom-up*

1. Memilih struktur pada tingkat pengendalian *regulatory* dengan menentukan variabel kendali kedua (*Controlled Variable 2* atau CV2) yang fokus pada stabilisasi proses dan juga pemilihan pasangan variabel proses – variabel manipulasi.
2. Memilih struktur pada tingkat pengawasan atau *supervisory* dengan mempertimbangkan pasangan variabel proses,

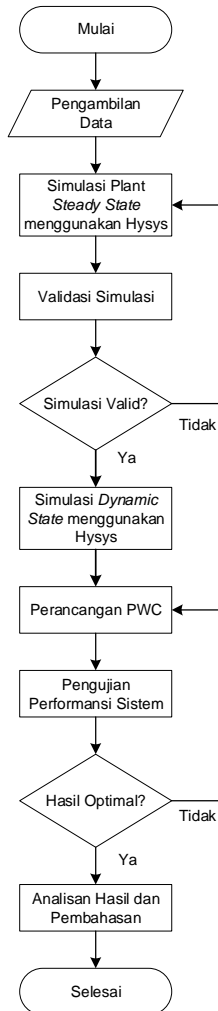
variabel manipulasi dan juga penentuan pengendali, apakah dengan menggunakan struktur pengendali yang terdesentralisasi atau pengendali Multi-variabel.

3. Memilih struktur pada tingkat optimisasi yang berfungsi untuk menentukan *set point* optimum pada proses.

Penentuan jumlah derajat kebebasan (DOF) pada kedua metode PWC didapat dari hasil pengurangan jumlah variabel pada proses dikurangi jumlah persamaan pada sistem seperti persamaan (2.13) dan persamaan (2.14) yang telah dijelaskan.

## BAB III METODOLOGI

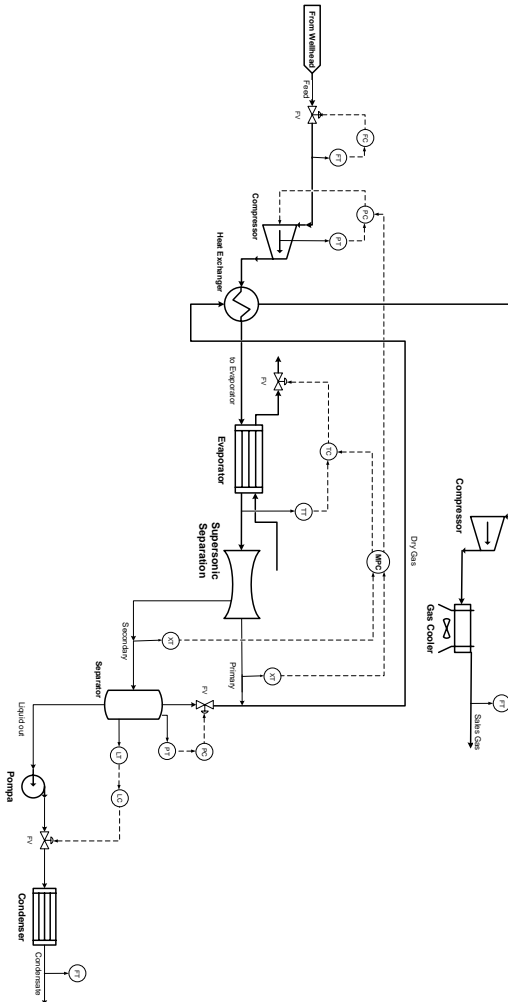
Penelitian pada tugas akhir ini dirancang dengan beberapa tahapan yang digambarkan pada diagram alir seperti pada gambar 3.1



**Gambar 3. 1** Diagram Alir Metodologi Penelitian

### 3.1 Pengumpulan Data Komponen dan Konfigurasi *Supersonic separation (3S) Plant*

Data yang dikumpulkan berupa dokumen desain konseptual dari *plant* yang akan dibangun berupa *process flow diagram* (PFD), serta *datasheet* peralatan *supersonic separation (3S)*. Data tersebut digunakan untuk memodelkan *plant* agar dapat diketahui gambaran proses secara umum dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS V11.



Gambar 3. 2 Process Flow Diagram Supersonic Separation Plant



*Process flow diagram* (PFD) desain *supersonic separation* (3S) *plant* dapat dilihat pada Gambar 3.2 yang merupakan desain *supersonic separation* (3S) *plant* yang dikembangkan oleh TransLang Technologies Ltd.

*Supersonic separation* (3S) *plant* ini digunakan untuk mengekstraksi *liquefied petroleum gas* (LPG) atau memisahkan kandungan C3+. *plant* ini menggunakan sumur yang ada di PT Saka Energi Indonesia. Sumber masukan/umpan dari *plant* berupa *natural gas* yang berasal dari Sumur PT Saka Energi Indonesia dengan temperatur 45 °C dan tekanan 61.29 atm dengan laju massa 150667.00 kg/h. Umpan masukan *plant* ini diberi tekanan oleh *feed compressor* dan diatur suhunya oleh *heat exchanger* agar sesuai dengan masukan peralatan *supersonic separation*.

Dalam memodelkan proses pada *Supersonic separation plant* dibutuhkan data komposisi, *properties* atau sifat fluida serta peralatan pada *plant*. Data tersebut akan disajikan dalam Tabel 3.1 di bawah ini.

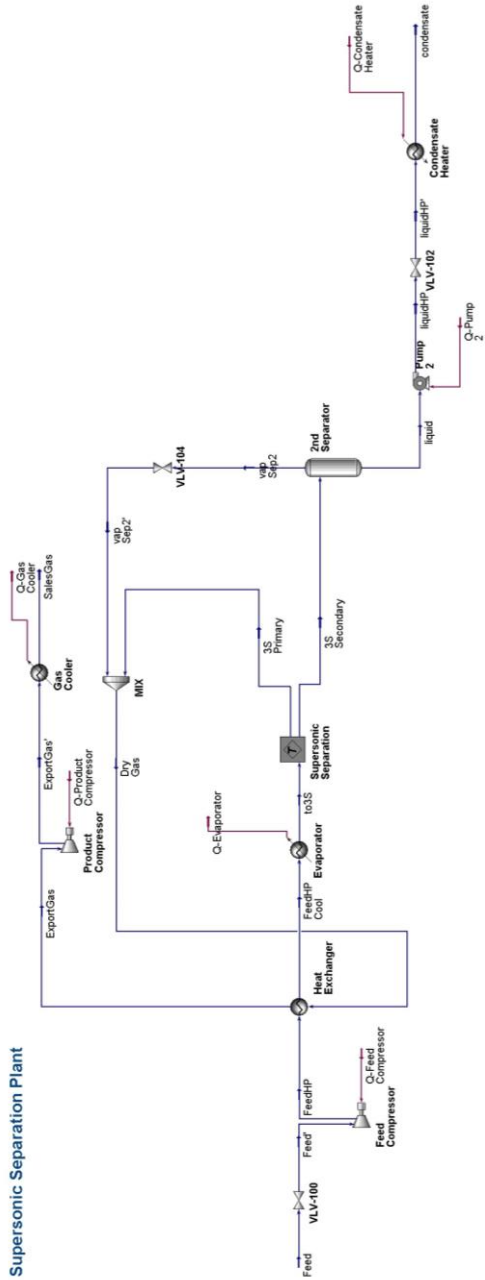
**Tabel 3. 1** *Properties* atau Sifat Fluida pada Sumur PT Saka Energi Indonesia

Variabel	Satuan	Feed	Export gas	Condensate
Temperatur	C	45.00	45.00	81.70
Tekanan	atm	61.29	25.68	21.61
Mass Flow	kg/h	150667.00	123751.00	26916.00
Komposisi	H2S	0.00	0.00	0.00
	CO2	2.74	2.95	0.01
	Nitrogen	1.80	1.94	0.00
	Methane	83.02	89.33	0.00
	Ethane	5.55	5.78	2.60
	Propane	4.04	0.01	57.11
	i-Butane	1.03	0.00	14.58
	n-Butane	1.10	0.00	15.57
	i-Pentane	0.34	0.00	4.81
n-Pentane	0.21	0.00	2.96	

Variabel	Satuan	Feed	Export gas	Condensate
	n-Hexane	0.12	0.00	1.76
	n-Heptane	0.03	0.00	0.38
	n-Octane	0.01	0.00	0.16
	n-Nonane	0.00	0.00	0.03
	n-Decane	0.00	0.00	0.02
	n-C11	0.00	0.00	0.01
	n-C12	0.00	0.00	0.00

### 3.2 Permodelan Steady State *Supersonic Separation (3S) Plant*

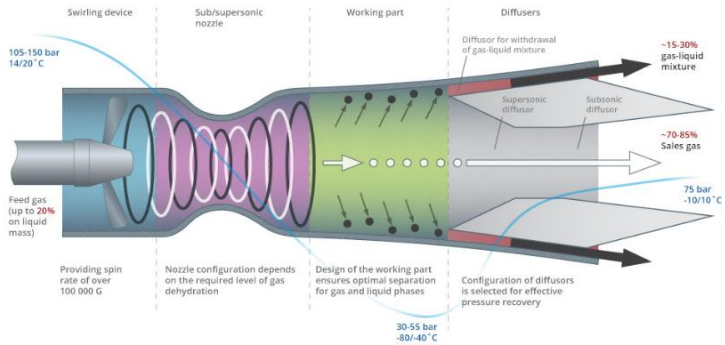
Permodelan atau simulasi *supersonic separation (3S) plant* dibuat dengan menggunakan proses kesetimbangan massa dan kesetimbangan energi yang telah ada pada *software Aspen HYSYS V11*. Permodelan atau simulasi ini berdasarkan data mengenai *supersonic separation (3S) plant* yang telah didapat dari langkah pertama selanjutnya. Permodelan atau simulasi bertujuan agar gambaran proses yang terjadi pada *supersonic separation plant* dapat diketahui secara tepat.



