

**PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN
DARI DEHIDROGENASI PROPANA
DENGAN KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Teguh Subagiyo

Nama : Andrea K.A. Nasution

No. Mahasiswa : 12 521 091

No. Mahasiswa : 12 521 147

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2016

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertandatangan di bawah ini:

Nama : Teguh Subagiyo

Nama : Andrea K.A. Nasution

No. Mahasiswa : 12 521 091

No. Mahasiswa : 12 521 147

Yogyakarta, 31 Oktober 2016

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil Karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian Dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Teguh Subagiyo



Andrea K.A. Nasution

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI

DEHIDROGENASI PROPANA

DENGAN KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



oleh:

Nama : Teguh Subagiyo

Nama : Andrea K.A.Nasution

No. Mhs : 12 521 091

No. Mhs : 12 521 147

Yogyakarta, 31 Oktober 2016

Pembimbing Perancangan Pabrik,

DR. Arif Hidayat, S.T., M.T.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK PROPILLEN DARI DEHIDROGENASI PROPANA
KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

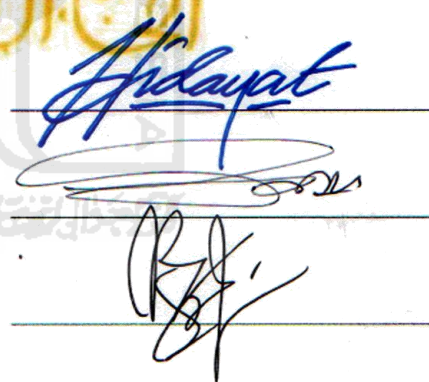
Oleh :

Nama : Teguh Subagiyo Nama : Andrea K.A.Nasution
No. Mahasiswa : 12 521 091 No. Mahasiswa : 12 521 147

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia Program
Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, Oktober 2016

Ketua,
Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T
Anggota I
Dr. Suharno Rusdi
Anggota II
Dyah Retno Sawitri, ST., M.Eng



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Drs. Ir. Faisal RM, MSIE., Ph.D

HALAMAN PERSEMBAHAN

Alhamdulillah Rabbil alamin

Segala Puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sepanjang hidup hamba, yang tanpa lelah selalu menunjukkan jalan yang benar dan yang selalu mengingatkan hamba akan kewajiban sebagai hamba-Nya serta memberikan nikmat yang begitu berharga dan tak terhingga

Keluarga Besar

Kedua orang tua tercinta **Bapak Sarju dan Ibu Pariyah**

yang selalu memberikan dukungan, perhatian dan kasih sayang tanpa batas serta pelajaran hidup yang sangat berharga. Kehadiran bapak dan ibu dalam hidup telah memberikan kebahagiaan serta kekuatan yang tak terhingga.

Terima kasih untuk **Mbk Sri , Mas Sis, Mas Pardi, MbK Yuni, Endah, Rasyid, Fariz**

Lek Jono, Lek Tri, Hartin, Mas Solikin, Eva, Puput.

Dosen

Terima Kasih kepada dosen Pembimbing Skripsi saya, Bapak **DR. Arif Hidayat S.T.,M.T** dan **Seluruh**

Dosen Teknik Kimia dan Seluruh jajarannya yang telah membimbing dan memberikan ilmu yang

bermanfaat

Teman dan sahabat

Terima kaih untuk sahabat kontrakan **Arighi, Julian, dan Om Syahril.**

yang telah memberikan dukungan dan kebersamaannya selama ini. Banyak sekali pelajaran hidup yang aku peroleh dari kalian selama ini. Dari kalian aku bisa belajar dan dari kalian aku bisa belajar untuk lebih dan lebih lagi.

Terima kasih untuk keluarga cemara (**Reyni, Iput, Meica, Farisa, Putri, Teguh, Doni Dan Ogy**), **Vandy** , **Kost muslim serta keluarga besar Teknik Kimia UII 2012.** karena telah menemani saya dari awal kuliah hingga sekarang, berkat kalian perjalan ku selama disini bisa lebih seru dan berwarna.

Terima kasih untuk **Andrea. K.A. Nasution** selaku partner skipsi saya, yang sudah bersedia menemani saya dalam pengerjaan tugas akhir hingga selesai. Semoga ilmu dan pengalaman yang saya dapat selama ini bisa memberikan bekal saya dalam menghadapi kehidupan nyata akan saya hadapi setelah ini.

Teguh subagiyo

HALAMAN PERSEMBAHAN

Alhamdulillah Rabbil' alamin

Segala Puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sepanjang hidup hamba, yang tanpa lelah selalu menunjukkan jalan yang benar dan yang selalu mengingatkan hamba akan kewajiban sebagai hamba-Nya serta memberikan nikmat yang begitu berharga dan tak terhingga

Keluarga Besar

Kedua orang tua tercinta **Bapak Barkatullah Nasution dan Ibu Zuraidah Lumongga dan adik saya Azaria Kevin Ainory Nasution** yang selalu memberikan dukungan, perhatian, membimbing Andrea dan kasih sayang tanpa batas serta pelajaran hidup yang sangat berharga. Kehadiran bapak dan ibu dalam hidup telah memberikan kebahagiaan serta kekuatan yang tak terhingga.

Terima kasih juga untuk **Uak Anna, Uak Ongku, Tante Dek, Tante Ma, Tante Do, Rifan, Abang Rey, Abang Opi, Aurora, Abang Reza, Kak Rika dan semua keluarga besar Nasution dan Lubis.**

Dosen

Terima Kasih kepada dosen Pembimbing Skripsi saya, Bapak **DR. Arif Hidayat S.T.,M.T dan Seluruh Dosen Teknik Kimia** dan Seluruh jajarannya yang telah membimbing dan memberikan ilmu yang

bermanfaat

Teman dan sahabat

Terima kasih untuk Sahabat **Arief, Rahmad, Fesky, Hendry.**

yang telah memberikan dukungan dan kebersamaannya selama ini. Banyak sekali pelajaran hidup yang aku peroleh dari kalian selama ini. Dari kalian aku bisa belajar dan dari kalian aku bisa belajar untuk lebih dan lebih lagi.

Terima kasih untuk keluarga besar **Teknik Kimia UII 2012.**

karena telah menemani saya dari awal kuliah hingga sekarang dan juga telah berkat kalian perjalanan ku selama disini bisa lebih seru dan berwarna.

Terima Kasih untuk Keluarga Chula (**Kak Yos, Kak Feny, Dama, PB, Dinda, Rida, Febry, Sarah, Nafis dan Kholik**), karena telah berjuang bersama belajar bersama di negeri orang selama 4 bulan lamanya dan juga telah memberikan wejangan dan support besar selama disana dan juga berkat kalian hidupku jadi lebih seru, bahagia dan berwarna.

Terima Kasih untuk **Nugroho Januari Pratomo** selaku partner penelitian saya, yang sudah bersedia membantu saya dalam pengerjaan penelitian hingga selesai.

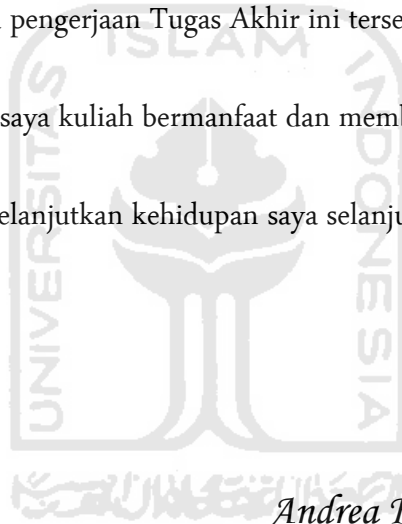
Terima Kasih untuk Teman – Teman 384 ceria

(**Aldhi, Shabirin, Dafi, Yota, Dika, Fiana dan Lulu**)

Terima Kasih untuk Keluarga yang selalu bahagia (**Winda, Niken, Tutus, Vivi, Vina, Lintang, Aldi, Bang Farid, Ataka, Haryanto, Nugie , Yadi, Jul Umam, dan Iman**) karena mereka selalu bahagia dan senang dalam keadaan apapun.

Terima kasih untuk **Teguh Subagiyo** selaku partner skipsi saya, yang sudah bersedia saya repotkan, buat kesel, capek, dan menyediakan tempatnya untuk saya tidur , hingga akhirnya pengerjaan Tugas Akhir ini terselesaikan.

Semoga ilmu yang saya dapat selama saya kuliah bermanfaat dan memberikan bekal dan pengalaman yang berharga untuk melanjutkan kehidupan saya selanjutnya setelah ini.



Andrea Kurnia Ainory Nasution

HALAMAN MOTTO

“Demi masa, sesungguhnya manusia itu benar-benar dalam kerugian, kecuali orang-orang yang beriman dan mengerjakan amal saleh dan nasehat menasehati supaya menaati kebenaran dan nasehat menasehati supaya menaati kesabaran (QS. Al- ‘Ashr: 1-3)

“Tidak ada suatu musibah pun yang menimpa seseorang kecuali dengan ijin Allah, dan barang siapa yang beriman kepada Allah niscaya dia akan memberi petunjuk kepada hatinya. Dan Allah Maha Mengetahui segala sesuatu”

(QS. Al-Taghabun: 11)

“Barangsiapa bersungguh – sungguh, sesungguhnya kesungguhannya itu adalah untuk dirinya sendiri.”

(QS. Al-Ankabut: 6)

“Life is like riding a bicycle. To keep your balance, you must keep moving”

-Albert Einstein

KATA PENGANTAR



Assalamu 'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI DEHIDROGENASI PROPANA”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak Dr. Drs. Imam Djati Widodo M.Eng.Sc. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Ir. Drs.Faisal R.M.,MSIE., Ph.D.selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak DR. Arif Hidayat, S.T., M.T.,selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

5. Keluarga yang selalu memberikan dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Teman – teman Teknik Kimia 2012 yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

Wassalamu 'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, Oktober 2016

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PERNYATAAN KEASLIAN PRA RANCANGAN.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iv
HALAMAN PERSEMBAHAN	v
HALAMAN MOTTO	xi
KATA PENGANTAR	xii
DAFTAR ISI.....	xiv
DAFTAR TABEL.....	xix
DAFTAR GAMBAR	xxi
ABSTRAK.....	xxii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	7
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	12
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	13
2.3 Bahan Penunjang	15
2.4 Pengendalian Kualitas	15
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	15
2.4.2 Pengendalian Proses Produksi	15

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses	17
3.1.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku	17
3.1.2 Tahap Reaksi Dehidrogenasi.....	18
3.1.3 Tahap Pemurnian Produk.....	19
3.2 Spesifikasi Alat Proses	20
3.2.1 Tangki Bahan Baku.....	20
3.2.2 Tangki Penyimpanan Produk.....	21
3.2.3 Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>	22
3.2.4 <i>Flash Drum</i>	23
3.2.5 <i>Furnace</i>	24
3.2.6 <i>Mixer</i>	25
3.2.7 Menara Destilasi-01	26
3.2.8 Menara Destilasi-02	27
3.2.9 Menara Destilasi <i>Packing</i> -01	28
3.2.10 <i>Condensor-01</i>	29
3.2.11 <i>Condensor-02</i>	30
3.2.12 <i>Condensor-03</i>	31
3.2.13 <i>Reboiler-01</i>	33
3.2.14 <i>Reboiler-02</i>	34
3.2.15 <i>Reboiler -03</i>	35
3.2.16 <i>Accumulator-01</i>	37
3.2.17 <i>Accumulator-02</i>	37
3.2.18 <i>Accumulator-03</i>	38

3.2.19 <i>Heat Exchanger-01</i>	38
3.2.20 <i>Waste Heat Boiler</i>	40
3.2.21 <i>Expansion Valve-01</i>	41
3.2.22 Kompresor-01	42
3.2.23 Pompa-01	42
3.2.24 Pompa-02	43
3.2.25 Pompa-03	44
3.3 Perencanaan Produksi.....	45
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku	45
3.3.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses	45
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	
4.1 Lokasi Pabrik	46
4.1.1 Faktor Utama Penentuan Lokasi Pabrik	46
4.1.2 Faktor Penunjang Penentuan Lokasi Pabrik	49
4.2 Tata Letak Pabrik	49
4.3 Tata Letak Alat Proses	52
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk	53
4.3.2 Aliran Udara	53
4.3.3 Pencahayaan	53
4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	53
4.3.5 Pertimbangan Ekonomi	54
4.3.6 Jarak Antar Alat Proses	54
4.4 Aliran Proses dan Material	55
4.4.1 Neraca Massa	55
4.4.2 Neraca Panas	59

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif	62
4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif	63
4.5 Pelayanan Teknik(<i>Utilitas</i>).....	64
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	64
4.5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i> (<i>Steam Generation System</i>)	73
4.5.3 Unit Pembangkit Listrik(<i>Power Plant System</i>)	74
4.5.4 Unit Penyediaan Udara Instrumen.....	75
4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	75
4.5.6 Spesifikasi Alat-alat Utilitas.....	75
4.6 Organisasi Perusahaan.....	87
4.6.1 Bentuk Perusahaan	87
4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan.....	89
4.6.3 Tugas dan Wewenang.....	92
4.6.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	101
4.6.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.....	102
4.6.6 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	104
4.6.7 Kesejahteraan Karyawan	105
4.7 Evaluasi Ekonomi.....	107
4.7.1 Penaksiran Harga Alat.....	108
4.7.2 Dasar Perhitungan	112
4.7.3 Perhitungan Biaya	112
4.7.4 Analisa Kelayakan	113
4.7.5 Hasil Perhitungan	116

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan.....	124
5.2 Saran.....	125
DAFTAR PUSTAKA	126
LAMPIRAN.....	119
LAMPIRAN A : PERHITUNGAN REAKTOR	
LAMPIRAN B : GAMBAR REAKTOR	
LAMPIRAN C : PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM	