**Gambar 3.3** Model Steady State Supersonic Separation (3S) Plant menggunakan Aspen Hysys

Model *steady state supersonic separation (3S) plant* atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu menggunakan Aspen HYSYS dapat dilihat pada Gambar 3.3. Adapun prosedur dalam melakukan simulasi permodelan *plant* pada *software* HYSYS sebagai berikut [25]:

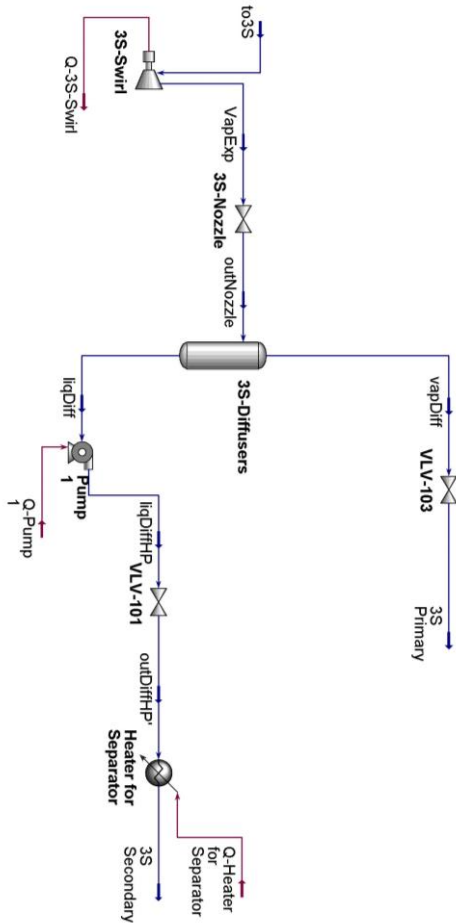
- a. Semua data komponen proses dimasukkan terlebih dahulu
- b. Model *fluid package* dipilih yang sesuai dengan data komponen dan proses. Pada proses 3S Separation, *fluid package* yang akan digunakan sebagai model dalam penelitian ini adalah Peng-Robinson.
- c. Data *stream* umpan diisikan yang terdiri data properti serta komposisinya. Data properti yang dimasukkan minimal terdiri dari tiga parameter proses, diantaranya tekanan, temperature, dan laju aliran. Untuk parameter yang lain akan dihitung melalui permodelan *fluid package* Peng-Robinson yang dilakukan secara otomatis oleh software Aspen HYSYS.
- d. Apabila data yang dimasukkan telah sesuai, maka mulai merancang diagram alir proses (*process flow diagram*) dari 3S Separation *Plant*. Perancangan diambil berdasarkan diagram alir proses 3S Separation *Plant*.
- e. Karena *supersonic separation* tidak ada modelnya pada Aspen HYSYS maka perlu dimodelkan ulang dengan memperhatikan prinsip kerja *supersonic separation*.
- f. Dalam merancang *supersonic separation* perlu dicari parameter desain terbaik dengan menggunakan analisis sensitivitas yang dilakukan pada menu *case study* software Aspen HYSYS.
- g. Apabila terdapat error, maka dilakukan analisis proses agar permodelan dengan menggunakan software HYSYS dapat konvergen dalam keadaan *steady state*.



**Gambar 3. 4** Desain Peralatan *Supersonic Separation (3S)* oleh Linnter Group Ltd.

Desain peralatan *supersonic separation (3S)* oleh Linnter Group Ltd. dapat dilihat pada gambar 3.4 dengan spesifikasi sebagai berikut :

1. *Swirl device* memiliki pressure umpan masuk berkisar 105-150 atm dengan temperature 14/20 °C.
2. *Working section* memiliki pressure 30-55 atm dengan temperature -80/-40 °C.
3. *Diffusers* memiliki pressure 75 atm dengan temperature -10/10 °C.
4. Kemampuan peralatan *supersonic separation* yang dapat mengekstrak sekitar 70-85% *sales gas* dan 15-30% *condensate*



**Gambar 3. 5** Model Peralatan *Supersonic Separation* (3S)

Model *steady state supersonic separation* (3S) plant atau desain peralatan *supersonic separation* (3S) yang dibuat menggunakan spesifikasi peralatan *supersonic separation* oleh Linnter Group Ltd. dapat dilihat pada Gambar 3.5. Komponen peralatan *supersonic* dimodelkan sebagai berikut:

1. *Separation swirling flow* yang dimodelkan sebagai expander yang digunakan untuk meng-expand gas.
2. *Separation nozzle* yang dimodelkan sebagai JT Valve

### 3. *Separation diffuser* yang dimodelkan sebagai Separator Vessel

#### 3.3 **Pemodelan Dinamik *Supersonic Separation (3S) Plant***

Secara umum sebuah proses akan berubah seiring berjalan waktu maka langkah selanjutnya adalah mengubah proses ke dalam kondisi dinamik. Prosedur untuk mengubah proses menjadi keadaan dinamik adalah sebagai berikut.

- a. Melakukan *sizing* terlebih dahulu pada setiap peralatan dan semua *valve*.
- b. Memastikan bahwa tidak ada *stream* yang bebas.
- c. Memasang pengendali pada proses sesuai perhitungan CDOF yang telah dilakukan
- d. Apabila telah dilakukan *sizing*, maka dilakukan pengecekan dengan bantuan *dynamic asisstant*. Apabila masih terdapat eror maka harus diselesaikan terlebih dahulu dengan menganalisis hubungan *flow-pressure*. Jika sudah tidak terdapat eror maka dapat berpindah ke keadaan dinamik dengan menekan *dynamic mode*. Namun harus sudah dipastikan untuk menyimpan permodelan *steady state*.
- e. Kemudian program dijalankan dan dilakukan analisis sesuai yang diinginkan.
- f. Apabila terdapat respons proses yang belum stabil maka dilakukan Tuning PID atau ditambahkan strategi pengendalian yang lain.

Apabila proses dinamik telah berjalan, maka selanjutnya diidentifikasi dengan permodelan *first order plus dead time* (FOPDT) sesuai persamaan yang telah dituliskan pada persamaan (2.9-2.14).

#### 3.4 **Validasi Proses *Supersonic Separation (3S) Plant***

Permodelan yang telah dibuat divalidasi dengan kondisi produk pada PFD, kondisi rasio *mass flow* peralatan 3S, standar *sales gas*. Hasil simulasi dibandingkan dengan kondisi produk tersebut kemudian dihitung nilai deviasinya. Berikut adalah hasil validasi proses pada *supersonic separation (3S) plant* akan disajikan dalam Tabel 3.2 di bawah ini, sedangkan untuk hasil lengkapnya dapat dilihat pada Lampiran A.

**Tabel 3. 2** Validasi Proses pada *Supersonic Separation (3S) Plant*

Properti	Unit	Data PFD SAKA	Simulasi Hysys	Deviasi
Sales Gas				
Temperature	C	45.00	45.00	0.00
Pressure	atm	25.86	25.86	0.00
Komposisi Mole Methana	%mol e	89.33	88.58	0.76
Komposisi Mole Ethana	%mol e	5.78	5.14	0.63
Condensate				
Temperature	C	69.10	69.10	0.00
Pressure	atm	16.19	16.19	0.00
Komposisi Mole Methana	%mol e	0.00	1.25	1.24
Komposisi Mole Ethana	%mol e	2.60	11.55	8.95

*Mass flow* keluaran peralatan *supersonic separation* divalidasi dengan spesifikasi yaitu. mengekstrak sekitar 70-85% sales gas dan 15-30% condensate. Berikut adalah hasil validasi proses pada peralatan *supersonic separation* akan disajikan dalam Tabel 3.3 di bawah ini

**Tabel 3. 3** Validasi *Rasio Mass Flow* pada Peralatan *Supersonic Separation (3S)*

Properti	Unit	Data PFD	Rasio	Keterangan
<i>Mass Flow</i> Primary	kg/h	126979.3629	84.28	Memenuhi
<i>Mass Flow</i> Secondary	kg/h	23687.63708	15.72	Memenuhi

Produk *sales gas* divalidasi dengan standar *gas* yang diadaptasi dari AGA Report No. 4A, May 2001. Berikut adalah hasil validasi standar *sales gas* pada *supersonic separation (3S) plant* akan disajikan dalam Tabel 3.4 di bawah ini



**Tabel 3. 4** Validasi Standar *Sales Gas* pada *Supersonic Separation (3S) Plant*

Parameter	Min	Max.	Simulasi Hysys	Ketercapaian
Major & Minor Komponen, mol%				
C1	75		88.577	Memenuhi
C2	-	10	5.143	Memenuhi
C3	-	5	1.321	Memenuhi
C4	-	2	0.16	Memenuhi
C5+	-	0.5	0.01	Memenuhi
N & inert lain	-	3	1.922	Memenuhi
CO2	-	2 - 3	2.870	Memenuhi
Total Gas Diluent	-	4 - 5	-	
Trace Components :				
H2S	-	0.25-0.3 gr/100 scf	0.001	Memenuhi
R-SH (Merkaptan)	-	-	-	Memenuhi
S total	-	5-20 gr/100scf	-	Memenuhi
Uap air	-	4-7 lb/mmcf	-	Memenuhi
O2	-	1%	-	Memenuhi
Karakteristik lainnya :				
HV, Btu/scf-gross sat.	950	1150	1016.79	Memenuhi

Hasil validasi proses *supersonic separation (3S) plant* menunjukkan bahwa selisih deviasi di bawah 5%, perbandingan rasio laju massa *sales gas* dengan laju massa *condensate* yaitu 84.28:15.72 telah sesuai dengan data lapangan dan *sales gas* memenuhi standar. Hal ini menunjukkan bahwa hasil permodelan menggunakan *software HYSYS* telah sesuai.

### 3.5 Perancangan *Plantwide Control*

Perancangan *plantwide control* (PWC) pada Supersonic Separation plant yaitu menggabungkan metode milik Luyben dan Skogestad dengan tujuan memaksimalkan profit dan menjaga kestabilan *plant* menjadi tujuh langkah sebagaimana berikut:

#### 3.5.1. Penentuan Fungsi Objektif

Fungsi objektif pada perancangan PWC ini adalah profit yang maksimal ( $J_{max}$ ). Pemilihan profit sebagai fungsi objektif dikarenakan setiap perusahaan pasti menginginkan profit yang maksimal dengan tetap menjaga performansi sistem agar bekerja dengan stabil dan optimum. Di mana profit yang maksimal didapatkan dari penjualan produk *supersonic separation* yang berupa gas etana dikurangi dengan biaya operasional yang digunakan pada *compressor* dan *evaporator*. Persamaan (3.1) berikut merupakan fungsi objektif pada perancangan PWC ini.

$$J_{max} = \text{Hasil Jual Produk} - \text{Biaya Operasional} \quad (3.1)$$

#### 3.5.2. Mengidentifikasi *Control Degrees of Freedom*

Jumlah *control degrees of freedom* (DOF) digunakan untuk menentukan jumlah variabel yang bisa dimanipulasi atau dikontrol. Untuk menghitung CDOF digunakan persamaan CDOF yang telah dituliskan pada bagian sebelumnya yaitu pada Persamaan (2.8). Pada identifikasi CDOF ini sama dengan identifikasi milik Skogestad dan Luyben. Perhitungan nilai CDOF disajikan pada tabel 3.5

**Tabel 3.5** Nilai CDOF pada *Supersonic separation*

$N_{streams}$	$N_{restraining}$	$N_{redundant}$	CDOF
27	20	0	7

Analisis pada CDOF dilakukan pada *supersonic separation* (3S) *plant* dengan menghitung total *stream* yang ada pada *plant*. Diketahui terdapat 27 *stream* yang ada pada *plant* tersebut (untuk lengkapnya ada di lampiran B). Kemudian kita perlu menghitung

jumlah *stream* yang tidak dapat dikontrol atau dimanipulasi (*Nrestraining*). Variabel yang tidak dapat dikontrol dapat dilihat pada tabel perhitungan *Nrestraining* menurut jumlah *equipment* yang ada pada tabel 3.6. bawah ini.