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Aplikasi Produk Propilen.....	2
Tabel 1.2 Data Impor Propilen di Indonesia.....	5
Tabel 1.3 Proyeksi kebutuhan Propilen di Indonesia.....	6
Tabel 1.4 Produksi Propilen.....	7
Tabel 1.5 Industri Pengguna Propilen.....	7
Tabel 1.6 Perbandingan Proses Komersial	10
Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku	45
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah.....	51
Tabel 4.2 Neraca Massa Total	55
Tabel 4.3 Neraca Massa di Menara Destilasi-01	56
Tabel 4.4 Neraca Massa di <i>Mixer</i>	56
Tabel 4.5 Neraca Massa di Reaktor-01	56
Tabel 4.6 Neraca Massa di <i>Flash Drum</i>	57
Tabel 4.7 Neraca Massa di Menara Destilasi-02	58
Tabel 4.8 Neraca Massa di Menara Destilasi <i>Packing</i> -01	58
Tabel.4 9 Neraca Panas di Menara Destilasi-01	59
Tabel 4.10 Neraca Panas di <i>Mixer</i>	59
Tabel 4.11 Neraca Panas di Reaktor-01	60
Tabel 4.12 Neraca Panas di <i>Flash Drum</i>	60
Tabel 4.13 Neraca Panas di Menara Destilasi-02	61
Tabel 4.14 Neraca Panas di Menara Destilasi <i>Packing</i> -01	61
Tabel 4.15 Kebutuhan air pembangkit steam.....	71
Tabel 4.16 Kebutuhan Air Proses	71

Tabel 4.17 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga.....	72
Tabel 4.18 Penggolongan Jabatan dan Keahlian	102
Tabel 4.19 Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji.....	103
Tabel 4.20 Indeks Harga Tiap Tahun	109
Tabel 4.21 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC).....	116
Tabel 4.22 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	116
Tabel 4.23 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	117
Tabel 4.24 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	117
Tabel 4.25 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	118
Tabel 4.26 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	118
Tabel 4.27 <i>Manufacturing Cost</i> (MC)	118
Tabel 4.28 <i>General Expense</i> (GE)	119
Tabel 4.29 <i>Total Production Cost</i> (TPC).....	119
Tabel 4.30 <i>Fixed Cost</i> (Fa)	119
Tabel 4.31 <i>Variable Cost</i> (Va).....	120
Tabel 4.32 <i>Regulated Cost</i> (Ra).....	120

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1 Tata letak pabrik.....	52
Gambar 4.2 Tata letak Alat Proses Pabrik	54
Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Propilen	62
Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik propilen	63
Gambar 4.5 Diagram Alir Air Utilitas	73
Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan	107
Gambar 4.7 Grafik Tahun vs. Indeks Harga	111
Gambar 4.8 Grafik Hubungan % Kapasitas vs. Rp/tahun.....	123



ABSTRAK

Pabrik *Propilen* didirikan untuk memenuhi kebutuhan *Propilen* di Indonesia yang semakin meningkat. Desain awal pabrik *Propilen* dari *Dehidrogenasi Propana* direncanakan dibangun di Balongan, Provinsi Jawa Barat, dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun. Pabrik kimia ini akan dioperasikan selama 330 hari atau 24 jam sehari dengan total 145 karyawan. Bahan baku yang dibutuhkan adalah *LPG Propana* sebanyak 142449.3164 ton/tahun. Proses produksi akan dioperasikan pada suhu 600°C dan tekanan 1 atm. Reaksi *Dehidrogenasi Propana* digunakan reaktor fixed bed multitube dengan katalis *Cromina-Alumina (Cr₂O₃/Al₂O₃)*. Pada proses ini terdapat dua reaksi, sehingga didapat produk utama yaitu *Propilen* dan produk samping berupa *Metana, Etana, Butana dan Hidrogen*. Adapun produk yang dihasilkan dari menara distilasi memiliki kemurnian yang cukup tinggi yaitu 99.5% *Propilen*, sehingga harga produk yang dijual dengan harga yang mahal. Berdasarkan analisis ekonomi didapatkan modal tetap sebesar Rp 443.296.306.862 ; modal kerja sebesar Rp 1.126.885.576.057; dan keuntungan sebelum pajak Rp 587.736.247.920 dan keuntungan sesudah pajak Rp 293.868.123. 960 dengan Pay Out Time (POT) sebelum pajak sebesar 2.84 tahun, sedangkan setelah pajak sebesar 5.4 tahun, Persentase Return On Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 15%, sedangkan setelah pajak 7%, persentase Break Event Point (BEP) 43.21%, sedangkan Shut Down Point (SDP) 25.96% dan Discounted Cash Flow Rate (DCFR) 25.08%. Berdasarkan analisis di atas menunjukkan hasil yang memuaskan, secara teknis perancangan pabrik propilen dari dehidrogenasi propane layak untuk didirikan, Tapi dari segi ekonomi pabrik ini perlu ditinjau lebih lanjut, agar layak secara ekonomi.

Kata-Kata kunci: *Propilen, Dehidrogenasi Propana , Break Event Point, Shut Down Point*

ABSTRACT

Propylene Plant was built to meet the needs of the increasing of Propylene in Indonesia. The initial design of Propylene plant from Propane Dehydrogenation planned to be built in Balongan , West Java Province, with a capacity of 100.000 tons/year. This Plant will operate for 330 days or 24 hours a day with a total of 145 employees. Feedstock required are as much as LPG Propane 142449.3164 tons/year. The production process will be operated at a temperature of 600 ° C and a pressure of 1 atm. Propane Dehydrogenation reaction used Fixed Bed Multitube Reactor with a catalyst Chromina-Alumina ($\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{Al}_2\text{O}_3$). In this process there are two reactions, in order to get the main product is Propylene and byproducts such as Methane, Ethane, Butane and Hydrogen. The resulting product of Distillation tower has a sufficiently high purity ie 99.5% Propylene, so that price of products sold at a great price. Based from economic analysis obtained from fixed capital of Rp 443.296.306.862; Working Capital of Rp 1.126.885.576.057; profit before tax of Rp 587.736.247.920 and profit after tax of Rp 293.868.123. 960 with Pay Out Time (POT) before tax of 2.84 years, while after tax of 5.4 years, Percent Return of Investment (ROI) before taxes by 15%, while after tax by 7% , the percentage of Break Even Point (BEP) 43.21%, while Shut Down Point (SDP) 25.96% and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) 25.08%. From the analysis above shows a satisfactory results. Technically Propylene Plant design from Propane Dehydrogenation feasible to built, but from economic point, this plant needs further review, in order to be economically more viable.

Keywords : Propylene, Propane Dehydrogenation, Break Even Point, Shut Down Point

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri Indonesia masih belum maksimal, terutama industri petrokimia. Industri petrokimia merupakan industri yang memproduksi bahan-bahan kimia yang berasal dari minyak bumi dan gas alam. Indonesia memiliki sumber daya migas yang cukup potensial dimana pemanfaatannya belum maksimal, sebagian besar di manfaatkan sebagai produk ekspor dan sebagian kecil yang di manfaatkan sebagai bahan baku industri dalam negeri. Pemanfaatan migas yang besar ini seharusnya menjadi peluang bagi industri petrokimia dalam negeri untuk mengembangkannya lebih lanjut guna memberikan kontribusi bagi pembangunan industri dan ekonomi nasional.

Secara umum, industri petrokimia di kelompokkan menjadi tiga kelompok besar yaitu hulu yang produknya masih berupa bahan dasar dan setengah jadi dan industri hilir yang produknya berupa barang jadi. Industri petrokimia menghasilkan berbagai macam jenis produk yang mempunyai manfaat yang beragam. Berdasarkan pembenturan dan manfaatnya, produk petrokimia dibagi menjadi empat jenis, yaitu:

- a. Produk dasar : gas CO dan H₂ sintetik, *etilena, propilena, butadiene, benzene, toluene, xilene* dan *n-parafin*.

- b. Produk antara : *amonia, methanol, etanol, cumene, propilene oxide, butyl alkohol, isobutilen, nitrobenzene, PTA (Purified Terephthalic Acid), DMT (Dimethyl Terephthalate), LAB (Linear Alkyl Benzene).*
- c. Produk akhir : *urea, formaldehida, asetilena, polietilena, polipropilena.*

Salah satu produk petrokimia yang mengalami kemajuan baik dalam kualitas dan kuantitas produksi serta konsumsinya sebagai bahan baku produk adalah industri Propilen. Propilen di gunakan sebagai bahan dasar untuk industri kimia yang beraneka ragam. Industri plastik *polypropylene* merupakan konsumsi terbesar dari industri turunan propilen. Propilene juga di gunakan di dalam industri *acrylonitril, oxo proses kimia, cumene, isopropanol, dan propilen oxide*. Tabel 1.1 menunjukkan beberapa produk dan aplikasi propilen serta turunannya.

Tabel 1.1 Aplikasi Produk Propilen

Aplikasi Produk	Deskripsi Produk
<i>Polipropylene</i>	<ul style="list-style-type: none"> Polipropilen di gunakan sebagai bahan pembuatan banyak jenis plastik.
<i>Propilene oxide</i>	<ul style="list-style-type: none"> Sebagai bahan utama dalam produksi <i>poliurethan</i> dan <i>propylene glycol</i>. Di industri <i>propylene glycol</i> di gunakan sebagai bahan untuk membuat resin plastik, obat-obatan, bungkus makanan dan kosmetik dan di gunakan sebagai surfaktan.

<i>Isopropanol</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Banyak di gunakan dalam industri solvent, seperti tinta, bahan pelapis, antiseptik dan disinfektan. • Di gunakan sebagai bahan produksi <i>aceton</i>, <i>methyl isobutyl ketone</i> (MIBK), <i>iso-propilamine</i> dan <i>isopropil aetat</i>.
<i>Cumene</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Di gunakan sebagai bahan pembuatan <i>phenol</i>, antara lain <i>phenol resin</i>, <i>caprolactam</i> dan <i>bisphenol A</i>.
<i>Ethilene - propilene</i> <i>Elastomer</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Lebih dari setengah dari produksi EP elastomer di gunakan sebagai komponen pembuatan bodi mobil, <i>polyolefin elastomer</i>, dan polimer.
<i>Oxo process chemical</i>	<ul style="list-style-type: none"> • Propilen di gunakan untuk memproduksi <i>isobutyraldehyde</i>, <i>n-butyraldehyde</i>, dan <i>n-butanol</i>.

Dari uraian Tabel 1.1 terlihat bahwa propilen merupakan bahan yang sangat penting dalam industri kimia. Disisi lain bahan baku untuk produksi propilen juga tersedia di indonesia. Saat ini indonesia juga masih harus mengimpor propilen di karenakan produksi propilen dalam negeri belum mencukupi kebutuhan domestik. Melihat potensi pasar dalam negeri yang cukup

besar dan produksi produsen dalam negeri yang belum mampu untuk memenuhi kebutuhan pasar domestik maka dengan pertimbangan tersebut di rencanakan pendirian pabrik propilen di indonesia guna memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor.

Dengan didirikannya industri petrokimia yang memanfaatkan migas sebagai bahan bakunya tentu memberikan dampak yang baik yaitu meliputi:

1. Propilen dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga mengurangi ketergantungan impor serta menghemat sumber devisa negara.
2. Membantu pabrik-pabrik di indonesia yang memakai bahan baku propilen karena selain harganya yang ekonomis, secara kontinuitas bahan baku akan terjaga.
3. Sebagai upaya dalam alih teknologi, dengan adanya produk yang di hasilkan membuktikan bahwa indonesia mampu dalam menyerap ilmu serta teknologi modern. Dengan demikian kita tidak lagi tergantung pada pihak asing.
4. Pendirian pabrik ini memungkinkan untuk memacu berkembangnya industri kimia lainnya, terutama industri hilir dari industri petrokimia, seperti pabrik pembuatan polimer, cat ataupun bahan-bahan sintetis.
5. Dari segi sosial ekonomi, pendirian pabrik propilen ini dapat menyerap tenaga kerja dan meningkatnya perekonomian masyarakat, khususnya masyarakat yang tinggal disekitar pabrik.

Dengan memperhatikan hal-hal di atas serta belum mencukupinya kebutuhan Propilen dalam negeri, maka pendirian pabrik Propilen di Indonesia merupakan gagasan yang perlu dikaji lebih lanjut sebagai investasi yang menguntungkan di masa yang akan datang.

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik, proyeksi kebutuhan Propilen diperkirakan akan semakin meningkat. Hal ini bisa diamati dari tabel data ekspor dan impor Propilen di Indonesia berikut :

Tabel 1.2 Data Impor Propilen di Indonesia (BPS Yogyakarta)

Tahun	Volume Impor (Ton)
2010	224944,998
2011	233936,835
2012	292382,805
2013	185557,959
2014	246334,743
2015	427022,435

Dari data diatas jika dibuat persamaan garis lurus, dengan X sebagai fungsi tahun dan Y sebagai fungsi volume, didapat persamaan garis lurus:

$$y = 26878,74466x + 174287,69$$

Dengan pertumbuhan kebutuhan impor yang sedemikian pesat, maka dapat diproyeksikan kebutuhan Propilene di masa yang akan datang :

Tabel 1.3 Proyeksi Kebutuhan Propilen di Indonesia

Tahun	Volume Impor (Ton)
2017	362438,9021
2018	389317,6468
2019	416196,3914
2020	443075,1361
2021	469953,8808

Atas dasar pertimbangan kapasitas produksi di dunia dan prediksi kebutuhan di Indonesia pada tahun 2021, maka kami menyimpulkan produksi dari perancangan kami di ambil 20 % dari kebutuhan pada tahun 2021, yaitu sebesar 100.000 ton/tahun.

A. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan faktor penting dalam kelangsungan produksi suatu pabrik. Bahan baku yang di gunakan untuk pembuatan propilen adalah propana yang di peroleh dari LPG plant VI balongan jawa barat milik pertamina yang terdiri dari 95 % propana

B. Kebutuhan Produk

Di indonesia propilen saat ini sudah dapat di produksi oleh dua perusahaan yaitu PT. Pertamina (Persero) dan PT. Candra asri Petrochemical Tbk. Meskipun sudah di produksi oleh dua perusahaan ini

ekspor bahan kimia ini masih belum berkembang. Hampir seluruh produksi propilen di gunakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Tabel 1.4 Produksi Propilen

Nama perusahaan	Lokasi pabrik	Kapasitas produksi (Ton/Tahun)
PT. Pertamina (Persero)	Balongan	230.000
PT. Candra asri petrochemical Tbk	Cilegon	320.000
Total kapasitas		550.000

(Annual report Chandra Asri dan Pertamina, 2016)

Tabel 1.5 Industri Pengguna Propilen

Jenis Industri	Nama Produsen	Lokasi Pabrik
<i>Polypropylene</i>	PT. Pertamina (Persero)	Plaju
	PT. Candra asri	Anyer
	PT. Polyrama propindo	Indramayu
<i>2-ethyl hexanol</i>	PT . Petro oxo nusantara	Gresik
<i>Acylic acid</i>	PT. Nippon shokubai indonesia	Anyer

(Indochemical, 2016)

1.2 Tinjauan Pustaka

Propilen memiliki rumus kimia (C_3H_6) adalah senyawa hidrokarbon yang berbentuk gas pada suhu dan tekanan normal. Oleh karena itu untuk mempermudah penyimpanan dan keamanannya di berikan tekanan tertentu untuk mengubah kedalam bentuk cair. Bahan kimia ini sangat mudah terbakar dan mudah meledak, dengan toleransi udara sebesar 2 % hingga 11 % volume. (Pertamina 2015)

Terdapat beberapa proses yang dapat di tempuh guna menghasilkan propilen. Proses tersebut meliputi *steam cracking*, *fluidized catalytic cracking*, *Propane Dehydrogeation* dan *methathesis*.

a. *Steam Cracking*

Steam cracking adalah proses di industri petrokimia dimana hidrokarbon jenuh di pecah menjadi hidrokarbon lebih kecil. Ini metode industri utama untuk menghasilkan alkena yang lebih ringan (*light olefin*) termasuk etena (etilena) dan propena (propilen) yang secara komersil dilakukan sejak tahun 1950. Kapasitas dan penggunaan steam cracking terus meningkat karena permintaan pasar yang terus bertambah akan penggunaannya dalam industri polimer dan tutunan olefin lainnya. Etana dan naphta adalah bahan baku utama untuk *steam cracker* dalm menghasilkan produk seperti etilen, propilen dan butadiene

b. *Fluidized Catalytic Cracking* (FCC)

Fluidized Catalytic Cracking (FCC) mengkonversi bahan baku minyak berat seperti gas, minyak vakum dan residu. Untuk produk ringan sebagian besar menjadi olefin, sedangkan untuk fraksi berat menjadi aromatik. Proses FCC beroperasi dalam keseimbangan panas dinamis dengan katalis. Katalis padat berukuran halus terus bersirkulasi di dalam sebuah *loop* tertutup diantara sistem reaksi dan sistem regenerasi katalis. Sistem *fluidized* pada FCC di gunakan sebagai fasilitas katalis dan transfer panas antara reaktor dengan regenerator. Reaksi cracking yang terjadi bersifat endoterm.

c. Dehidrogenasi Propana

Reaksi dehidrogenasi propana bersifat sangat endoterm sehingga kondisi operasi berlangsung pada suhu tinggi dan tekanan rendah sehingga di perlukan pemanasan dari luar yaitu dengan mengalirkan udara panas kedalam reaktor. Pada proses komersial dehidrogenasi propana menjadi propilen berbasis pada sistem reaktor adiabatik yaitu:

1. *The Catofin Process* (ABB Lummus/Air Products)
2. *The Oleflex Process* (UOP)
3. *Fluidized Bed Dehydrogenation Process* (Snamprogetti-Yarsintez)

Proses komersial untuk katalitik dehidrogenasi propana menjadi propilen menggunakan konsep reaktor isotermal yaitu:

1. *The Star Process* (Philips)
2. *The Linde Process* (Linde/BASF)

Tabel 1.6 Perbandingan Proses Komersial

Dehidrogenasi Propana Menjadi Propilen

Proses	Lisensor	Tipe reaktor	Katalis	Kondisi operasi
Catofin	ABB lummus	<i>Fixed bed</i>	Cr ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃	T= 560-620 C P= >0.5 atm
FBD	UOP	<i>Fluidized bed</i>	Cr ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃	T=540-590 C P=1 atm
Oleflex	Snamprogetti -yarsintez	<i>Moving bed</i>	Pt/ Al ₂ O ₃	T= 550-650 C P= 1 atm
PDH	Linde-BASF	<i>Fixed bed</i>	Cr ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃	T= 590 C P= > 1 atm
STARS	Kruup uhde	<i>Fixed bed</i>	Pt/Sn/Zn/ Al ₂ O ₃	T=500 C P=3.5 atm

d. Methathesis

Methathesis adalah reaksi menggunakan katalis senyawa logam transisi tertentu untuk memproduksi propilen dari etilen dan butana. Dua reaksi utama yang terjadi secara simultan adalah methathesis dan isomerisasi. *Methathesis* mengubah ikatan gandapada karbon yang baru terbentuk pada suhu kamar pada media cair untuk memulai bahan. Karena reaksi ini adalah reaksi bolak balik, maka dapat di produksi dari etilen dan butana-2.

Berdasarkan uraian beberapa metode di atas dan teknologi proses pembuatan propilen, maka proses yang sesuai untuk prancangan pabrik propilen ini adalah dengan proses Dehidrogenasi Catofin karena teknologi baru dan memiliki beberapa keunggulan yaitu:

- Konsumsi bahan baku rendah karena selektifitas tinggi
- Konversi yang tinggi
- Tekanan dan temperature rendah
- Penurunan selektifitas rendah dari thermal cracking karena rendahnya waktu tinggal pada temperatur tinggi
- Rendahnya pembentukan coke yang memmaksimalkan pemanfaatan bahan
- Toleransi terhadap pengotor umpan seperti C4 tinggi
- Tidak ada halida/ klorin yang di butuhkan untuk pendinginan
- Tidak ada katalis yang hilang
- Tidak ada resirkulasi hidrogen

- Injeksi sukfur rendah
- Teknologi dengan investasi yang rendah dan berskala ekonomi
- Reaksi dapat dipercaya dan sempurna dengan high on stream serta disain yang berwawasan lingkungan.

(*ABB Lummus-Technology, 2016*)



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

- **Propilen (Kemurnian 99,5 %)**

Wujud : Gas

Rumus Molekul : C_3H_6

Berat Molekul : 42 kg/kmol

Titik Didih, °C : - 47,70(Pada 1 atm)

Densitas : 0,612

Titik Leleh, °C : -102,7

Spesifik Gravity : 0,613

Kelarutan : 44,6 CC dalam air

Temperatur Kritis : 365,1 K

Tekanan Kritis : 45,4 atm

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku utama

- **Propana**

Wujud	: Gas
Komposisi	: 95 %
Rumus Molekul	: C_3H_8
Berat Molekul	: 44,094 kg/kgmol
Titik Didih, oC	: -42°C
Titik Beku, oC	: -189,6°C
Spesifik Gravity	: 1.5219
Kelarutan	: 40 dalam 100 gram air
Temperatur Kritis	: 369.8K
Tekanan Kritis	: 41,9 atm

Bahan campuran

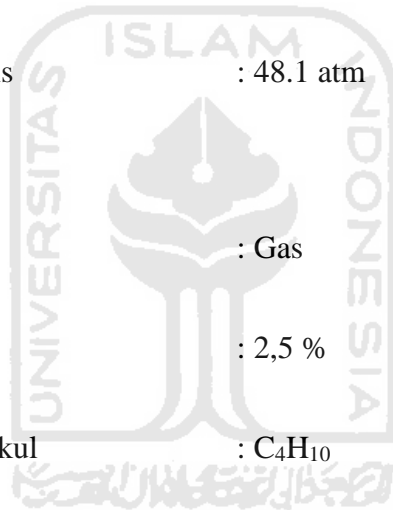
- **Etana**

Wujud	: Gas
Komposisi	: 2,5 %
Rumus Molekul	: C_2H_6

BeratMolekul	: 30,07 kg/kgmol
TitikDidih, oC	: -88,6 °C
TitikBeku, oC	: -182,76 °C
Spesifik Gravity	: 1.0378
Kelarutan	: 47 dalam 100 gram air
TemperaturKritis	: 305.3 K
TekananKritis	: 48.1 atm

- **Butana**

Wujud	: Gas
Komposisi	: 2,5 %
Rumus Molekul	: C ₄ H ₁₀
BeratMolekul	: 58.12kg/kgmol
TitikDidih, oC	: -0,4°C
TitikBeku, oC	: -138,3°C
Spesifik Gravity	: 2.0061
Kelarutan	: 6,1 dalam 100 gram air
TemperaturKritis	: 425,03 K
TekananKritis	: 36 atm



2.3 Bahan Penunjang

Katalisator (Cromina/Alumina)

Bentuk	: Padat
Densitas (Teoritis)	: 4,692 gr/cm ³
Densitas (<i>Bulk</i>)	:4,0517 gr/cm ³
Konduktivitas termal	: 0,04-0,08 W/cm ⁰ C
Porositas	: 0,8

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Propilen ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa etana, propana, butana dan bahan-bahan pembantu Chrom-Alumina dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Uji yang dilakukan antara lain uji densitas, viskositas, volatilitas, kadar komposisi komponen, kemurnian bahan baku.

2.4.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

1. Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2. Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

3. Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka di lakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

1. Tahap Penyiapan Bahan Baku
2. Tahap Reaksi Dehidrogenasi Propana
3. Tahap Pemurnian Produk

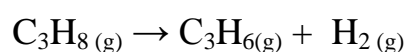
3.1.1. Tahap Penyiapan Bahan Baku

Umpan berupa propana dengan kemurnian minimal 95 % dengan campuran etana (2,5 %) dan butana (2,5 %). Umpan disimpan dengan keadaan cair jenuh dalam *Propane Sphere Storage* (T-01) dengan tekanan 12 atm dan suhu lingkungan 30 °C. Dari tangki penyimpanan terdapat *valve* untuk mengalirkan umpan. Kondisi cairan jenuh larutan kemudian di Pompa (P-01) menuju Menara Destilasi (MD-01) yang sebelumnya telah melewati *Heat Exchanger* (HE-01) sehingga terjadi kenaikan suhu menjadi 42 °C. Kondisi ini disesuaikan pada kondisi operasi menara destilasi yang beroperasi pada tekanan 15 atm dan suhu masuk menara atau suhu *feed tray* sebesar 42 °C. Didalam Menara Destilasi (MD-01) terjadi pemisahan tahap pertama. Pada tahap ini pemisahan propana masih mengandung sedikit komponen etana dan butana. Pada produk atas Menara Destilasi (MD-01) terjadi pada suhu operasi *bubble point* destilat yaitu pada suhu 41 °C. Dan produk bawah pada kondisi *dew point* campuran yaitu pada suhu 83 °C. Pada produk bawah Menara Destilasi (MD-01) campuran masuk

kedalam unit pengolahan lebih lanjut untuk diolah lagi, sedangkan pada produk atas Menara Destilasi (MD-01) komponen akan memasuki tahap selanjutnya. Fase cair hasil kondensasi MD-01 di alirkan ke *Mixer* (M-01). Pada *mixer* terjadi pencampuran antara fase cair hasil kondensasi Menara Destilasi (MD-01) dan fase cair dari produk bawah Menara destilasi (MD-03). Kondisi operasi *mixer* terjadi pada suhu 41 °C dan tekanan 15 atm. Setelah terjadi pencampuran bahan baku kemudian masuk ke dalam *Furnace*(F-01) hingga mencapai suhu 600°C. Perubahan suhu yang menjadi tinggi dan tekanan meningkat. Reaktor beroperasi pada tekanan 1 atm, sehingga tekanan umpan yang keluar dari *furnace* harus di turunkan menggunakan *Expansion Valve* (EV-01) dari 15 atm menjadi 1 atm.

3.1.2. Tahap Reaksi Dehidrogenasi

Pada reaksi dehidrogenasi Reaktor yang digunakan adalah Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-01) dengan katalis *Cromina-Alumina* (Cr₂O₃/Al₂O₃). Reaktor beroperasi pada suhu 600 °C dan tekanan 1 atm. Umpan masuk ke dalam reaktor melalui pipa-pipa yang berada di dalam reaktor dan mengalami kontak dengan katalis. Umpan yang masuk terkonversi sebesar 80 % menjadi produk propilen dan beberapa produk samping yang terbentuk. Adapun tahapan reaksi dehidrogenasi propana yaitu:



Reaksi bersifat endotermis dan menghasilkan banyak karbon. Reaksi samping terjadi bersamaan dengan reaksi utamanya yang menyebabkan terbentuknya hidrokarbon ringan dan berat serta pengendapan *coke* di dalam katalis, sehingga di perlukan panas untuk menjaga agar temperatur reaktor tetap stabil. Oleh karena itu di gunakan pemanas yaitu *steam superheated*, suhu masuk sebesar 650 °C. *Steam* di alirkan melalui *shell* pada reaktor sehingga terjadi transfer panas. Selain untuk menjaga panas tetap stabil, panas yang masuk juga bermanfaat untuk meregenerasi katalis karena mampu membakar kerak yang ada pada katalis sehingga umur katalis dapat lebih lama.

3.1.3. Tahap Pemurnian Produk

Aliran yang keluar reaktor kemudian di naikan kembali tekanannya menggunakan *Compressor Multistage*(C-01) hingga mencapai tekanan 13 atm. Akibat kenaikan suhunya yang tinggi kemudian suhu di turunkan menggunakan *Waste Heat Boiler* (WHB-01) hingga mencapai suhu 30 °C. Selanjutnya produk masuk kedalam *Flash Drum* (FD-01) dengan tekanan 12 atm. Di dalam *flash drum* terjadi pemisahan gas dan cairannya. Proses pemisahan terjadi karena mengalami penurunan tekanan dan akan menguap sejumlah tertentu sesuai kesetimbangan uap-cairnya. Produk bawah berupa propilen,propana dan butana, sedangkan produk atas berupa hidrogen, etana, dan metana. Produk atas akan di alirkan ke unit UPL, sedangkan untuk produk bawah menuju Menara Destilasi(MD-02). Menara destilasi beroperasi pada suhu 29 °C dan tekanan 12 atm. Umpan

yang masuk berupa propilen, propana dan butana. Di dalam Menara Destilasi (MD-02) terjadi pemisahan akibat perbedaan titik didih ke tiga komponen yang masuk. Untuk produk atas komponen yang keluar adalah propilen dan propana yang terjadi pada suhu 27 °C dan untuk produk bawah komponen butana mengalami pemisahan secara keseluruhan dan hanya sebagian kecil propana dan propilen yang keluar. Pada produk bawah terjadi kesetimangan pada suhu *dew point* campurannya adalah 35 °C. Produk bawah yang berupa cairan di alirkan ke unit pengolahan lebih lanjut. Sedangkan untuk produk atas yang berupa komponen propilen dan propana akan di pisahkan lagi dengan *Menara Destilasi Packing* (PC-01).

Menara Destilasi Packing (PC-01) beroperasi pada 12 atm dan 28 °C. Umpan masuk berupa campuran propilen dan propana dan terjadi pemisahan di akibatkan perbedaan titik didih. Propilen dan sebagian kecil propana terpisah sebagai produk atas, sedangkan propana masuk ke dalam produk bawah. Produk atas berupa fase uap yang kemudian di cairkan dengan kondensor. Sedangkan produk bawah yang berupa propana cair di *recycle* menuju *mixer* dan digunakan kembali dalam proses.

3.2. Spesifikasi Alat

3.2.26. Tangki Penyimpanan Bahan Baku (T-01)

Tugas :Menyimpan campuran gas Propana (C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10})
sebanyak 1007,2173 Ton untuk keperluan 7 hari

Jenis : Tangki *Spherical*

Fase : Cair jenuh

Jumlah : 3 buah

Volume : 6033,1965 m³

Kondisi Operasi :

Tekanan = 15 atm

Suhu = 20 °C

Spesifikasi :

Diameter = 8 m

Jari-jari = 4 m

Tebal Head = 0,3 in

Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade C*

Harga : \$ 505.317,64

3.2.26. Tangki Penyimpanan Produk (T-04)

Tugas : Menyimpan produk Propilen selama 7 hari sebanyak
12626,2626 kg/jam.

Jenis : Tangki *Spherical*

Fase : Cair

Jumlah : 3 buah



Volume : 4092,7359m³

Kondisi Operasi :

Tekanan =12 atm

Suhu = 27 °C

Spesifikasi :

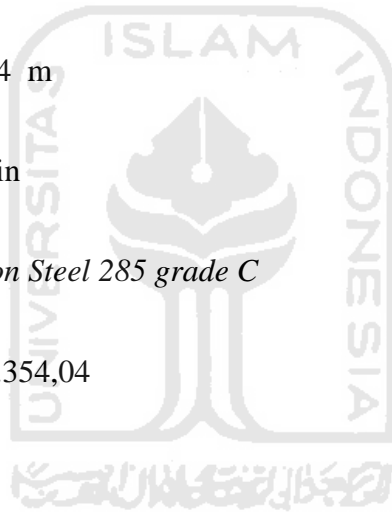
Diameter = 7,3125 m

Jari-jari = 3,624 m

Tebal Head = 0,25 in

Bahan : *Carbon Steel 285 grade C*

Harga : \$ 400.354,04



3.2.26. Reaktor (R-01)

Tugas : Tempat terjadinya reaksi Dehidrogenasi Propana menjadi Propilen.

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Jumlah : 1 buah

Fase : Gas

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 600 °C

Spesifikasi :

Diameter = 1,98 m

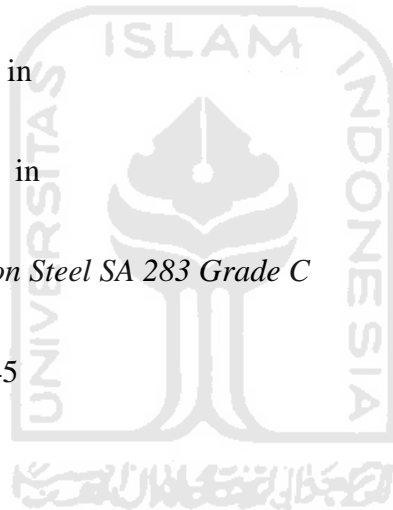
Tinggi = 3,75 m

Tebal Shell = 0,6 in

Tebal Head = 0,6 in

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 32.045,45



3.2.26. Flash Drum (FD-01)

Tugas : Memisahkan campuran antara gas dengan cairan hasil ekspansi yang keluar dari reactor.

Jenis : Tangki Silinder tegak, *Torispherical Dished Head*

Kondisi operasi :

Tekanan : 12 atm

Suhu : 30 °C

Waktu tinggal : 1200 detik

Spesifikasi :

- Diameter = 1,2 m
- Tinggi total = 5,09 m
- Tebal Shell = 1/2 in
- Tebal Head = 7/8 in

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Harga : \$ 15.321,72

3.2.26. Furnace (F-01)

Tugas : Memanaskan gas umpan agar sesuai dengan kondisi operasi reaktor dari 41⁰C sampai 600⁰ C

Jenis : Furnace type box

Jumlah : 1

Dimensi :

- Bagian radiasi
 - Panjang : 7,32 m
 - Lebar : 11,28 m
 - Tinggi : 7,92 m
- Bagian konveksi
 - Panjang : 7,32 m
 - Lebar : 1,22 m
 - Tinggi : 1,2 m

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Harga : \$ 5.297,44

3.2.26. Mixer (M-01)

Tugas : Mencampurkan cairan yang keluar dari Condensor MD-01 dengan cairan hasil recycle dari MD Packing -01.

Jenis : Tangki Silinder tegak, *Torispherical Dished Head*

Jumlah : 1 buah

Volume : 27,2833 m³

Spesifikasi :

- Diameter = 3,2634 m

- Tinggi total = 4,5193 m

- Tebal Shell = 1/4 in

- Tebal Head = 3/16 in

Pengaduk :

-Jenis pengaduk = Turbin 6 *flat blade* tanpa *baffle*

-Diameter = 1,0878 m

-Kecepatan = 56,1969 rpm

-Daya = 5 HP

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Harga : \$ 38.770,41

3.2.26. Menara Distilasi (MD-01)

Tugas : Memisahkan sebagian butana dari campuran propanan, etana dan butane sebanyak 17986,0248 kg/jam

Jenis Plate : *Sieve Tray*

Kondisi Operasi:

- Puncak Menara : Tekanan = 15 atm

- Umpan : Tekanan = 15 atm

- Dasar Menara : Tekanan = 15 atm

- Suhu = 68 °C

Spesifikasi :

- Diameter = 1,73 m

- Tinggi = 18,91 m

- Tebal Shell = 0,98 in

- Tebal Head = 1,45 in

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 64.462,52

3.2.26. Menara Distilasi (MD-02)

Tugas : Memisahkan butana secara keseluruhan dengan bear umpan
masuksebanyak 16772,6705 kg/jam

Jenis Plate : *Sieve Tray*

Kondisi Operasi :

- Puncak Menara : Tekanan = 12 atm

Suhu = 27 °C

- Umpan : Tekanan = 12 atm

Suhu = 29 °C

- Dasar Menara : Tekanan = 12 atm

Suhu = 35 °C

Spesifikasi :

Diameter = 2,1 m

Tinggi = 20,13 m

Tebal Shell = 1 in

Tebal Head = 1,49 in

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 108.380,64

3.2.26. Menara Distilasi Packing (PC-01)

Tugas : Memisahkan propilen dari campuran propana dan propilen dengan umpan masuk sebanyak 16554,0887kg/jam

Jenis Plate : Bahan isian (*Packing*)

Kondisi Operasi :

- Puncak Menara : Tekanan = 12 atm

Suhu = 27 °C

- Umpan : Tekanan = 12 atm

Suhu = 29 °C

- Dasar Menara : Tekanan = 12 atm

Suhu = 34 °C

Spesifikasi :

Diameter = 1,4 m

Tinggi = 18,67 m

Tebal Shell = 0,625 in

Tebal Head = 1 in

Jenis Packing = *Pall ring*

Packing size = 25 mm (1 in)

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Harga : \$ 90.585,03

3.2.26. Condensor (CD-01)

Tugas : Mengembunkan fluida sebanyak 17063,4352kg/jam dari hasil atas menara distilasi (MD-01)

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 2916638,2026 Btu/jam

Luas transfer panas : 1138,5689 ft²

Panjang : 6 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- ID : 37 in

- Baffle space : 18,5 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Gas (C₂H₆, C₃H₈, C₄H₁₀)

Ukuran :

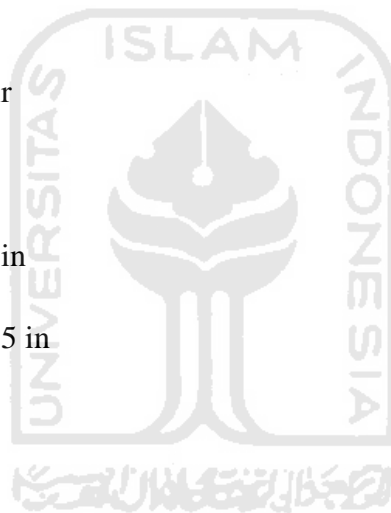
- Jumlah Tube : 725

- OD; BWG : 3/4 in; 16

- ID : 0,302 in

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu



Dirt Factor available : 0,0188 hr.ft².F/Btu

Catatan : Condensor memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 13.372,14

3.2.26. Condensor (CD-02)

Tugas : Mengembunkan fluida sebanyak 16551,8226kg/jam dari hasil atas menara distilasi (MD-02)

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 1035435,48 Btu/jam

Luas transfer panas : 555,5435 ft²

Panjang : 6 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- ID : 37 in

- Baffle space : 18,5 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Gas campuran (C_2H_6 , C_3H_8)

Ukuran :

- Jumlah Tube : 354

- OD; BWG : 3/4 in; 16

- ID : 0,302 in

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,0260 hr.ft².F/Btu

Catatan : Condensor memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 22.504,44

3.2.26. Condensor (CD-03)

Tugas : Mengembunkan fluida sebanyak 12495,7863kg/jam dari hasil atas menara distilasi (MD-03)

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 556603,0562 Btu/jam

Luas transfer panas : 3357,0132 ft²

Panjang : 20 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Air

Ukuran :

- ID : 37 in

- Baffle space : 9,25 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Gas campuran (C_2H_6 , C_3H_8)

Ukuran :

- Jumlah Tube : 642

- OD; BWG : 3/4 in; 16

- ID : 0,302 in

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,035 hr.ft².F/Btu

Catatan : Condensor memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 34.260,47

3.2.26. Reboiler (RB-01)

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi (MD-01)
sebanyak 922,5896 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 9078383,99 Btu/jam

Luas transfer panas : 1140,9481 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Cairan dengan campuran (C₂H₆, C₃H₈, C₄H₁₀)

Ukuran :

- ID : 27 in

- Baffle space : 10,8 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 273,

-OD; BWG : 1 in; 16

- ID : 0,870 in

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0037 hr.ft².°F/Btu

Catatan : Reboiler memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *CarbonSteel*

Harga : \$ 25.336,89

3.2.26. Reboiler (RB-02)

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi (MD-02)
sebanyak 220,8079 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 7087367,927 Btu/jam

Luas transfer panas : 936,3912 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida dingin : liquid dengan Campuran C₂H₆, C₃H₆, C₄H₁₀

Ukuran :

- ID : 27 in

- Baffle space : 10,8 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 224

-OD; BWG : 1 in; 16

- ID : 0,870 in

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0048 hr.ft².°F/Btu

Catatan : Reboiler memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 22.504,44

3.2.26. Reboiler (RB-03)

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi (MD-03)
sebanyak 208,9537 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 10124143,79 Btu/jam

Luas transfer panas : 1808,1224 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida dingin : liquid dengan Campuran C_3H_6 , C_3H_8

Ukuran :

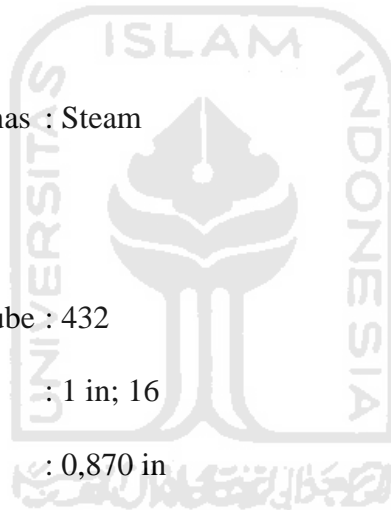
- ID : 27 in
- Baffle space : 10,8 in
- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : Steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 432
- OD; BWG : 1 in; 16
- ID : 0,870 in
- Pass : 1



Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,006 hr.ft².°F/Btu

Catatan : Reboiler memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 24.432,42

3.2.26. Accumulator (ACC-01)

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi (MD-01) sebanyak 17063,4352 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Spesifikasi :

- Diameter = 0,9026 m
- Panjang = 5,8591 m
- Tebal Shell = 5/8 in
- Tebal Head = 5/8 in

Harga : \$ 16.673,14

3.2.26. Accumulator (ACC-02)

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi (MD-02) sebanyak 16551,8226 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Spesifikasi :

- Diameter = 0,8778 m
- Panjang = 5,6872 m
- Tebal Shell = 1/2 in
- Tebal Head = 1/2 in

Harga : \$ 15.856,08

3.2.26. Accumulator (ACC-03)

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi menara distilasi (MD-03) sebanyak 12495,7863 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Spesifikasi :

- Diameter = 0,7954 m
- Panjang = 5,1604 m
- Tebal Shell = 1/2 in
- Tebal Head = 1/2 in

Harga : \$ 13.278,88

3.2.26. Heat Exchanger 01 (HE-01)

Tugas : Memanaskan fluida sebanyak 17986,0248 kg/jam dari T-01 menuju menara destilasi (MD-01)

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 644861,0577 Btu/jam

Luas transfer panas: 205,7399 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida Panas : Steam

Ukuran :

- ID : 25 in

- Baffle space : 6,25 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : Campuran liquid Propana

Ukuran :

- Jumlah tube : 49

- OD; BWG : 1 in; 16

- ID : 0,594 in

- Pass : 1

Dirt Factor minimal : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available: 0,0099 hr.ft².F/Btu

Catatan : HE-01 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 14.338,63

3.2.26. Waste Heat Boiler (WHB-01)

Tugas :Memanfaatkan suhu tinggi yang keluar dari reaktor (R-01)
dan di gunakan sebagai pembangkit steam proses

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 30780886,25 Btu/jam

Luas transfer panas: 4489,7027 ft²

Panjang : 20 ft

Shell Side

- Fluida Panas : Suhu keluaran reaktor (R-01)

Ukuran :

- ID : 39 in

- Baffle space : 15,6 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : air

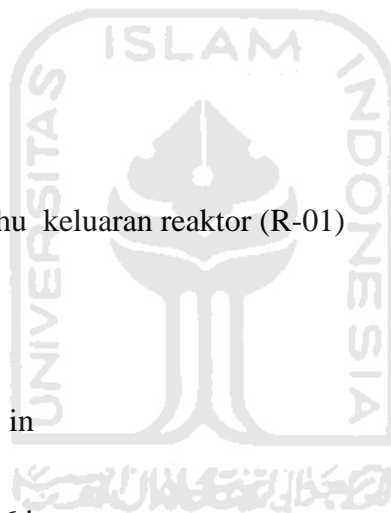
Ukuran :

- Jumlah tube : 571

- OD; BWG : 1,5 in; 16

- ID : 1,47 in

- Pass : 1



Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available: 0,01815 hr.ft².F/Btu

Catatan : WHB -01 memenuhi syarat,

karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 604.350,58

3.2.26. Expansion Valve 01 (EV-01)

Tugas : Menurunkan tekanan dari arus keluar Furnace (F-01) menuju Reaktor (R-01).