**Tabel 3. 6** Jumlah *Nrestraining*

<b>Jenis Peralatan</b>	<b>Peralatan</b>	<b><i>Nrestraining</i></b>
Jenis Peralatan	Peralatan	<i>Nrestraining</i>
Heater	Heater for Separator	1
	Condensate Heater	1
Cooler	Gas Cooler	1
	Evaporator	1
Heat Exchanger	Heat Exchanger	2
Vessel	3S-Diffusers	1
	2nd Separator	1
Pump	Pump 1	1
	Pump 2	1
Compressor	Feed Compressor	1
	Product Compressor	1
Expander	3S-Swirl	1
Valve	3S-Nozzle	1
	VLV-100	1
	VLV-101	1
	VLV-102	1
	VLV-103	1
	VLV-104	1
Mixer	MIX	1
Jumlah		20

Jumlah variabel yang tidak butuh dikontrol (*Nredundant*) yaitu 0 (tidak ada variabel *redundant*). Nilai CDOF didapatkan dengan mengurangi jumlah *stream* yang ada dengan jumlah

*stream* yang tidak dapat dikontrol dan *stream* yang tidak perlu dikontrol. Sehingga didapatkan hasil sebanyak 7 CDOF.

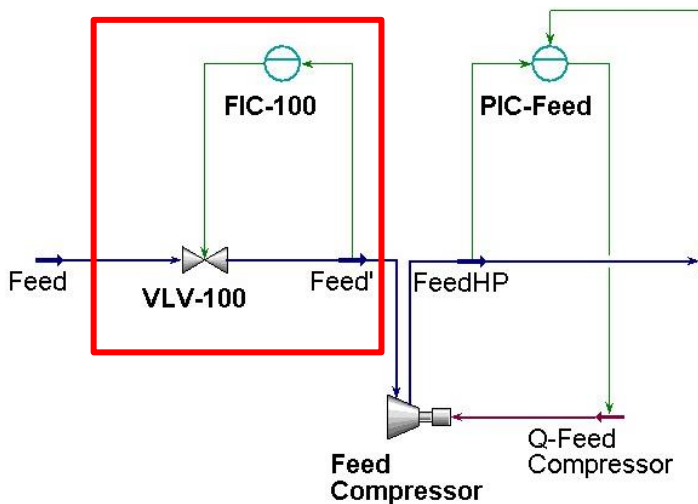
Dari tujuh nilai CDOF yang didapatkan, akan dipasang pengendali yang akan dipaparkan pada Tabel 3.7 sebagai berikut.

**Tabel 3. 7** Pengendali pada *Supersonic separation* dalam Kondisi Desain

No	Pengendali
1	Level Controller pada 3S-Diffusers
2	Level Controller pada Separator
3	Pressure Controller pada 3S-Diffusers
4	Pressure Controller pada 2nd Separator
5	Temperature Controller pada Evaporator
6	Flow Controller pada TPM
7	Pressure Controller pada Feed Compressor

### 3.5.3. Penentuan Laju Produksi (*Throughput Manipulator*)

Lokasi *Throughput Manipulator* (TPM) pada *supersonic separation* (3S) *plant* ini terdapat pada laju aliran umpan 3S Separation. Penentuan laju produksi ini sama dengan milik Skogestad dan Luyben. Berikut adalah lokasi peletakan TPM pada *supersonic separation* (3S) *plant*.



**Gambar 3. 6** *Throughput Manipulator (TPM)*

### 3.5.4. Penentuan Variabel Ekonomi (Economical Controlled Variable)

Penentuan variabel ekonomi ini sama dengan variabel kendali utama (*primary variable*) pada PWC milik skogestad yang mempertimbangkan sisi ekonomi. Pemilihan variabel ekonomi (*economical controlled variable*) yaitu laju aliran *sales gas* dan *condensate*, temperature dan pressure pada masukan supersonic separation serta energi yang digunakan compressor, evaporator dan pompa.

Penentuan variabel ekonomi ini mengacu pada variabel yang berpengaruh langsung terhadap fungsi objektif yang berorientasi pada profit. Untuk laju aliran *sales gas* dan *condensate* merupakan produk. Sedangkan penggunaan energi pada compressor, evaporator dan pompa akan mempengaruhi biaya operasional. Hal ini akan sesuai hasil optimisasi yang diharapkan, yakni penurunan penggunaan energi pada *supersonic separation (3S) plant*.

### 3.5.5. Lapisan Pengendalian *Supervisory*

Pengendali *supervisory* yang dipilih adalah MPC (*Model Predictive Control*) yang akan memberikan perubahan *set point* yang optimal pada lapisan pengendalian *regulatory* (PI/PID). Lapisan pengendalian *supervisory* sama dengan PWC milik Skogestad dan pengendalian setiap *loop* pada PWC milik Luyben.

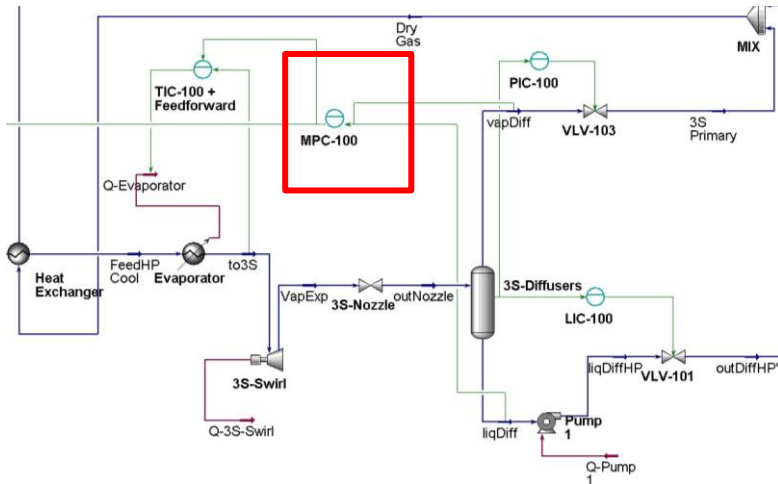
Perancangan *supervisory control* yang pada tugas akhir ini yang dipakai adalah menggunakan MPC (*Model Predictive Control*) yang sudah tersedia pada HYSYS dengan menggunakan data permodelan *first order* (FOPDT) yang telah divalidasi. Pemasangan MPC diletakkan pada peralatan *supersonic separation*.

Berikut adalah parameter permodelan FOPDT yang selanjutnya digunakan untuk melakukan perancangan pada MPC yang ditunjukkan pada Tabel 3.8.

**Tabel 3. 8** Parameter Permodelan FOPDT pada MPC

<i>Plant</i>	<b>Gain</b>	<b>K</b>	<b>Time Constant (detik)</b>	<b>Dead Time (detik)</b>
<b>3S Separation</b>	G11	0.00064	331.185	3.545
	G12	0.000672	440.4457	5.55522
	G21	0.0011	345.2229	2.277143
	G22	0.0012	667.4086	48.5879

*Input* dari permodelan MPC adalah komposisi sales gas dan *condensate* pada peralatan *supersonic separation*. Sedangkan outputnya adalah temperatur dan pressure masukan dari peralatan *supersonic separation*. Dari hasil permodelan yang telah didapatkan, selanjutnya MPC akan memberikan *set point* pada pengendali temperatur maupun tekanan pada inputan peralatan *supersonic separation*.



**Gambar 3. 7** Pemasangan MPC pada *Supersonic Separation Plant*

Gambar 3.7 merupakan gambaran pemasangan MPC yang terdapat pada *supersonic separation plant*.

### 3.5.6. Integrasi Proses (*Process Integration*)

Pada proses ini, ditentukan struktur pengendalian variabel yang berhubungan dengan *inventory control* dan variabel yang akan menjadi gangguan (*disturbance*). Penentuan struktur pengendalian variabel sama dengan PWC milik Luyben yang disertai penentuan gangguan. Maka ditentukan struktur pengendalian PID pada setiap pengendali yang terdapat pada *supersonic separation (3S) plant* serta gangguan yang terjadi adalah laju aliran umpan.

Untuk pengendali temperatur evaporator ditambahkan pengendali *feedforward* untuk menjaga kestabilan respons akibat adanya gangguan yang terjadi pada umpan.

Tabel 3.6 merupakan parameter permodelan untuk pengendali *feedforward*.

**Tabel 3. 9** Parameter Permodelan Pengendali *Feedforward*.

Parameter Permodelan	FF <i>Temperatur Evaporator</i>
$K_{ff}$	0.212980771
$\theta_{ff}$	1.936442659
$\tau_1$	1.004366027
$\tau_2$	7.710489396

### 3.5.7. Optimisasi

Setelah itu, dilakukan optimisasi dengan menggunakan *Real Time Optimizer* (RTO). Pada tugas akhir ini dilakukan optimisasi menggunakan RTO yang ada pada HYSYS dengan tujuan utama untuk mencapai nilai optimal dari fungsi objektif yang telah ditentukan. Lapisan optimisasi ini sama dengan optimisasi pada PWC Skogestad dan Luyben.

Prosedur pemasangan RTO pada *software* HYSYS adalah sebagai berikut.