Jenis : *Globe Valve*

Debit : 157,1521 m³/jam

Spesifikasi : - ID = 6,6056 in

- OD = 6,625 in

- a't = 28,9 in²

- v = 2,3413 m/s

Bahan : *Carbon Steel*

Harga : \$ 2.634,82

3.2.22. Kompresor (C-01)

Tugas :Mengalirkan, menaikkan tekanan gas dari reaktor (R-01) menuju *Flash Drum* (FD-01) sebanyak 20991,26099 kg/jam dari tekanan 1 atm menjadi 13 atm.

Jenis : *Sentrifugal multistage*

Jumlah stage : 3

Power motor : 357 Hp

Harga : \$ 17.727,27

3.2.23. Pompa bahan baku (P-01)

Fungsi : Mengalirkan Bahan baku dari tangki bahan baku (T-01) menuju Menara Destilasi (MD-01)

Tipe : *Centrifugal Pump Single Suction*

Jumlah : 3

Tenaga Pompa : 2.5 HP

Efisiensi Pompa : 50 %

Tenaga Motor Pompa : 2.7 HP

Efisiensi Motor : 90 %

Spesifikasi Pipa :

Total Head : 19.177 m

Diameter Nominal : 4 inch

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 4.026 inchi

Pipa yang digunakan : Carbon Steel SA-283 grade C

Harga : \$ 137,56

3.2.24. Pompa (P-04)

Fungsi : Mengalirkan cairan dari flash drum (FD-01) menuju Menara Destilasi (MD-02)

Tipe : *Centrifugal Pump Single Suction*

Tenaga Pompa : 1.74 HP

Efisiensi Pompa : 58 %

Tenaga Motor Pompa : 2.12 HP

Efisiensi Motor : 82 %

Spesifikasi Pipa :

Total Head : 16.510 m

Diameter Nominal : 5 inchi

Schedule Number : 40
Inside Diameter : 5.047 inchi
Pipa yang digunakan : Carbon Steel SA-283 grade C
Harga : \$ 67,02

3.2.25. Pompa (P-05)

Fungsi : Mengalirkan cairan dari Menara destilasi (MD-03) menuju Mixer (M-01)

Tipe : *Centrifugal Pump Single Suction*

Tenaga Pompa : 0.88 HP

Efisiensi Pompa : 40 %

Tenaga Motor Pompa : 1.10 HP

Efisiensi Motor : 80 %

Spesifikasi Pipa :

Total Head : 23.852 m

Diameter Nominal : 2.5 inch

Schedule Number : 40

Inside Diameter : 2.469 inchi

Pipa yang digunakan : Carbon Steel SA-283 grade C

Harga : \$ 29,31

3.2.26. Tangki Penyimpanan produk samping (T-02)

Tugas :Menyimpan hasil bawah Cairan dari Menara Destilasi-01

Jenis : Tangki *Spherical*

Waktu : 1 hari

Fase : Cair jenuh

Volume : 417,8255 m³

Waktu : 1 hari

Kondisi Operasi :

Tekanan = 15 atm

Suhu = 68 °C

Spesifikasi :

Diameter = 4,63 m

Jari-jari = 2,31 m

Tebal Head = 0,2114 in

Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade C*

Harga : \$ 406,42



3.2.27 Tangki Penyimpanan Produk samping (T-03)

Tugas : Menyimpan campuran Gas (H_2 , C_2H_6 , CH_4)

Jenis : Tangki *Spherical*

Fase : Gas

Jumlah : 1 buah

Volume : 13906 m³

Waktu : 1 hari

Kondisi Operasi :

Tekanan = 12 atm

Suhu = 30 °C

Spesifikasi :

Diameter = 15,85 m

Jari-jari = 7,92 m

Tebal tangki = 0,1351 in

Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade C*

Harga : \$ 505.317,64



1.2.28 Tangki Penyimpanan produk samping (T-05)

Tugas : Menyimpan produk bawah dari Menara Destilasi Destilasi-02

Jenis : Tangki *Spherical*

Fase : Cair jenuh

Jumlah : 1 buah

Waktu : 7 hari

Volume : 76,2317 m³

Waktu : 1 hari

Kondisi Operasi :

Tekanan = 15 atm

Suhu = 20 °C

Spesifikasi :

Diameter = 2,79 m

Jari-jari = 1,39 m

Tebal Head = 0,1536 in

Bahan : *Carbon Steel SA-285 grade C*

Harga : \$ 201.317,64



3.3. Perencanaan Produksi

3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku propilen diperoleh dari pabrik PT. Pertamina VI (Persero) di Balongan, Jawa barat.

Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
LPG Propana Kebutuhan: 17986,0248 kg/jam	142449,3164	565.000

(Annual report pertamina, 2015)

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku Propana dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan dan penentuan lokasi pabrik merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam perencanaan pendirian pabrik, karena hal tersebut sangat mempengaruhi kegiatan pabrik, baik menyangkut produksi maupun distribusi produk. Penentuan lokasi pabrik juga berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Maka dari itu untuk menentukan lokasi pabrik yang tepat dibutuhkan beberapa pertimbangan, salah satu pertimbangan yang utama adalah penentuan lokasi pabrik harus memperhitungkan biaya produksi dan distribusi yang minimum.

Berdasarkan hal di atas, maka pabrik propilen dengan kapasitas 100.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Balongan , Indramayu dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

4.1.1 Faktor Utama Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

1. Penyediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Bahan baku

yang dibutuhkan dalam perencanaan pabrik propilen antara lain LPG Propana. Bahan baku LPG Propana direncanakan diperoleh dari LPG plant VI PT. PERTAMINA RU VI, yang berlokasi di Balongan, Jawa Barat. Sementara sumber air diperoleh dari sungai Cipunegara yang berada di Subang.

2. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Dengan pemasaran yang tepat akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek. Sasaran pemasaran produk propilen sebagian besar adalah untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri yaitu industri pengguna propilen di Plaju, Anyer, dan Gresik. Sebagian besar industri di Indonesia masih berpusat di Indonesia bagian barat dan pulau Jawa khususnya. Selain itu, lokasi pabrik yang dekat dengan pelabuhan menguntungkan untuk pemasaran produk.

3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan air dapat dipenuhi dengan baik dan murah karena area kawasan ini memiliki sumber aliran sungai, yaitu sungai Cipunegara. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan mudah karena dekat dengan Pertamina dan PLTU.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjana. Untuk memenuhinya dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas.

5. Transportasi

Sarana transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Pelabuhan dapat dijadikan tempat berlabuh untuk kapal yang mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran domestik.

6. Keadaan Iklim

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar 20 – 30°C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

Penentuan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting yang akan menentukan kelancaran perusahaan dalam menjalankan operasinya. Berdasarkan pertimbangan tersebut maka wilayah ini memenuhi persyaratan untuk pembangunan sebuah pabrik.

4.1.2 Faktor Penunjang Penentuan Lokasi Pabrik

Balongan merupakan daerah kawasan industri karena banyak Industri Indonesia disana dan juga faktor-faktor seperti: tersedianya energi listrik, bahan bakar, air, iklim dan karakter tempat/lingkungan bukan merupakan suatu kendala karena semua telah dipertimbangkan pada penetapan kawasan tersebut sebagai kawasan industri. Dengan pertimbangan di atas maka dapat disimpulkan bahwa kawasan Balongan layak dijadikan pabrik Propilen di Indonesia.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Tata letak sangat penting dalam hal untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran dari para pekerja dan keselamatan proses. Untuk mendapatkan kondisi yang optimal, maka hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

- a. Pabrik Propilen merupakan pabrik baru atau bukan pengembangan sehingga dalam penentuan *lay out* tidak dibatasi oleh bangunan yang ada.

- b. Berdasarkan data penggunaan Propilen yang harus meningkat dari tahun ke tahun maka pengembangan pabrik dimasa mendatang sangat diharapkan, untuk itu area perluasan pabrik perlu disediakan.
- c. Faktor keamanan terutama bahaya kebakaran. Maka dalam perancangan *lay out* selalu diusahakan memisahkan sumber api dan sumber panas dari sumber bahan yang mudah terbakar dan meledak. Mengelompokkan unit-unit proses yang satu dengan yang lainnya agar memudahkan pengelokasian bahaya kebakaran yang mungkin terjadi.

Secara garis besar, *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, antara lain :

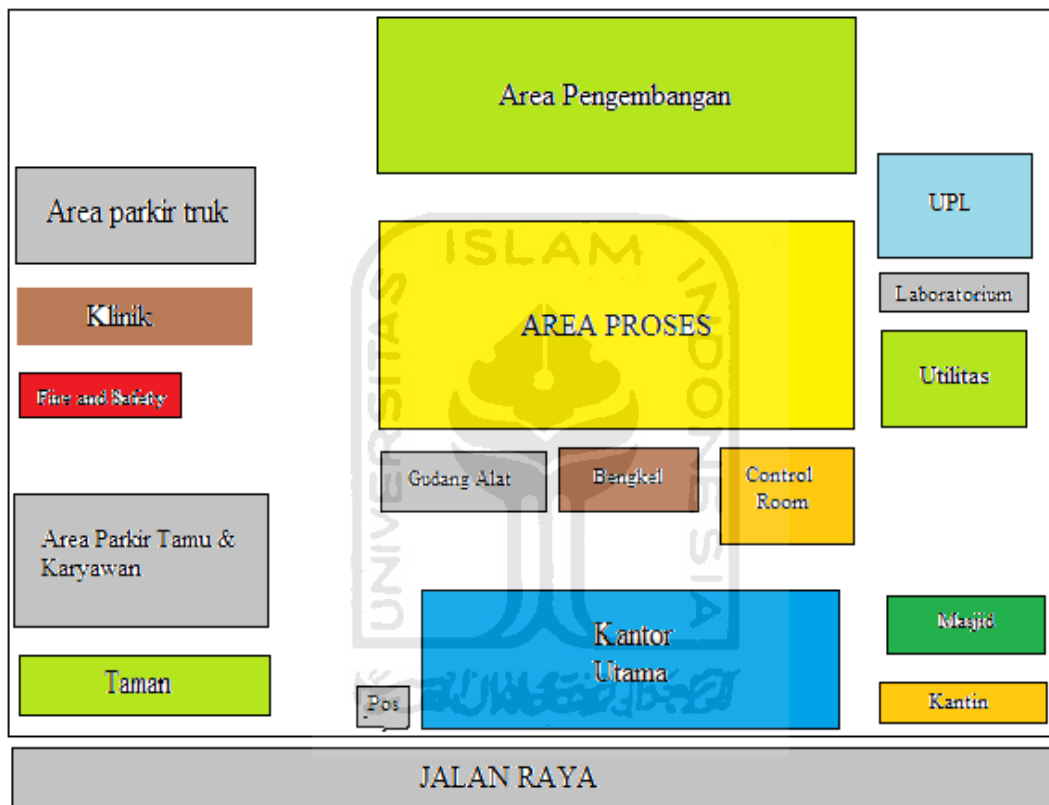
- a. Daerah Administrasi/Perkantoran, Laboratorium dan Fasilitas Penunjang
Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi dan keuangan pabrik. Laboratorium sebagai tempat yang menangani pengujian kualitas dan kuantitas bahan baku yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- b. Daerah Proses dan Ruang Kontrol
Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang *control* sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.
- c. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi
- d. Daerah Utilitas dan *Power Station*
Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses.

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik bisa dilihat dari tabel dibawah ini :

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah

Lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m ²
	M	M	m ²
Kantor utama	44	14	616
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Mess	16	36	576
Parkir Tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	16	12	192
Bengkel	12	24	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area proses	65	35	2275
Control Room	28	10	280
Control Utilitas	10	10	100
Jalan dan taman	60	40	2400

Perluasan pabrik	110	20	2200
Luas Tanah			10979
Luas Bangunan			6379
Total	533	331	10979



Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik

4.3 Tata Letak Mesin / Alat Proses(Machine Layout)

Tata letak merupakan suatu pengaturan yang optimal dari perangkat fasilitas-fasilitas pabrik. Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalur aliran bahan baku dan produk harus menunjang kelancaran dan keamanan produksi serta dapat memberikan keuntungan ekonomis yang besar.

4.3.2. Aliran Udara

Sirkulasi udara di dalam dan sekitar area proses harus berjalan lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Arah hembusan angin juga perlu diperhatikan.

4.3.3. Pencahayaan

Penerangan seluruh bagian pabrik harus memadai, terutama pada daerah-daerah berbahaya yang beresiko tinggi perlu diberi penerangan tambahan.

4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

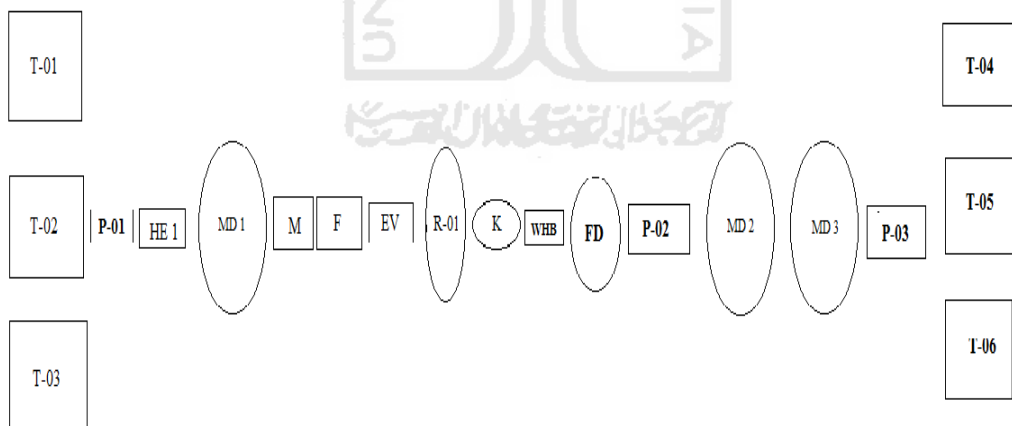
Perlu diperhatikan kemampuan pekerja dalam mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah, begitu juga untuk proses distribusi bahan baku dan produk dari mobil pengangkut ke tangki penyimpanan maupun sebaliknya. Keamanan dan keselamatan pekerja pun tentu saja harus menjadi prioritas utama dalam perancangan *lay out* pabrik.