- Menambahkan *spreadsheet* yang sudah terdapat pada *toolbox*.
- Memasukkan semua variabel yang digunakan dalam optimisasi ke dalam *spreadsheet* tersebut. Termasuk memasukkan hasil output optimisasi.
- Memilih *derrivative* pada *model analysis* dalam *software* HYSYS.
- Memasukkan fungsi objektif, *constraint*, dan variabel optimisasi di dalamnya melalui *spreadsheet*.
- Menjalankan program kembali dan melakukan analisis.

### 3.6 Pengujian Performansi Sistem dan Analisis

Pengujian performansi sistem dalam perancangan PWC pada *supersonic separation (3S) plant* ini dengan memberikan gangguan pada umpan yaitu dengan menaikkan serta menurunkan laju aliran pada umpan sebesar 5%. Dari yang awalnya 150667 kg/h, dinaikkan 5% atau menjadi 158200.35 kg/h dan menurunkan sebesar 5% hingga menjadi 143133.65 kg/h.



**Tabel 3. 10** Gangguan pada Umpan

<b>Kondisi</b>	<b>Laju Aliran Massa Feed</b>
Ideal	150667 kg/h
Naik 5%	158200.35 kg/h
Turun 5%	143133.65 kg/h

Analisis yang akan dilakukan dari hasil uji gangguan adalah dengan melihat respons pada variabel primer yang berpengaruh pada sisi ekonomi yaitu pada pengendalian laju aliran *sales gas* dan *condensate*, temperature dan pressure pada masukan *supersonic separation* serta energi yang digunakan *compressor*, *evaporator* dan pompa.

Hasil respons pengujian performansi sistem pada perancangan PWC ini akan dibandingkan dengan sistem yang dirancang tanpa menggunakan PWC, atau dalam artian hanya dipasang pengendali PID saja seperti pada umumnya yang terdapat pada hampir semua *plant*.

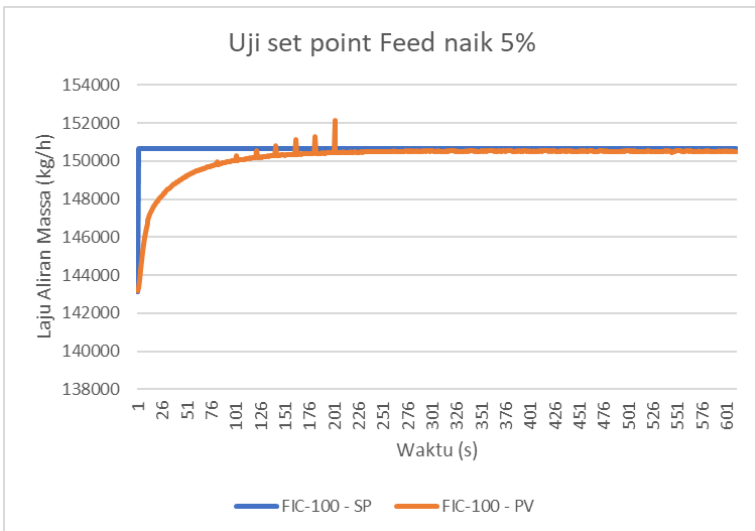
*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

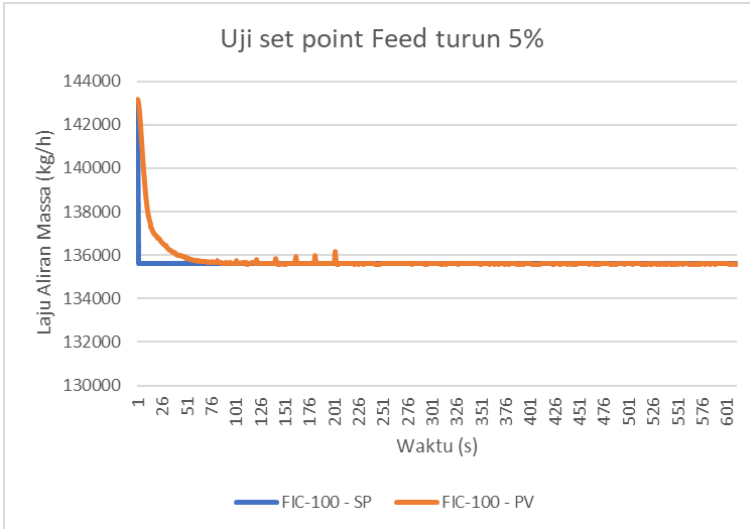
### 4.1 Analisis Hasil Perancangan PWC

Perancangan PWC pada *supersonic* telah berhasil dilakukan. Untuk mengetahui pengaruh kontrol terhadap *plant*, maka dilakukan uji *set point*. Uji *set point* dilakukan pada FIC *feed*, dengan menaikkan dan menurunkan *set point* sebesar 5%.

Pada *set point* laju aliran umpan yang awalnya sebesar 143133.65 kg/h, dilakukan dua uji, yaitu dinaikkan menjadi 150667 kg/h dan diturunkan menjadi 135600.3 kg/h. Hasil respon yang didapat ditunjukkan pada gambar 4.1-4.2 berikut.



**Gambar 4. 1** Uji *set point* naik 5% pada FIC *Feed*



**Gambar 4. 2** Uji *set point* turun 5% pada FIC Feed

Dari uji *set point* yang dilakukan, didapatkan hasil bahwa pada saat *set point* dinaikkan akan terjadi *overshoot* di sistem. Namun semuanya dapat mencapai *set point*. Berbeda dengan pada saat uji *set point* diturunkan 5%, maka sistem akan mencapai setpoint tanpa adanya *overshoot* dan dapat tetap mencapai *set point*.

## 4.2 Analisis Hasil Optimisasi

Setelah perancangan PWC selesai maka akan diberikan gangguan pada umpan dengan menaikkan laju aliran massa umpan yang awalnya sebesar 143133.65 kg/h dinaikkan menjadi 150667 kg/h dan diturunkan menjadi 135600.3 kg/h.

Kemudian perancangan PWC pada *supersonic separation* akan dibandingkan dengan perancangan sebelum PWC yang terdapat pada *plant*. Perbandingan dari dua kondisi tersebut ditunjukkan pada tabel 4.1 berikut.

**Tabel 4. 1** Perbandingan struktur kontrol pada 3S Plant

<i>Stream</i>	Laju Aliran Massa (kg/h)			
	Umpan Naik 5%		Umpan Turun 5%	
	PID	PWC	PID	PWC
<i>Feed</i>	150657	150498	135602	135614
<i>Sales Gas</i>	130359	130562	131052	132003
<i>Condensate</i>	24525.2	24525.2	24642.9	24666.3

**Tabel 4. 2** Perbandingan penggunaan energi pada 3S Plant

<i>Stream</i>	Laju Penggunaan Energi (kJ/h)			
	Umpan Naik 5%		Umpan Turun 5%	
	PID	PWC	PID	PWC
<i>Feed Compressor</i>	6637310	6264610	7138220	6779970
<i>Evaporator</i>	5640860	5314730	2025830	1945890
<i>Total</i>	12278170	11579340	9164050	8725860

**Tabel 4. 3** Perbandingan perhitungan biaya pada 3S Plant

Perhitungan biaya (USD/h)	Umpan naik 5%		Umpan turun 5%	
	<i>Non PWC</i>	PWC	<i>Non PWC</i>	PWC
Produk	49354	49431	49616	49976
Biaya Operasional	108	102	81	77
Profit	49246	49329	49535	49899

Dari hasil perbandingan antara struktur kontrol tanpa PWC dan PWC, didapatkan hasil bahwa pada saat kenaikan laju aliran massa umpan sebesar 5% dengan menggunakan struktur kontrol PWC, didapatkan kenaikan profit sebesar 83 USD/h (0.16%), sedangkan pada saat penurunan laju aliran massa umpan 5%, maka struktur kontrol PWC tetap memberikan hasil profit yang lebih unggul dibandingkan dengan struktur kontrol PID saja yaitu sebesar 364 USD/h (0.73%). Jika dirata-rata, maka dalam perhitungan satu tahun dengan menggunakan struktur kontrol

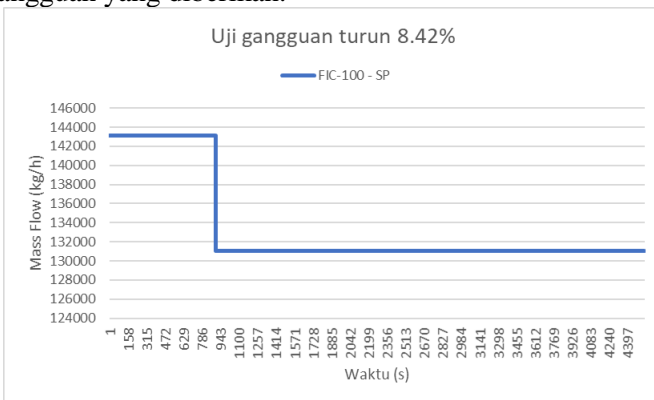
PWC maka akan meningkatkan keuntungan sebesar 1957583.751 USD.

Dari segi penggunaan energi juga memberikan hasil bahwa struktur kontrol PWC mampu menghemat energi dibandingkan dengan struktur kontrol PID saja, meskipun nilai penghematan energi yang diberikan 6 USD/h (-5.69%) untuk kenaikan laju aliran massa umpan sebesar 5%, dan 4 USD/h (-4.78%) untuk penurunan laju aliran massa umpan sebesar 5%. Maka dalam perhitungan satu tahun, *plant* ini dapat melakukan penghematan energi sebesar -43942.47882 USD.

Penggunaan struktur kontrol PWC mampu memberikan keuntungan yang lebih banyak dibandingkan sebelum penggunaan struktur kontrol PWC karena pada metode PWC sudah dilengkapi dengan pengendali *supervisory* yang mampu memberikan *set point* untuk pengendali PID agar mendapatkan fungsi objektif yang maksimal. Oleh karena itu struktur kontrol PWC dapat mengoptimalkan kinerja *plant*.