4.3.5. Pertimbangan Ekonomi

Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin sehingga memberikan biaya konstruksi dan operasi yang minimal. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan mengatur letak alat sehingga menghasilkan pemipaan yang terpendek dan membutuhkan bahan konstruksi paling sedikit.

4.3.6. Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses Pabrik Propilen

Keterangan :

- | | | | |
|---------|-------------|-----------|-----------------------|
| 1. R | : Reaktor | 11. MD-01 | : Menara Destilasi 01 |
| 2. P-01 | : Pompa- 01 | 12. MD-02 | :Menara Destilasi 02 |

- | | |
|-----------------------------|-------------------------------|
| 3. P-02 : Pompa – 02 | 13. PC-01 : Menara Packing-01 |
| 4. P-03 : Pompa – 03 | 14. T-01 : Tangki-01 |
| 5. HE : Heater | 15. T-02 : Tangki-02 |
| 6. M : Mixer | 16. T-03 : Tangki-03 |
| 7. F : Fire Heater | 17. T-04 : Tangki-04 |
| 8. EV : Expansion Valve | 18. T-05 : Tangki-05 |
| 9. K : Kompresor | 19. T-06 : Tangki-06 |
| 10. WHB : Waste Heat Boiler | |

4.4 Alir Proses dan Material

Hasil perhitungan dari Neraca Massa dan Neraca Panas dalam perancangan pabrik Propilen adalah sebagai berikut :

4.4.1 Neraca Massa

a. Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Arus Masuk (kg/jam)	Arus Keluar (kg/jam)
C ₂ H ₆	306,9394	1434,4665
C ₃ H ₈	17086,6751	483,2884
C ₄ H ₁₀	592,7103	592,7103
C ₃ H ₆	0	12676,1315
H ₂	0	680,5219
CH ₄	0	1203,4407
Fcoke	0	900,165
Total	17986,7248	17986,7248

b. Neraca Massa Per Alat

Tabel 4.3 Neraca Massa di Menara Destilasi-01

Komponen	Input	Output	
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
C ₂ H ₆	306.939357	0	306.6393571
C ₃ H ₈	17086.8751	341.733502	16744.94162
C ₄ H ₁₀	592.910321	580.856115	11.85420642
Total	17986.7248	17986.7248	

Tabel 4.4 Neraca Massa di Mixer

Komponen	Input		Output
	Arus 3	Arus 11	Arus 4
C ₂ H ₆	306.639357	0	306.6393571
C ₃ H ₈	16744.9416	3927.82581	20672.76743
C ₄ H ₁₀	11.8542064	0	11.85420642
Total	20991.26099		20991.26099

Tabel 4.5 Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Input	output
	Arus 4	Arus 5
H ₂	0	680.5219617
CH ₄	0	1203.440678

C ₂ H ₆	306.6393571	1434.466484
C ₃ H ₆	0	12626.26285
C ₃ H ₈	20672.76743	4134.553486
C ₄ H ₁₀	11.85420642	11.85420642
Fcoke	0	900.1654
Total	20991.26099	20991.26099

Tabel 4.6 Neraca Massa di Flash Drum

Komponen	Input	Output	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
H ₂	680.5219617	680.5219617	0
CH ₄	1203.440678	1203.440678	0
C ₂ H ₆	1434.466484	1434.466484	0
C ₃ H ₆	12626.26285	0	12626.2629
C ₃ H ₈	4134.553486	0	4134.55349
C ₄ H ₁₀	11.85420642	0	11.8542064
Total	20091.09967	20091.09967	

Tabel 4.7 Neraca Massa di Menara Destilasi-02

Komponen	Input	output	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
C ₃ H ₆	12626.2629	126.262629	12500.00022
C ₃ H ₈	4134.55349	82.5710697	4051.862416
C ₄ H ₁₀	11.8542064	11.8542064	0
Total	16772.6705	16772.6705	

Tabel 4.8 Neraca Massa di Menara Destilasi *Packing*-01

Komponen	Input	Output	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
C ₃ H ₆	12500.0002	12565.8689	0
C ₃ H ₈	4051.86242	58.9838717	3927.825812
C ₄ H ₁₀	0	0	0
Total	16551.8626	16551.8626	

4.4.2 Neraca Panas

Suhu referensi = 25°C

a. Neraca panas alat

Tabel 4.9 Neraca Panas Menara destilasi-01

Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	ΔH , kJ/jam	ΔH , kJ/jam	ΔH , kJ/jam
C ₂ H ₆	-618654.55	580576.83	1866817.71
C ₃ H ₈	-35166385.28	32378911.31	3706395.74
C ₄ H ₁₀	-1446511.12	27196.01	-
Panas Masuk	-37231550.95	-	-
Panas Keluar	-	32986684.16	
Panas yang Diambil	-	-70218235.11	
Total	-37231550.95	-37231550.95	

Tabel 4.10 Neraca Panas Mixer

Komponen	Masuk		Keluar
	ΔH , kJ/j	ΔH , kJ/j	ΔH , kJ/j
C ₂ H ₆	-580576,83		580576,83
C ₃ H ₈	-32378911,31	-4697866,21	39973964,58
C ₄ H ₁₀	-27196,01		27196,01
Panas Masuk	-32986684,16	-4697866,21	
Panas Keluar			40581737,43
Panas yang Diambil			-78266287,79
Total	-37684550,36		-37684550,36

Tabel 4.11 Neraca Panas Reactor

Komponen	Masuk	Keluar
	ΔH , kJ/j	ΔH , kJ/j
H ₂		5694845.49
CH ₄		2216122.03
C ₂ H ₆	-501825.17	2347550.54
C ₃ H ₆		17798218.68
C ₃ H ₈	-33120445.99	6624089.20
C ₄ H ₁₀	-19051.99	19051.99
f coke		896190.60
Panas reaksi	1965,44	
Panas yang Diambil		-16535101,70
Total	-8033126,67	-8033126,67

Tabel 4.12 Neraca Panas Flash Drum

Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	ΔH , kJ/jam	ΔH , kJ/jam	ΔH , kJ/jam
H ₂	294055384.14	4342456073.71	
CH ₄	-1973585.34	-2203057012.10	
C ₂ H ₆	-822619.94	-5451556841.41	
C ₃ H ₆	-7340160.91		7340160.91
C ₃ H ₈	-2451738.92		2451738.92
C ₄ H ₁₀	-8391.28		8391.28
Panas Masuk	281458887.75	-3312157779.80	9800291.11
Panas Keluar	-	-	-
Panas yang Diambil	-	3583816376.44	
Total	281458887.75	281458887.75	

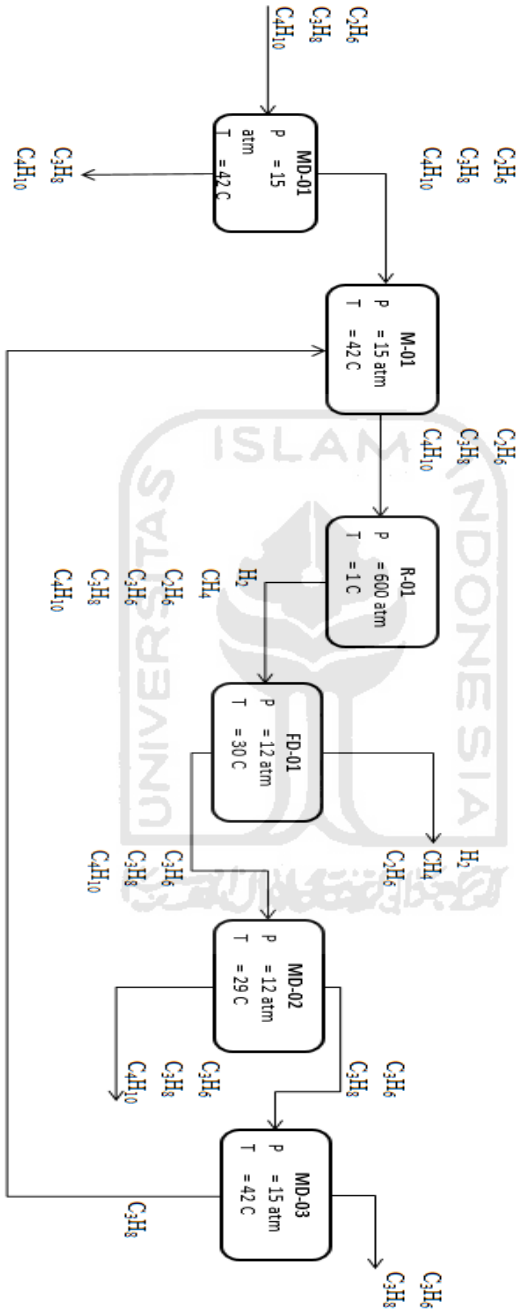
Tabel 4.13 Neraca Panas Menara destilasi-02

Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	ΔH , kJ/j	ΔH , kJ/j	ΔH , kJ/j
C ₃ H ₆	-7340160.91	5802998.87	88240.58
C ₃ H ₈	-2451738.92	1918956.12	58940.50
C ₄ H ₁₀	-8391.28	-	10080.90
Panas Masuk	-9800291.11	-	-
Panas Keluar	-	7879216.97	
Panas yang Diambil	-	-17679508.08	
Total	-9800291.11	-9800291.11	

Tabel 4.14 Neraca Panas Menara Destilasi *Packing*-01

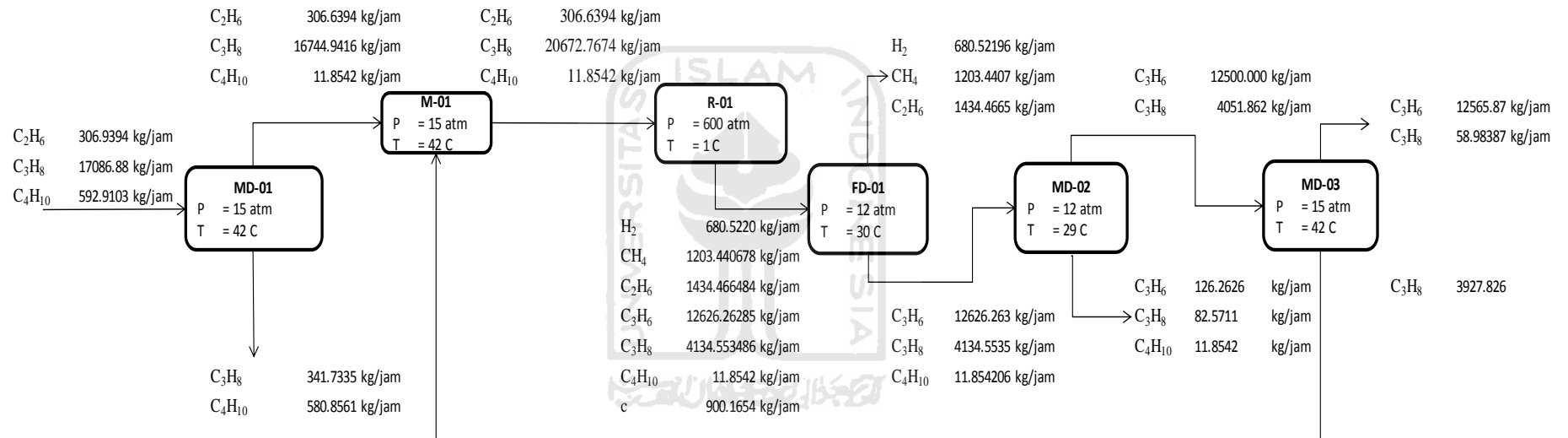
Komponen	Masuk	Keluar	
		Destilat	Bottom
	ΔH , kJ/j	ΔH , kJ/j	ΔH , kJ/j
C ₃ H ₆	-5861615.02	2876582.17	-
C ₃ H ₈	-1860212.56	13905.37	4157560.68
Panas Masuk	-7721827.58	-	-
Panas Keluar	-	7048048.23	
Panas yang Diambil	-	-14769875.81	
Total	-7721827.58	-7721827.58	

4.5.4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Propilen

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit utilitas merupakan bagian dari pabrik yang berfungsi untuk menyediakan bahan-bahan penunjang untuk mendukung kelancaran pada sistem produksi di pabrik serta menyediakan tenaga atau sumber penggerak peralatan yang ada dalam proses produksi pabrik.

Penyediaan utilitas terdiri dari :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)

A. Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air, suatu industri pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air.

Dalam prarancangan pabrik Propilen ini, air disuplai dari air sungai Cipunegara. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Adapun air yang diperlukan dilingkungan pabrik digunakan untuk :

a. Air pendingin

Pada umumnya digunakan air sebagai media pendingin adalah karena faktor-faktor berikut :

1. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
2. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
3. Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volum yang relative cukup tinggi
4. Tidak terdekomposisi

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin :

1. Kسادahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak
2. Besi yang dapat menimbulkan korosi
3. Minyak yang merupakan penyebab terganggunya *film corrotion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

b. Air umpan boiler

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

1. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi didalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas yang terlarut, seperti O₂, CO₂, H₂S dan NH₃.

2. Zat yang menyebabkan kerak (*scale forming*)

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat.

3. Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik dan zat-zat yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi.

c. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor dan rumah tangga.

- Syarat air sanitasi meliputi :
 - Suhu dibawah suhu udara luar
 - Warna jernih
 - Tidak mempunyai rasa
 - Tidak berbau
- Syarat kimia meliputi :
 - Tidak mengandung zat organik maupun an-organik
 - Tidak beracun
- Syarat bakteriologis :
 - Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri pathogen

B. Unit Pengolahan Air

Tahapan - tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. *Clarifier*

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

- a. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
- b. Na_2CO_3 , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/ menyaring partikel- partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

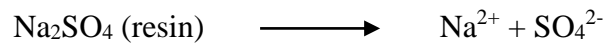
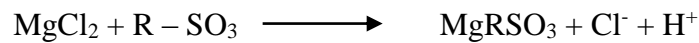
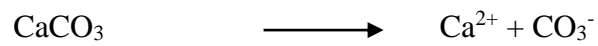
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

a. *Cation Exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion

H⁺. Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺.