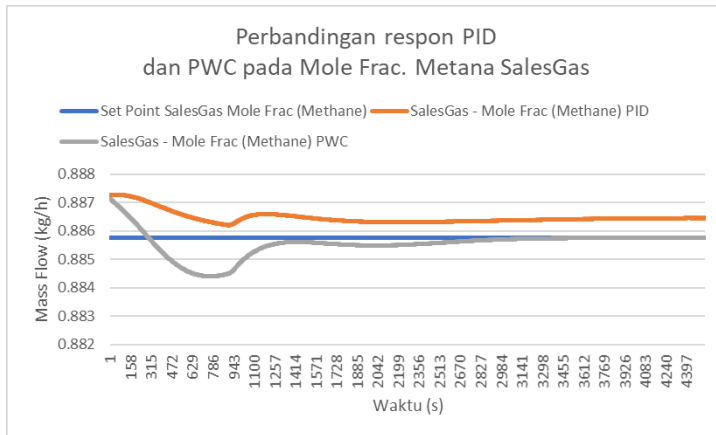
### 4.3 Analisis Pengujian Performansi Sistem

Pengujian performansi sistem pada *supersonic separation plant* ini dengan memberikan sinyal *step* sebesar 8.42% pada umpan pada waktu  $t=900$  detik atau dengan menurunkan set point laju aliran umpan yang awalnya sebesar 143133.65 kg/h diturunkan menjadi 131080.29 kg/. Gambar 4.3 merupakan grafik uji gangguan yang diberikan.



**Gambar 4. 3** Uji Gangguan Turun 8.42%

Sedangkan performansi sistem dapat dilihat dari respons yang dimiliki oleh sistem terhadap gangguan yang diberikan.

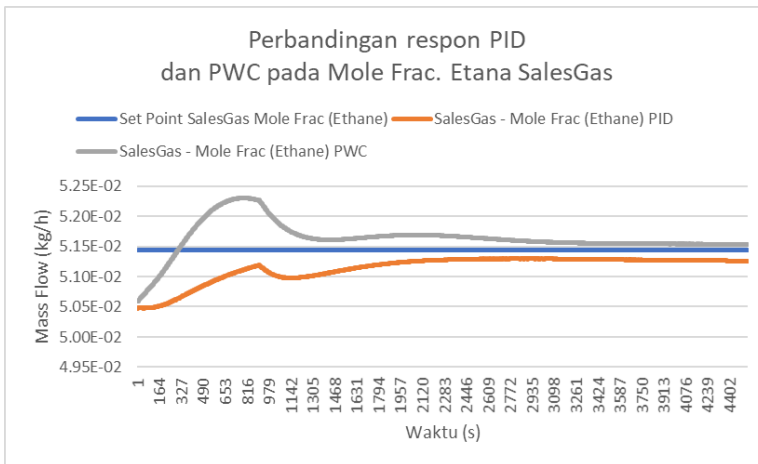


**Gambar 4. 4** Perbandingan Respon Fraksi Mol Metana Sales Gas Struktur Kontrol PID dan PWC pada gangguan turun 8.42%

Gambar 4.4 menunjukkan respons komposisi fraksi mol metana pada *sales gas*. Dari gambar tersebut, dapat diketahui bahwa respons pengendalian jika diberikan pengendalian PID sebagai *regulatory control* ditambah *decentralized supervisory control* sebagai *supervisory control* akan lebih mampu menjaga set point yang diberikan. Hal ini dapat dilihat dari pengendalian PWC dapat mencapai *set point* yang lebih cepat dan mempunyai *maximum overshoot* kecil dibandingkan dengan jika respon pengendalian hanya menggunakan PID yang tidak mencapai set point. Nilai *settling time*, *maximum overshoot*, dan *error steady state* dapat dilihat pada tabel 4.4.

**Tabel 4. 4** Perbandingan karakteristik respons fraksi mol metana sales gas struktur kontrol PID dan PWC pada turun 8.42%

Karakteristik Respon	PID	PWC
Rise Time (detik)	-	2515
Maximum Overshoot (%)	-	0.000957
Error Steady State (%)	0.079605	0.000166
Settling Time (detik)	273	530



**Gambar 4. 5** Perbandingan respon fraksi mol etana sales gas struktur kontrol PID dan PWC pada gangguan turun 8.42%

Gambar 4.4 menunjukkan respon komposisi fraksi mol etana pada sales gas. Dari gambar tersebut, dapat diketahui bahwa kedua pengendalian tidak mencapai *set point* nya. Hasil karakteristik respon tersebut dijelaskan pada Tabel 4.5 berikut.

**Tabel 4. 5** Perbandingan karakteristik respons fraksi mol etana sales gas struktur kontrol PID dan PWC pada turun 8.42%

Karakteristik Respon	PID	PWC
Rise Time (detik)	-	302



<b>Karakteristik Respon</b>	<b>PID</b>	<b>PWC</b>
Maximum Overshoot (%)	-	1.590309
Error Steady State (%)	0.3495385	0.185195
Settling Time (detik)	2406	2115

Dari uji gangguan yang diberikan, maka didapatkan hasil bahwa karakteristik respons yang dihasilkan oleh struktur pengendali PWC mampu menurunkan *overshoot*, menghilangkan eror *steady state* serta mampu mempercepat *settling time*. Hal ini ditunjukkan oleh gambar 4.3-4.4 serta pada tabel 4.4-4.5.

Sedangkan perbandingan nilai *Integral Absolute Error* (IAE) yang menggambarkan karakteristik respons secara kualitatif adalah pada Tabel 4.6 sebagai berikut.

**Tabel 4. 6** Nilai IAE pada uji gangguan turun 8.42%

<b>Variabel</b>	<b>IAE</b>	
	<b>PID</b>	<b>PWC</b>
SalesGas - Mole Frac (Methane)	2.3783415	0.549389
SalesGas - Mole Frac (Ethane)	0.768123	0.690005

Dari nilai IAE yang ditunjukkan pada tabel, dapat disimpulkan bahwa perancangan desain kontrol supersonic separation menggunakan metode PWC mampu memberikan nilai IAE yang lebih kecil.

#### **4.4 Pembahasan**

Perancangan desain PWC pada *supersonic separation* telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode milik Luyben dan Skogestad menjadi tujuh langkah. Desain perancangan PWC dapat meningkatkan laju produksi pada produk dan dapat menghemat energi lebih banyak dibandingkan dengan metode pengendali biasa. Selain itu perancangan ini dapat menyelesaikan permasalahan mengenai adanya efek bola salju akibat *heat integration*. Desain PWC juga dapat meningkatkan profit serta menghasilkan respon sistem yang lebih baik. Desain PWC dirancang sesuai metodologi yang telah dijelaskan pada bab

sebelumnya. Desain PWC ini dirancang dengan menggunakan struktur PID sebagai *regulatory control*, *feedforward*, *supervisory control* berupa MPC, serta *optimizer*.

Penerapan PWC pada *supersonic separation* mampu menghemat energi baik pada saat umpan dinaikkan maupun pada saat diturunkan. Pada kenaikan laju aliran massa umpan 5%, desain PWC mampu meningkatkan laju produksi hingga 203 kg/h (0.16%) dan menghemat energi 698830 kJ/h sehingga mampu meningkatkan profit hingga 83 USD dibandingkan dengan menggunakan strategi *control* PID biasa. Pada penurunan laju aliran massa umpan 5%, desain PWC mampu meningkatkan laju produksi hingga 951 kg/h (0.73%) dan menghemat energi 438190 kJ/h sehingga mampu meningkatkan profit hingga 364 USD dibandingkan dengan menggunakan strategi *control* PID biasa. Dalam dua kondisi yang telah diuji terbukti bahwa desain PWC sangat menguntungkan baik dalam penghematan energi maupun dalam keuntungan ekonomi yang akan didapat. Hal ini dapat terjadi karena desain PWC dilengkapi oleh *supervisory control* serta *optimizer*, yang dapat memberikan *set point* kepada pengendali PID yang optimal, sehingga bisa mencapai fungsi objektif yang pada tugas akhir ini adalah profit yang maksimal.

Pada uji gangguan pada umpan yang diberikan juga bisa dianalisis dari segi kestabilan respons. Analisis kestabilan respons dilihat dari dua aspek yaitu secara kuantitatif dan kualitatif. Dari segi kuantitatif dilihat dari nilai *overshoot*, *settling time* serta nilai eror *steady state*, sedangkan secara kualitatif dinilai dari nilai *integral absolute error* (IAE). Di mana pada uji gangguan berupa penurunan set point sebesar 8.42%, pada respons kualitas metana dan etana sales gas menghasilkan respons yang lebih baik. Analisis secara kualitatif yaitu dengan menggunakan IAE juga menunjukkan bahwa perancangan PWC menghasilkan nilai IAE yang lebih kecil.

## **BAB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 Kesimpulan**

Adapun kesimpulan yang didapatkan dari perancangan PWC pada *supersonic separation* (3S) adalah sebagai berikut.

1. Penerapan PWC pada *supersonic separation* (3S) telah berhasil dilakukan dengan menggabungkan metode PWC milik Luyben dan Skogestad menjadi tujuh langkah.
2. Penerapan PWC pada *supersonic separation* (3S) pada kenaikan laju aliran massa umpan 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 698830 kJ per jam dan mampu meningkatkan profit sebesar 83 USD per jam sedangkan pada penurunan laju aliran massa umpan sebesar 5% mampu menurunkan penggunaan energi sebesar 438190 kJ per jam dan mampu meningkatkan profit sebesar 364 USD per jam dibandingkan dengan *supersonic separation* (3S) sebelum menggunakan PWC.
3. Penerapan PWC pada *supersonic separation* (3S) mampu menghasilkan respon sistem yang stabil ketika diberi gangguan berupa perubahan laju aliran umpan. Hal ini ditunjukkan dengan penurunan *settling time*, *maximum overshoot* dan hilangnya eror *steady state* serta menurunnya nilai IAE.

#### **5.2 Saran**

Adapun saran yang dapat diberikan untuk penelitian selanjutnya sebagai berikut.

1. Melakukan penelitian mengenai PWC dengan mempertimbangkan masalah ekonomi yang lebih kompleks.
2. Menggunakan jenis teknik optimisasi stokastik lain sebagai opsi untuk memperoleh hasil optimisasi yang lebih baik

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] SKK Migas, “Laporan Tahunan 2018 SKK Migas,” Jakarta, 2018.
- [2] British Petroleum, “BP Statistical Review of World Energy,” London, 2019.
- [3] A. J. Kidnay and W. R. Parrish, *Fundamentals of Natural Gas Processing*. New Jersey: Taylor & Francis Group, 2006.
- [4] X. Cao and J. Bian, “Supersonic separation technology for natural gas processing: A review,” *Chem. Eng. Process. - Process Intensif.*, vol. 136, no. January, pp. 138–151, 2019.
- [5] T. R. Biyanto *et al.*, “Optimization of supersonic separation (3S) design using rain water algorithm,” *AIP Conf. Proc.*, vol. 2001, 2018.
- [6] M. Haghighi, K. A. Hawboldt, and M. Abedinzadegan Abdi, “Supersonic gas separators: Review of latest developments,” *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 27, pp. 109–121, 2015.
- [7] M. Hammer, P. E. Wahl, R. Anantharaman, D. Berstad, and K. Y. Lervåg, “CO<sub>2</sub> capture from off-shore gas turbines using supersonic gas separation,” *Energy Procedia*, vol. 63, no. 1876, pp. 243–252, 2014.
- [8] S. H. Rajaei Shooshtari and A. Shahsavand, “Reliable prediction of condensation rates for purification of natural gas via supersonic separators,” *Sep. Purif. Technol.*, vol. 116, pp. 458–470, 2013.
- [9] V. Alfayrov, L. Bagirov, L. Dmitriev, V. Feygin, S. Imayev, and J. R. Lacey, “Supersonic nozzle efficiently separates natural gas components,” *Oil Gas J.*, vol. 103, no. 20, pp. 53–58, 2005.
- [10] P. B. Machado *et al.*, “Supersonic separation in onshore natural gas dew point plant,” *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 6, pp. 43–49, 2012.
- [11] LINNTER Ltd, “3S-technology : Developments, projects and applications.”
- [12] V. Minasidis, J. Jäschke, and S. Skogestad, “Economic plantwide control: Automated controlled variable selection for a reactor-separator-recycle process,” in *IFAC*

- Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 2013, vol. 10, no. PART 1, pp. 87–92.
- [13] Y. J. Lin, T. H. Pan, D. S. H. Wong, S. S. Jang, Y. W. Chi, and C. H. Yeh, “Plantwide control of CO<sub>2</sub> capture by absorption and stripping using monoethanolamine solution,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 50, no. 3, pp. 1338–1345, 2011.
- [14] B. Mahmoodzadeh Vaziri and A. Shahsavand, “Analysis of supersonic separators geometry using generalized radial basis function (GRBF) artificial neural networks,” *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 13, pp. 30–41, 2013.
- [15] Y. Yang and C. Wen, “CFD modeling of particle behavior in supersonic flows with strong swirls for gas separation,” *Sep. Purif. Technol.*, vol. 174, pp. 22–28, 2017.
- [16] J. Bian, W. Jiang, L. Teng, Y. Liu, S. Wang, and Z. Deng, “Structure improvements and numerical simulation of supersonic separators,” *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 110, pp. 214–219, 2016.
- [17] Y. Yang, C. Wen, S. Wang, and Y. Feng, “Numerical simulation of real gas flows in natural gas supersonic separation processing,” *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 21, pp. 829–836, 2014.
- [18] Ding-Yu Peng; Donald B. Robinson, *A New Two-Constant Equation of State*, vol. 15, no. 1. 1976.
- [19] G. P. Rangaiah and V. Kariwala, *Plantwide Control: Recent Developments and Applications*. 2012.
- [20] A. Safari and R. Eslamloueyan, “A new plant-wide approach for control degrees of freedom of process systems,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 120, pp. 259–270, 2017.
- [21] T. E. Marlin, *Process control: Designing processes and control systems for dynamic performance*, 2nd ed. McGraw-Hill, 2015.
- [22] D. E. Seborg, T. F. Edgar, D. A. Mellichamp, and F. J. D. III, *Process Dynamics and Control 4th Edition*, 4th ed. Hoboken: John Wiley & Sons, Inc., 2016.
- [23] W. L. Luyben, B. D. Tyr us, and M. L. Luyben, *Plantwide Process Control*. New York, 1998.

- [24] V. Minasidis and J. Johannes, “Economic plantwide control: Automated controlled variable selection for a reactor-separator-recycle process,” 2013.
- [25] E. Ahmed and D. Fares, “Process Simulation Using Aspen HYSYS V8.”

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



## LAMPIRAN

### A. Komposisi pada *Supersonic Separation (3S) Plant*

Berikut adalah komposisi yang terdapat pada 3S Separator yang akan dijelaskan pada Tabel A.1-A2

**Tabel A.1** Komposisi pada Peralatan *Supersonic Separation*

	SIMULASI	SIMULASI	SIMULASI
	Input	Primary	Secondary
H2S	0.001	0.001	0.003
CO2	2.741	2.768	2.456
Nitrogen	1.800	1.969	0.023
Methane	83.023	89.980	9.728
Ethane	5.551	4.460	17.043
Propane	4.040	0.763	38.563
i-Butane	1.030	0.038	11.478
n-Butane	1.100	0.020	12.484
i-Pentane	0.340	0.001	3.911
n-Pentane	0.209	0.000	2.408
n-Hexane	0.124	0.000	1.430
n-Heptane	0.027	0.000	0.311
n-Octane	0.011	0.000	0.127
n-Nonane	0.002	0.000	0.023
n-Decane	0.001	0.000	0.012
n-C11	0.000	0.000	0.000
n-C12	0.000	0.000	0.000
<b>Total</b>	<b>100.000</b>	<b>100.000</b>	<b>100.000</b>

**Tabel A.2** Komposisi Feed dan Produk pada 3S Plant

	SIMULASI	SIMULASI	SIMULASI
	Feed	Sales Gas	Condensate
H <sub>2</sub> S	0.001	0.001	0.002
CO <sub>2</sub>	2.740	2.870	0.830
Nitrogen	1.800	1.922	0.001
Methane	83.024	88.577	1.245
Ethane	5.551	5.143	11.553
Propane	4.040	1.321	44.082
i-Butane	1.030	0.097	14.766
n-Butane	1.100	0.061	16.403
i-Pentane	0.340	0.005	5.269
n-Pentane	0.209	0.002	3.256
n-Hexane	0.124	0.000	1.946
n-Heptane	0.027	0.000	0.424
n-Octane	0.011	0.000	0.173
n-Nonane	0.002	0.000	0.031
n-Decane	0.001	0.000	0.016
n-C11	0.000	0.000	0.000
n-C12	0.000	0.000	0.000
<b>Total</b>	<b>100.000</b>	<b>100.000</b>	<b>100.000</b>

### B. Properties Aliran pada *Supersonic Separation (3S) Plant*

Berikut adalah komposisi yang terdapat pada 3S Separator yang akan dijelaskan pada Tabel B.1-B.2

**Tabel B.1** Properties Aliran Material pada 3S Plant

<i>Stream</i>	<b>Jenis Stream</b>	<b>Temperature (C)</b>	<b>Pressure (atm)</b>	<b>Mass Flow (kg/h)</b>
Feed	Material	45	61.287937	150667
FeedHP	Material	95.2634276	107.00371	150667
Feed'	Material	44.95467348	61.189245	150667
VapExp	Material	-86.7153781	5.517491	150667
outNozzle	Material	-90.0004128	3.999779	150667
vapDiff	Material	-90.0004128	3.999779	121665.18
liqDiff	Material	-90.0004128	3.999779	29001.8196
liqDiffHP	Material	-89.9478352	4.999779	29001.8196
outDiffHP'	Material	-89.9189199	4.5063174	29001.8196
3S Secondary	Material	-25	3.999779	29001.8196
vap Sep2	Material	-25	3.999779	5314.18253
liquid	Material	-25	3.999779	23687.6371
liquidHP'	Material	-24.0504395	17.605231	23687.6371
vap Sep2'	Material	-25.1501381	3.9010867	5314.18253
3S Primary	Material	-90.1234626	3.9010867	121665.18
Dry Gas	Material	-86.4412851	3.9010867	126979.363
to3S	Material	20.00157292	105.00371	150667
ExportGas	Material	38.48681733	2.9010867	126979.363
liquidHP	Material	-24.0655107	18	23687.6371
condensate	Material	69.1	16.185537	23687.6371
ExportGas'	Material	257.7957465	26	126979.363
SalesGas	Material	45	25.857383	126979.363

**Tabel B.2** Properties Aliran Energi pada 3S Plant

<i>Stream</i>	<i>Jenis Stream</i>	<b>Heat Flow (kJ/h)</b>
Q-Feed Compressor	Energy	13439431.84
Q-3S-Swirl	Energy	22975200
Q-Pump 1	Energy	6053.134112
Q-Heater for Separator	Energy	5848910.731
Q-Pump 2	Energy	75397.71505
Q-Condensate Heater	Energy	8918910.511
Q-Product Compressor	Energy	66198414.97
Q-Gas Cooler	Energy	67465967.42

### C. Spesifikasi dari Setiap Peralatan

Berikut adalah kondisi operasi setiap peralatan di Supersonic Separation Plant yang akan dijelaskan pada Tabel C.1-C.8

**Tabel C.1** Spesifikasi Peralatan Heater

<b>Heater</b>		
<b>Name</b>	<b>Heater for Separator</b>	<b>Condensate Heater</b>
Duty [kJ/h]	5848972.203	8918685.147
Pressure Drop [kPa]	<b>51.32499658</b>	143.850437

**Tabel C.2** Spesifikasi Peralatan Cooler

<b>Cooler</b>		
<b>Name</b>	<b>Gas Cooler</b>	<b>Evaporator</b>
Duty [kJ/h]	50047122.81	-190413.612
Pressure Drop [kPa]	14.45070757	101.3249966

**Tabel C.3** Spesifikasi Peralatan Heat Exchanger

<b>Heat Exchanger</b>	
<b>Name</b>	<b>Heat Exchanger</b>
Duty [kJ/h]	22256847.68
UA [kJ/C-h]	255929.5244
Control UA [kJ/C-h]	<b>255929.5244</b>
Tube Side Pressure Drop [kPa]	101.3249966
Shell Side Pressure Drop [kPa]	<b>101.3249966</b>
Tube Side Delta T [C]	-50.63239819
Shell Side Delta T [C]	87.05208493
Uncorrected LMTD [C]	86.96475222
LMTD [C]	86.96475222
Ft Factor	1
Tube Side Zones	<b>1</b>
Shell Side Zones	<b>1</b>

<b>Heat Exchanger</b>	
<b>Name</b>	<b>Heat Exchanger</b>
Tube Side Volume [m3]	<b>0.1</b>
Shell Side Volume [m3]	<b>0.1</b>
Heat Trans. Area [m2]	60.31857895
Minimum Flow Scale Factor	<b>0</b>
Overall U [kJ/h-m2-C]	6735.739638