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

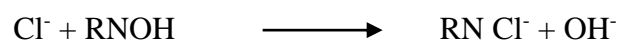
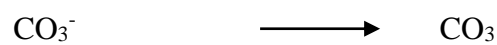
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

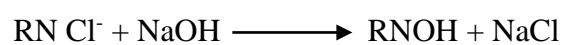
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO₃²⁻, Cl⁻ dan SO₄²⁻ akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O₂). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N₂H₄) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



Air yang keluar dari *deaerator* ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

C. Kebutuhan Air

1. Kebutuhan air pembangkit steam

Tabel 4.15 Kebutuhan air pembangkit steam

Total kebutuhan steam :		
<i>Heat Exchanger-01</i>	295,4548	kg/jam
Reboiler MD-01	4294,8293	kg/jam
Reboiler MD-02	3188,6267	kg/jam
Reboiler PC-01	4554,8806	kg/jam
Reaktor	72694,2712	kg/jam
Total kebutuhan steam :	85028,0662	kg/jam

2. Air Proses

Tabel 4.16 Kebutuhan Air Proses

Total kebutuhan air pendingin :		
<i>Condensor-01</i>	124.673,5593	kg/jam
<i>Condensor-02</i>	110.296,8021	kg/jam
<i>Condensor-03</i>	107.491,1878	kg/jam
<i>Waste Heat Boiler (WHB)</i>	26.667,8851	kg/jam
Total kebutuhan air pendingin :	494020.4374	kg/jam

Jumlah air *make up* sebesar 20% dari air pendingin yang dibutuhkan oleh proses

$$= 20\% \times 494020,4374 \text{ kg/jam}$$

$$= 17005,6132 \text{ kg/jam}$$

Blowdown pada boiler sebesar 10%, sehingga

$$= 20\% \times 494020,4374 \text{ kg/jam}$$

$$= 17005,6132 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air *make up*

$$= (17005,6132 + 17005,6132) \text{ kg/jam}$$

$$= 34.011,2265 \text{ kg/jam}$$

3. Air untuk perkantoran dan rumah tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 100 kg/hari

$$\text{Jumlah karyawan} = 145 \text{ orang}$$

Tabel 4.17 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan(kg/hari)
1.	Karyawan	14.500
2	Perumahan	24.000
3.	Laboratorium	500
4.	Bengkel	200
5.	Poliklinik	300
6.	Kantin, musholla, dan kebun	1.500
7.	Pemadam kebakaran	1.000
	Jumlah	42.000

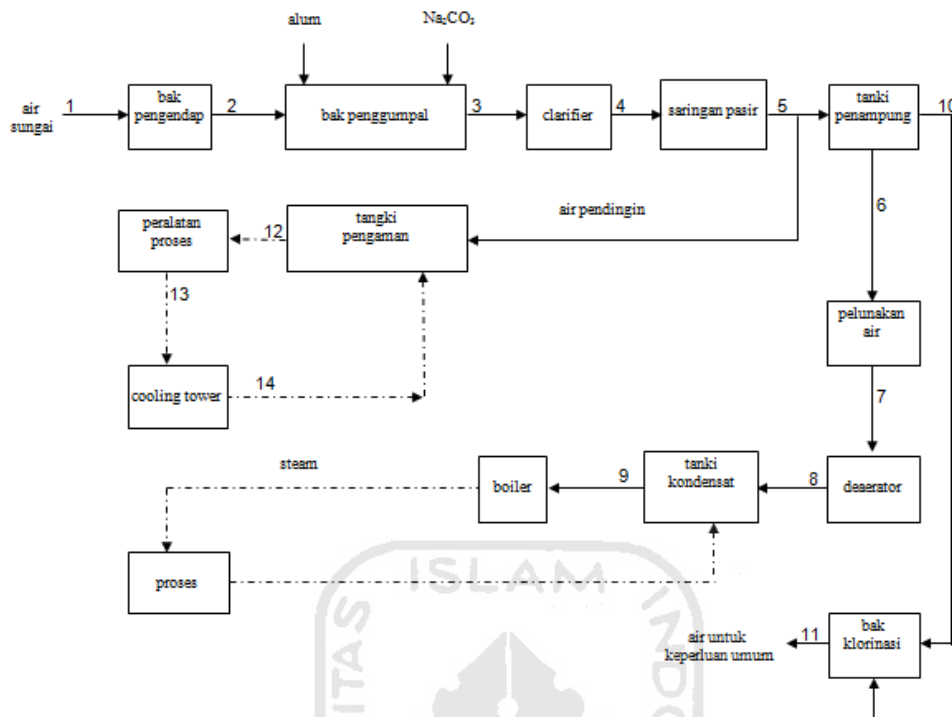
Kebutuhan air total

$$= (85028,0662 + 494.020,4374 + 34.011,2265 + (42.000/24)) \text{ kg/jam}$$

$$= 614.809,7301 \text{ kg/jam}$$

Diambil angka keamanan 10%

$$= 1,1 \times 614.809,7301 \text{ kg/jam} = 676.290,7031 \text{ kg/jam}$$



Gambar 4.5 Diagram Alir Air Utilitas

4.5.4 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 122.440,4153 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan - bahan kimia ke dalam

boiler feed water tank. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding - dinding dan pipa - pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Generator juga digunakan sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 0,5595 kWh
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 329,4187 kWh
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 18,1488 kWh
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 90,744 kWh

Total kebutuhan listrik adalah 471,8688 kWh dan dengan faktor keamanan sebesar 10% untuk proses dan utilitas, 5% untuk instrumen, dan 25% untuk kebutuhan rumah tangga. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 589,8360 kWh. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.5.4 Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*.

Total kebutuhan udara tekan diperkirakan sekitar 70,224 m³/jam.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada *boiler*. Bahan bakar yang dipakai pada *boiler* adalah *fuel oil* dengan kebutuhan 12.506,9361 kg/jam.

4.5.6 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

a. Penyediaan Air

1. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai

Kapasitas : 738,3988 m³/jam

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Dimensi :
Tinggi = 10,3465 m
Lebar = 20,6930 m
Panjang = 41,3861 m
Harga : \$ 10.225,33

2. Tangki Keadahan

Fungsi : Mencampurkan air dengan alum 5% dan CaOH5%
Jenis : Tangki silinder berpengaduk
Volume : 61,6309 m³
Dimensi :
Tinggi = 4,2820 m
Diameter = 4,2820 m
Harga : \$ 273.240,71

3. Clarifier (CLU)

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang ada pada air
Jenis : Bak silinder tegak dengan *bottom* kerucut.
Kapasitas : 616,3092 m³/jam
Lama pengendapan: 4 jam.

Dimensi :
Diameter = 15.5617 m
Tinggi *Clarifiers* = 20,7489 m

Harga : \$ 847.194,53

4. *Sand Filter* (FU)

Fungsi : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran yang berukuran kecil yang tidak dapat mengendap *clarifier*.

Jenis : Bak empat persegi panjang.

Kapasitas : 27,1680 m³/jam

Tinggi : 7,5000 m

Diameter filter : 2,1723 m

Harga : \$ 15.490,8

5. Bak Penampung air sementara (BPS)

Fungsi : Menampung sementara air dari *sand filter*.

Jenis : Bak empat persegi

Volume : 368,8858 m³

Panjang : 11,3846 m

Tinggi : 5,6923 m

Lebar : 5,6923 m

Harga : \$ 10.220,12

b. Pengolahan Air Sanitasi

1. Tangki Klorinator (TC)

Fungsi : Mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga.

Jenis : Tangki silinder berpengaduk

Dimensi :

Diameter = 1,1018 m

Tinggi = 1,1018 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 3.523,85

c. Pengolahan Air Pemanas

1. *Kation Exchanger (KEU)*

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.

Jenis : Silinder tegak

Volume : 3089,9760 m³

Dimensi : Diameter = 10,1479 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 82.966,53

2. *Anion Exchanger (AEU)*

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh anion-anion.

Jenis : Silinder tegak

Volume : 34,0018 m³

Tinggi : 1,2010 m

Diameter : 7,8605 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 116.075,56

3. *Tangki Deaerator (DAU)*

Fungsi : Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O₂, CO₂, NH₃ dan H₂S

Jenis : *Cold Water Vacuum Deaerator*

Kapasitas : 494.020,4374 kg/jam

Jumlah : 1

Harga : \$ 223.696,31

d. Pengolahan Boiler

1. *Boiler Feed Water Tank (TU-03)*

Fungsi : Mencampurkan kondensat sirkulasi dan make up air umpan boiler sebelum diumpankan sebagai umpan dalam boiler

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Volume : 20,5840 m³
Dimensi :
Tinggi = 4,7160 m
Diameter = 2,3580 m
Jumlah : 1
Harga : \$ 31.332,66

2. Boiler (BLU)

Fungsi : Membuat steam jenuh pada tekanan 10.4138 atm
Jenis : Water tube boiler
Kebutuhan steam : 102.033,6794 kg/jam
Beban panas boiler : 398.006.160,7030 Btu/jam
Jumlah : 1
Harga : \$ 774.445,52

e. Pompa Utilitas

1. Pompa Utilitas – 01 (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke dalam bak pengendap.
Jenis : Centrifugal pump single stage
Tipe : *Mixed Flow Impeller*
Bahan : *Commercial steel*
Kapasitas : 676290,7031 kg/jam
Kapasitas pompa : 3.572,8265 gpm

Head pompa : 24,8697 ft
Tenaga pompa : 75 HP
Tenaga motor : 99,8766 HP
Putaran standar : 1750 rpm
Putaran spesifik : 9392, 7183 rpm
Jumlah : 1 buah
Harga : \$ 10.333,73

2. Pompa Utilitas – 02 (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari BPA ke TK
Jenis : *Centrifugal pump single stage*
Tipe : *Mixed Flow Impeller*
Bahan : *Commercial stell*
Kapasitas : 614809.7301 `kg/jam

Kapasitas pompa : 3,248.0241 gpm

Head pompa : 2.2752 ft
Tenaga pompa : 10 HP
Tenaga motor : 8.3066 HP
Putaran standar : 1750 rpm
Putaran spesifik : 53836.8678 rpm
Jumlah : 1 buah
Harga : \$ 10.333,73

3. Pompa Utilitas – 03 (PU-03)

Fungsi :Mengalirkan air TKke CLU
Jenis : Centrifugal pump single stage
Tipe : *Mixed Flow Impeller*
Bahan : *Commercial stell*
Kapasitas : 614809.7301 kg/jam

Kapasitas pompa : 3,248.0241 gpm

Head pompa : 17.3732 ft

Tenaga pompa : 63.4281 HP

Tenaga motor : 64 HP

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 11720.2554 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 10.333,73

4. Pompa Utilitas – 04 (PU-04)

Fungsi :Mengalirkan air dari CLU ke FU
Jenis : *Centrifugal pump single stage*
Tipe : *Mixed Flow Impeller*
Bahan : Commercial stell
Kapasitas : 614809.7301 kg/jam

Kapasitas pompa : 3,248.0241 gpm

Head pompa : 1.1691 ft
Tenaga pompa : 4.9249 HP
Tenaga motor : 5 HP
Putaran standar : 1750 rpm
Putaran spesifik : 88707.0061 rpm
Jumlah : 1 buah
Harga : \$ 10.333,73

5. Pompa Utilitas – 05 (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari FU ke BPS
Jenis : *Centrifugal pump single stage*
Tipe : *Mixed Flow Impeller*
Bahan : *Commercial stell*
Kapasitas : 614809.7301 kg/jam

Kapasitas pompa : 3,248.0241 gpm

Head pompa : 9.1268 ft
Tenaga pompa : 35.7012 HP
Tenaga motor : 36.00 HP
Putaran standar : 1750 rpm
Putaran spesifik : 18993.6405 rpm
Jumlah : 1 buah
Harga : \$ 10.333,73

6. Pompa Utilitas – 06 (PU-06)

Fungsi :Mengalirkan air dari TK ke BPS
Jenis : *Centrifugal pump single stage*
Tipe : *Radial Flow Impeller*
Bahan : *Commercial stell*
Kapasitas : 614809.7301 kg/jam

Kapasitas pompa : 3,248.0241 gpm

Head pompa : 7.7146 ft

Tenaga pompa : 32.4984 HP

Tenaga motor : 33HP

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 21545.8026 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 10.333,73

7. Pompa Utilitas – 07 (PU-07)

Fungsi :Mengalirkan air dari TC untuk keperluan domestik

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed Flow Impeller*

Bahan : *Commercial stell*

Kapasitas : 1750kg/jam

Kapasitas pompa : 9.2452gpm

Head pompa :15.4837ft

Tenaga pompa : 0.2586HP

Tenaga motor : 0,3 HP

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 681.6962rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 292,22

8. Pompa Utilitas – 08 (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari KEU ke AEU

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Radial Flow Impeller*

Bahan : *Commercial stell*

Kapasitas : 494020.4374kg/jam

Kapasitas pompa : 2,609.8973gpm

Head pompa : 11.7447ft

Tenaga pompa : 51.6818HP

Tenaga motor : 52 HP

Putaran standar : 1750 rpm

Putaran spesifik : 14091.8604rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : \$ 9165,91

9. Pompa Utilitas – 09 (PU-09)

Fungsi :Mengalirkan air dari AEU ke DAU
Jenis : *Centrifugal pump single stage*
Tipe : *Mixed Flow Impeller*
Bahan : *Commercial stell*
Kapasitas : 494020.4374kg/jam

Kapasitas pompa : 2,609.8973gpm
Head pompa :11.7447ft
Tenaga pompa : 51.6818 HP
Tenaga motor : 52HP
Putaran standar : 1750 rpm
Putaran spesifik : 14091.8604 rpm

Jumlah :1 buah
Harga : \$ 9165,91

10. Pompa Utilitas – 10 (PU-10)

Fungsi :Mengalirkan air dari TUB Ke BLU
Jenis : *Centrifugal pump single stage*
Tipe : *Mixed Flow Impeller*
Bahan : *Commercial stell*
Kapasitas : 34306.6849kg/jam

Kapasitas pompa : 181,2413 gpm
Head pompa : 5.7419ft

Tenaga pompa	: 1.6196 HP
Tenaga motor	: 2 HP
Putaran standar	: 1750 rpm
Putaran spesifik	: 6351.5053 rpm
Jumlah	: 1 buah
Harga	: \$ 1.742,25

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Ditinjau dari badan hukum, bentuk perusahaan digolongkan menjadi empat, yaitu:

- 1) Perusahaan perorangan, modal dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap maju mundurnya perusahaan.
- 2) Persekutuan firma, modal dikumpulkan dari dua orang atau lebih, tanggung jawab yang sama menurut perjanjian, didirikan dengan akte notaris.
- 3) Persekutuan Komanditer (*CV / Commanditaire Veenootshaps*) terdiri dari dua orang atau lebih yang masing-masing berperan sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya menyertakan modalnya dan bertanggung jawab sebatas modal yang dimasukkan saja).