**Tabel C.4** Spesifikasi Peralatan Cooler

<b>Separator</b>		
<b>Name</b>	<b>3S-Diffusers</b>	<b>2nd Separator</b>
Vessel Temperature [C]	<b>-90.00097642</b>	<b>-25</b>
Vessel Pressure [atm]	3.99959337	3.99959337
Vessel Pressure Drop [kPa]	<b>0</b>	<b>0</b>
Vapour Outlet Pressure Drop [kPa]	<b>0</b>	<b>0</b>
Tank Volume [m3]	<b>134.5075158</b>	<b>5.244469836</b>
Liquid Volume [m3]	<b>67.2537579</b>	<b>2.622234918</b>
Liquid Volume Percent [%]	<b>50</b>	<b>50</b>
Duty [kJ/h]	0	0
Vessel Diameter [m]	4.851266548	<b>1.0668</b>
Vessel Length or Height [m]	7.276899822	5.8674

**Tabel C.5** Spesifikasi Peralatan Pompa

<b>Pump</b>		
<b>Name</b>	<b>Pump 1</b>	<b>Pump 2</b>
Power [kW]	1.681416123	20.94385761
Delta P [kPa]	<b>101.3249966</b>	1418.591154
Adiabatic Efficiency [%]	<b>75</b>	<b>75</b>
Duty [kW]	1.681416123	20.94385761
NPSH available [m]	2.051771932	1.621736395

<b>Pump</b>		
<b>Name</b>	<b>Pump 1</b>	<b>Pump 2</b>
Capacity [m <sup>3</sup> /h]	44.80457622	39.86237711
Delta T [C]	0.052577367	0.934498694
Pressure Head [m]	15.96227599	243.4345939
Velocity Head [m]	- 0.000123965	- 0.002994079
Delta P excluding Static Head [kPa]	101.3249966	1925.166333
Transient Rotational Power [kW]	0	0
Friction Loss Power [kW]	0	0
Total Rotor Power [kW]	1.681416123	20.94385761

**Tabel C.6** Spesifikasi Peralatan Kompresor

<b>Compressor</b>		
<b>Name</b>	<b>Feed Compressor</b>	<b>Product Compressor</b>
Power [kW]	1820.907583	16296.93245
Capacity (act feed vol flow) [ACT_m <sup>3</sup> /h]	1997.455286	53380.18643
Adiabatic Efficiency	<b>75</b>	<b>75</b>
Polytropic Efficiency	75.78191279	79.35324362
Compressor Volume [m <sup>3</sup> ]	<b>0</b>	<b>0</b>
Delta T [C]	25.67349537	206.9342903
Delta P [kPa]	2745.774908	2340.516123
Polytropic Head [m]	3362.165608	37386.81063
Adiabatic Head [m]	3327.460066	35335.80696
Dynamic Head [m]	3362.165608	37386.81063
Polytropic Fluid Head [kJ/kg]	32.97158136	366.6393665
Adiabatic Fluid Head [kJ/kg]	32.63123626	346.5258913

<b>Compressor</b>		
<b>Name</b>	<b>Feed Compressor</b>	<b>Product Compressor</b>
Dynamic Fluid Head [kJ/kg]	32.97158136	366.6393665
Polytropic Head Factor	0.999284913	1.006408812
Polytropic Exponent	1.534780658	1.347265626
Isentropic Exponent	1.385903471	1.266368346
PD Number of Cylinders	0	0
Transient Rotational Power [kW]	0	0
Friction Loss Power [kW]	0	0
Fluid Power [kW]	1820.907583	16296.93245
Duty [kJ/h]	6555267.297	58668956.83

**Tabel C.7** Spesifikasi Peralatan Expander

<b>Expander</b>	
<b>Name</b>	<b>3S-Swirl</b>
Power [kW]	<b>6382</b>
Adiabatic Efficiency	<b>75</b>
Polytropic Efficiency	70.4809963
Delta T [C]	-106.71586
Delta P [kPa]	10080.08369
Polytropic Head [m]	22061.81962
Adiabatic Head [m]	20732.86027
Dynamic Head [m]	22061.81962
Polytropic Fluid Head [kJ/kg]	216.3525434
Adiabatic Fluid Head [kJ/kg]	203.3199042
Dynamic Fluid Head [kJ/kg]	216.3525434
Polytropic Head Factor	0.977491746
Polytropic Exponent	1.097672578
Isentropic Exponent	1.154196165







#### D. Parameter Pengendali pada *Supersonic Separation (3S) Plant*

Berikut adalah parameter pengendali pada *Supersonic Separation (3S) Plant* yang akan dijelaskan pada Tabel D.1

**Tabel D.1** Parameter Pengendali PID

Name	Tag	Kc	Ti (min)	PV min	PV maks.
FIC TPM	FIC100	1.32	0.1998	75333	226000
LIC 3S-Diffusers	LIC100	1.80	5.9390	0	100
LIC 2nd Separator	LIC101	15.88	3.5548	0	100
PIC 3S-Diffusers	PIC100	17.68	4.5914	2	6
PIC 2nd Separator	PIC101	10.13	0.9640	2	6
PIC Feed Compressor	PIC-Feed	2.65	0.0015	64.2	149.8
TIC Evaporator	TIC100	0.82	0.0073	10	35

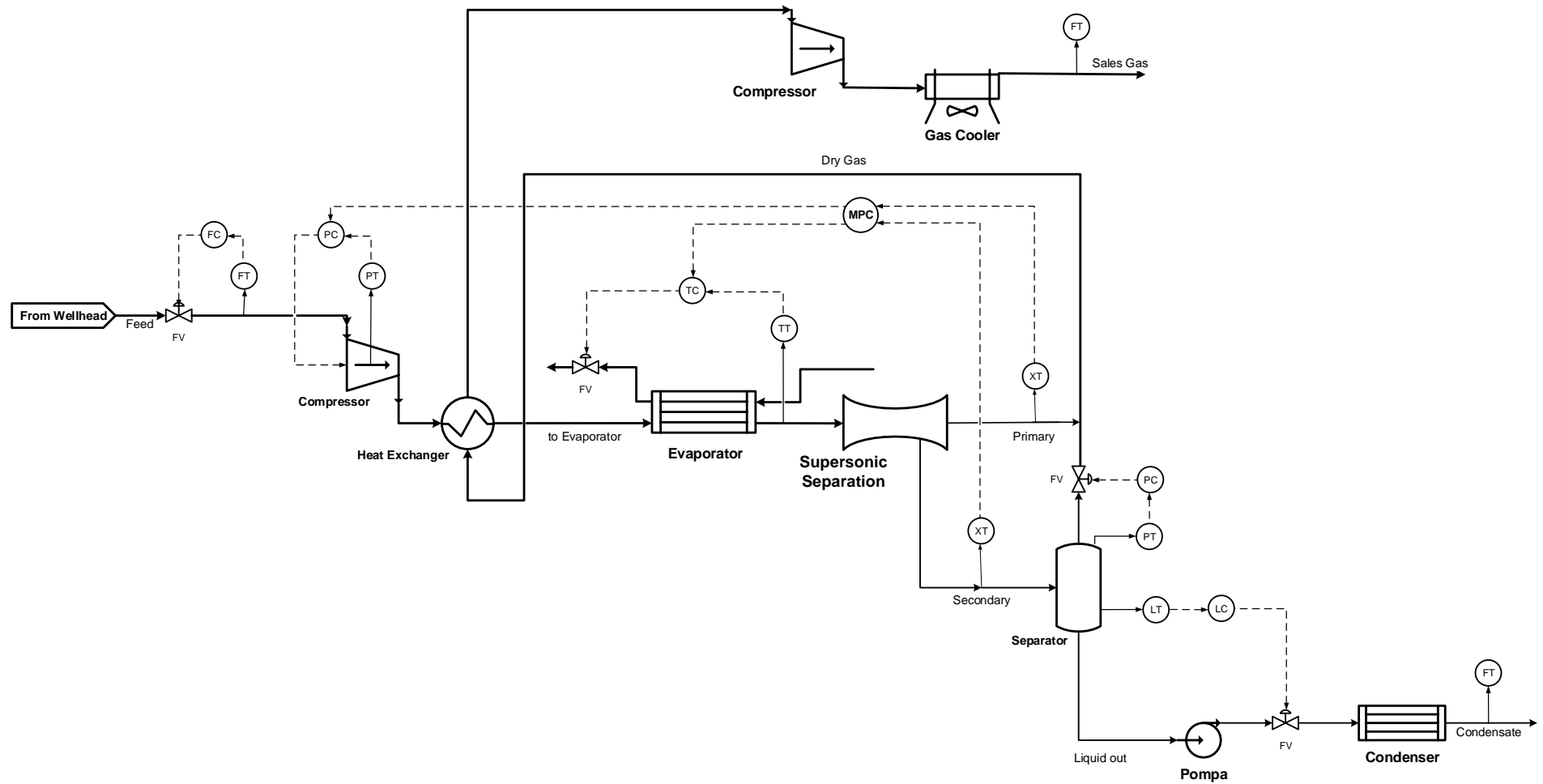
Dan berikut adalah permodelan pengendali MPC pada *Supersonic Separation (3S) Plant* sebagai berikut:

$$\begin{bmatrix} P \\ T \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{6.40 \times 10^{-4} x e^{-3.544}}{331.18s+1} & \frac{6.72 \times 10^{-4} x e^{-5.555}}{440.44s+1} \\ \frac{1.10 \times 10^{-3} x e^{-2.277}}{345.22s+1} & \frac{1.20 \times 10^{-3} x e^{-48.587}}{667.4s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} X_{\text{vapour etana}} \\ X_{\text{liquid etana}} \end{bmatrix}$$



### E. Process Flow Diagram (PFD) *Supersonic Separation (3S) Plant*

Gambar di bawah ini menunjukkan process flow iagram (PFD) pada *supersonic separation plant*



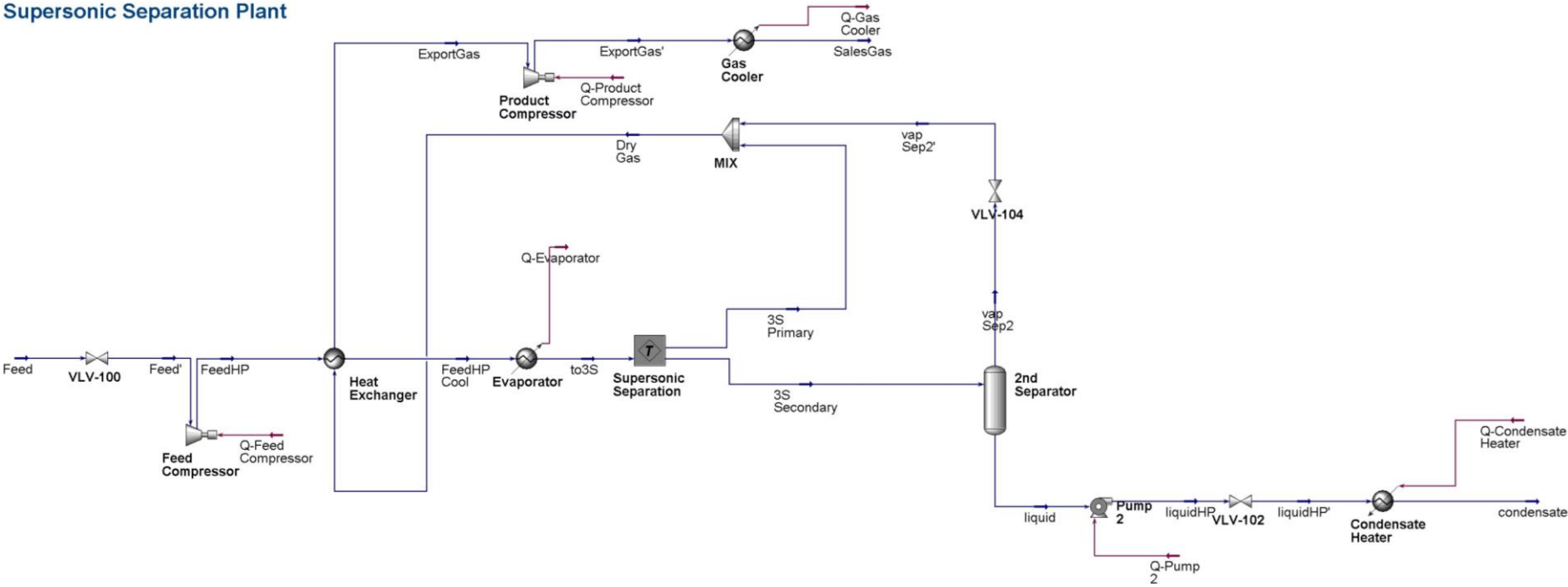
Gambar E.1 menunjukkan PFD 3S Plant



**F. Simulasi Hysys**

Gambar F.1 menunjukkan process flow diagram pada Aspen HYSYS sebelum diberikan pengendali.

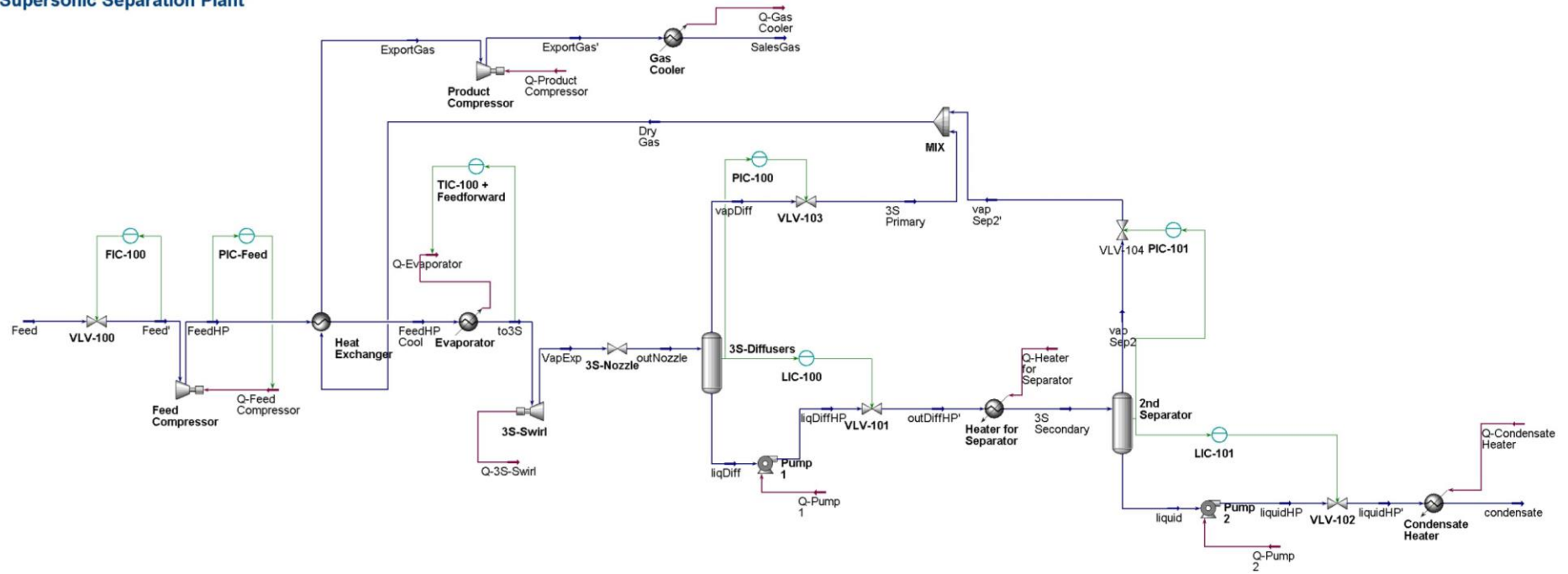
**Supersonic Separation Plant**



**Gambar F.1** menunjukkan PFD 3S Plant sebelum diberikan pengendali

Sedangkan Gambar F.2 menunjukkan Process Flow Diagram pada Aspen HYSYS setelah diberikan pengendali konvensional (non PWC)

**Supersonic Separation Plant**

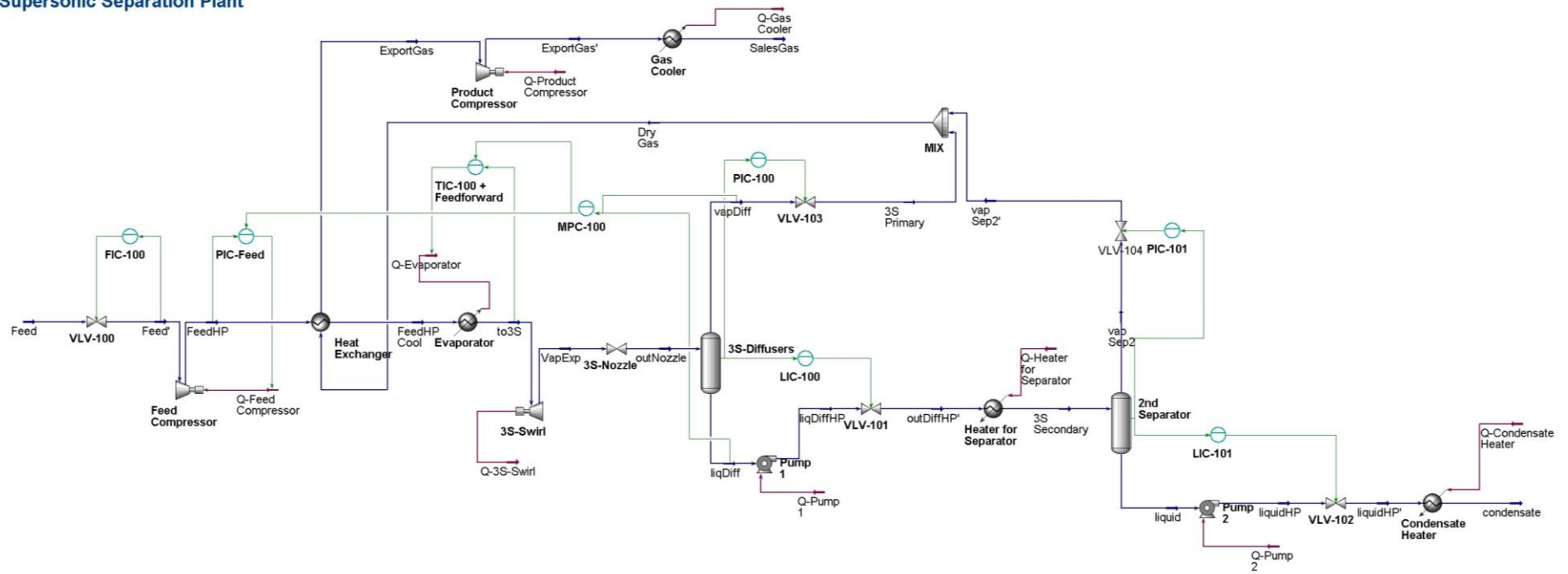


**Gambar F.2** menunjukkan PFD 3S Plant setelah diberikan pengendali konvensional



Sedangkan Gambar F.3 menunjukkan Process Flow Diagram pada Aspen HYSYS setelah diterapkan PWC

### Supersonic Separation Plant



Gambar F.3 menunjukkan PFD 3S Plant setelah diterapkan PWC



## BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Mohammad Okky Mabruki yang akrab disapa Okky. Penulis merupakan anak pertama dari dua bersaudara, terlahir di kota Mojokerto pada tanggal 01 April 1996. Penulis menempuh pendidikan di MI Al Hidayah Keboan Jombang lulus tahun 2009, MTsN 5 Jombang lulus tahun 2012, dan SMAN 1 Gedeg Mojokerto lulus tahun 2015. Pendidikan sarjana ditempuh di Departemen Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi

Sepuluh (ITS) melalui jalur SBMPTN 2015. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam organisasi kemahasiswaan DPM ITS, HMTF, dan UKM Penalaran ITS. Selama UKM Penalaran ITS periode 2016-2017 sebagai Staf & 2017-2018 sebagai Ketua UKM Penalaran ITS. Selain aktif dalam berorganisasi, penulis juga aktif dalam kegiatan akademik sebagai asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol selama periode 2017-2018 & Koordinator Asisten Laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol (*Process Design, Control and Optimization Laboratory*) 2018-2019. Pengalaman *internship program* selama 2 bulan di PT JGC Indonesia, Jakarta pada bulan Juli-Agustus 2018. Judul tugas akhir penulisa adalah “Desain *Plantwide Control* pada *Supersonic Separation (3S) Plant*”. Penulis dapat dihubungi melalui Whatsapp (085746440767) atau email [okkymabruki@gmail.com](mailto:okkymabruki@gmail.com)