- 4) Perseroan Terbatas, persekutuan untuk mendirikan perusahaan dengan modal diperoleh dari penjualan saham, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki.

Pabrik Propilen ini direncanakan didirikan pada tahun 2021 dengan bentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa factor sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staff yang diawasi oleh Dewan Komisaris.

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris.
6. Lapangan usaha yang luas. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga modal ini PT dapat memperluas usahanya.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas (PT) adalah :

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang-undang hukum dagang.
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham.
3. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang-undang pemburuhan.

4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang digunakan dalam perusahaan tersebut. Hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan.

Terdapat beberapa macam struktur organisasi antara lain:

a. Struktur Organisasi Line

Di dalam struktur ini biasanya paling sedikit mempunyai tiga fungsi dasar yaitu produksi, pemasaran dan keuangan. Fungsi ini tersusun dalam suatu organisasi dimana rantai perintah jelas dan mengalir ke bawah melalui tingkatan-tingkatan manajerial. Individu-individu dalam tiap departemen melaksanakan kegiatan utama perusahaan. Setiap orang mempunyai hubungan pelaporan hanya dengan satu atasan, sehingga ada kesatuan perintah.

b. Struktur Organisasi Fungsional

Staf fungsional memiliki hubungan terkuat dengan saluran-saluran line. Bila dilimpahkan wewenang fungsional oleh manajemen puncak, seorang staf fungsional mempunyai hak untuk memerintah saluran line sesuai kegiatan fungsional.

c. Struktur Organisasi *Line and Staff*

Staf merupakan individu atau kelompok dalam struktur organisasi yang fungsi utamanya memberikan saran dan pelayanan kepada fungsi line. Staf tidak secara langsung terlibat dalam kegiatan utama organisasi, posisi staf untuk memberikan saran dan pelayanan departemen line dan membantu mencapai tujuan organisasi dengan lebih efektif.

Struktur organisasi yang dipilih adalah struktur organisasi yang baik, yaitu sistem line dan staf pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja

seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional sangat jelas. Sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidang tertentu. Staf ahli akan memberikan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawasan demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem line dan staf ini, yaitu:

1. Sebagai line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh direksi utama yang dibantu oleh direksi produksi serta direksi keuangan dan umum. Direksi produksi membawahi bidang pemasaran, teknik dan produksi. Sedangkan direksi keuangan dan umum membawahi bidang keuangan dan umum. Direksi ini membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu dan setiap

kepala regu akan bertanggung jawab kepada kepala pengawas pada masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi adalah:

1. Persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain lebih jelas.
2. Penempatan pegawai lebih tepat.
3. Penyusunan program pengembangan lebih terarah.
4. Turut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
5. Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.6.3 Tugas dan Wewenang

A. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Pemegang saham ini adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah Rapat Umum Pemegang Saham yang biasanya dilakukan setahun sekali.

Pada rapat tersebut, para pemegang saham bertugas untuk:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan dewan direktur.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

B. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris diangkat pemegang saham dalam Rapat Umum. Dewan komisaris yang dipimpin komisaris utama merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dewan komisaris:

1. Menilai dan menyetujui rencana dewan direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas-tugas dewan direksi.
3. Membantu dewan direksi dalam hal-hal yang penting.
4. Mempertanggungjawabkan perusahaan kepada pemegang saham.

C. Dewan Direksi

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap kemajuan perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Dewan direksi yang terdiri direktur utama, direktur produksi dan direktur keuangan dan umum minimal lulusan sarjana yang telah berpengalaman dibidangnya.

Direktur utama membawahi direktur teknik dan produksi serta direktur keuangan dan umum. Tugas masing-masing direktur adalah sebagai berikut:

Tugas direktur utama antara lain:

- Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab pada Rapat Umum Pemegang Saham.
- Menjaga kestabilan organisasi dan membuat hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen.
- Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham.
- Mengkoordinasi kerja sama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum.
- Tugas direktur produksi antara lain:
- Bertanggung jawab pada direktur utama dalam bidang produksi dan teknik.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepada bagian yang menjadi bawahannya.
- Tugas direktur keuangan dan umum antara lain:
- Bertanggungjawab pada direktur utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

D. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu dewan direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab

kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang staff ahli :

- Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
- Memberikan saran dalam bidang hukum.

E. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staf direktur bersama-sama dengan staf ahli. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur yang menangani bidang tersebut.

Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi :

a. Seksi proses

Tugas seksi Proses:

- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

b. Seksi pengendalian

Tugas seksi pengendalian adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

c. Seksi pengembangan proses

d. Seksi laboratorium

Tugas seksi laboratorium antara lain:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produk
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan produk
- Membuat laporan berkala pada kepala bagian produksi

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik antara lain:

- Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala bagian teknik membawahi :

a. Seksi Pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

b. Seksi utilitas

Tugas seksi utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air, dan tenaga listrik.

3. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang penyediaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala bagian pemasaran membawahi :

a. Seksi perencanaan

Tugas seksi perencanaan :

- Merencanakan besarnya produksi yang akan dicapai pabrik.
- Merencanakan kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.

b. Seksi pembelian

Tugas seksi pembelian :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

c. Seksi pemasaran

Tugas seksi pemasaran :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

4. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala bagian administrasi dan keuangan membawahi :

a. Seksi administrasi

Tugas seksi administrasi adalah menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah perpajakan.

b. Seksi kas

Tugas seksi kas :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat anggaran tentang keuntungan masa depan.
- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan.

Kepala bagian umum membawahi :

a. Seksi personalia

Tugas seksi personalia :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerjaan serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.

- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dan menciptakan kondisi kerja tenang dan dinamis.
- Membina karier para karyawan dan melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

b. Seksi humas

Tugas seksi humas adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

c. Seksi keamanan

Tugas seksi keamanan :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan karyawan di lingkungan pabrik dan perusahaan.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

d. Seksi komunikasi

Tugas seksi komunikasi :

- Menyelenggarakan semua sistem komunikasi di area pabrik.
- Menjalin hubungan dengan penyelenggara telekomunikasi pihak lain.

6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya

proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

a. Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

b. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

c. Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

d. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat serta fasilitas pendukungnya.

e. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

f. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

- g. Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu
Tugas :Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku,bahan pembantu, produk dan limbah.
- h. Kepala Seksi Keuangan
Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.
- i. Kepala Seksi Pemasaran
Tugas :Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.
- j. Kepala Seksi Tata Usaha
Tugas :Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.
- k. Kepala Seksi Personalia
Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.
- l. Kepala Seksi Humas
Tugas :Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasiperusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

m. Kepala Seksi Keamanan

Tugas :Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan denganmengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

n. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas :Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, sertamenangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

o. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.6.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik propilen ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

3. Karyawan borongan

Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja.

Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.6.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

A. Penggolongan Jabatan dan Keahlian

Penggolongan jabatan keahlian pada pabrik Gliserol ini adalah sebagai berikut :

Tabel 4.18 Penggolongan Jabatan Keahlian

No	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3.	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
5.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
6.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
7.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
9.	Kepala Seksi	Sarjana Muda (SI)
10.	Operator	STM/SMU/Sederajat

11.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
12.	Staff	Sarjana Muda / D III
13.	Medis	Dokter
13.	Paramedis	Perawat
14.	Lain-lain	SD/SMP/Sederajat

B. Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat dilaksanakan dengan baik dan efektif.

Tabel 4.19 Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan	Gaji total/tahun
1	Direktur utama	1	60.000.000,00	720.000.000,00
2	Direktur	2	20.000.000,00	480.000.000,00
3	Kepala Bagian	5	8.500.000,00	510.000.000,00
4	Kepala Seksi	12	5.000.000,00	720.000.000,00
5	Kepala shift	22	4.500.000,00	1.188.000.000,00
6	Pegawai Staff I	18	4.250.000,00	918.000.000,00
7	Pegawai Staff III	18	3.500.000,00	756.000.000,00
8	Operator	40	3.500.000,00	1.680.000.000,00
9	Kepala Regu (security)	1	3.500.000,00	42.000.000,00
10	Security	14	2.800.000,00	470.400.000,00

11	Pegawai	16	2.200.000,00	422.400.000,00
Jumlah		149		Rp.7.906.800,00

4.6.6 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Gliserol direncanakan beroperasi 330 hari selama satu tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

1. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung, yang termasuk para karyawan ini adalah Direktur, Staf Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang berada dikantor. Karyawan ini dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari yaitu hari senin - jum'at (pukul 07.00-16.00) dengan jam istirahat pukul 12.00-13.00 untuk hari senin – kamis dan pukul 11.00 – 13.00 untuk hari jum'at.

2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, yang termasuk para karyawan ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian lain yang harus selalu siaga untuk menjaga

keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan *shift* ini akan bekerja bergantian sehari semalam dibagi dalam 3 *shift* :

- *shift* pagi : pukul 07.00 – 15.00
- *shift* siang : pukul 15.00 – 22.00
- *shift* malam : pukul 22.00 – 07.00

Untuk karyawan tiap *shift* ini dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan satu hari libur. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka regu yang masuk tetap masuk.

4.6.7 Kesejahteraan Karyawan

Salah satu faktor dalam meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan dari karyawan. Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan berupa :

a. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

b. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada karyawan selama 12 hari jam kerja dalam 1 tahun

- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter

c. Pakaian Kerja

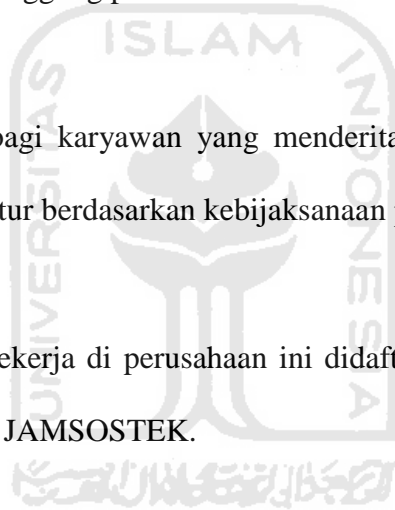
Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

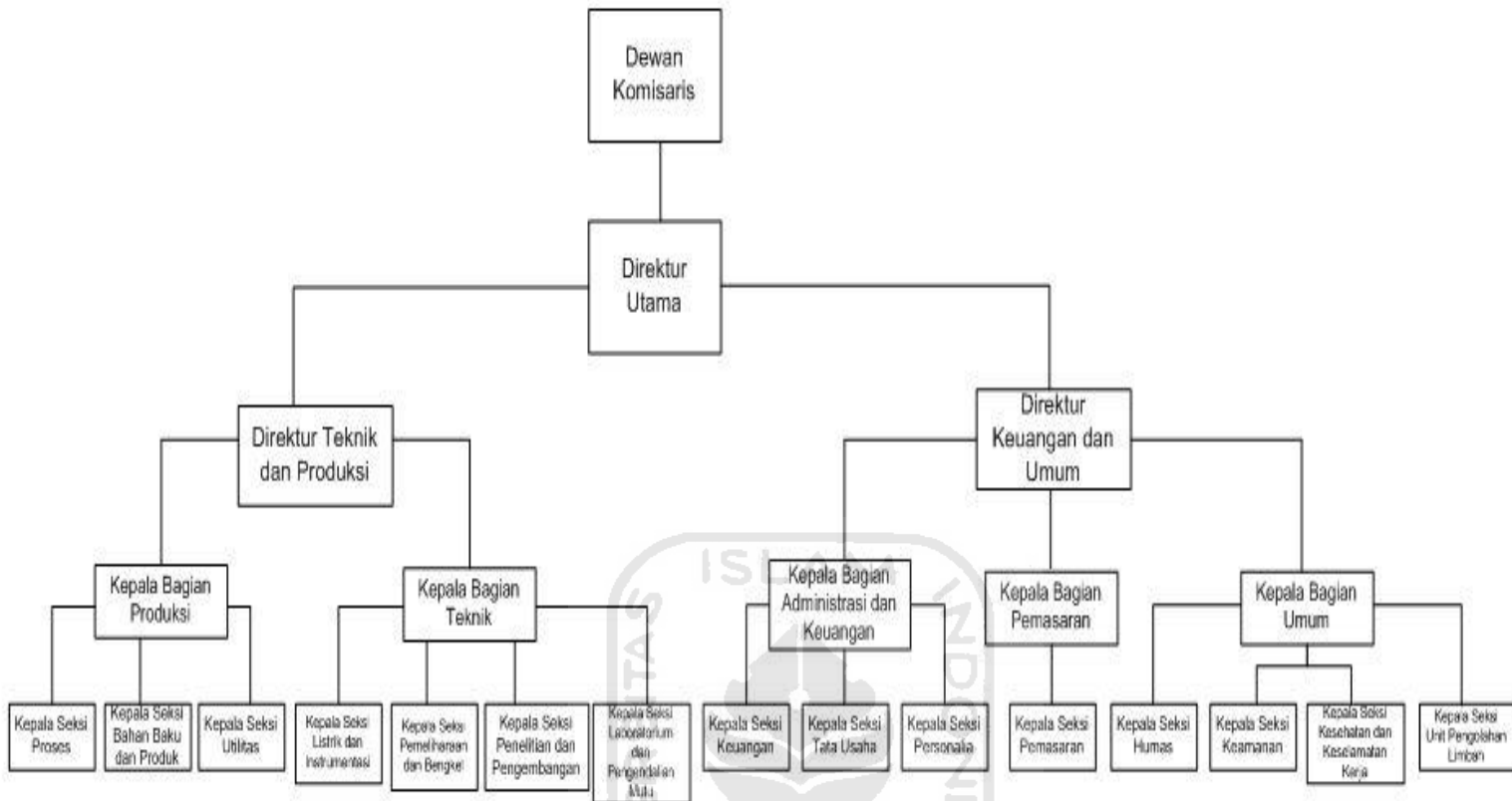
d. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak diakibatkan kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan

e. Asuransi

Bagi karyawan yang bekerja di perusahaan ini didaftarkan sebagai salah satu peserta asuransi seperti JAMSOSTEK.





Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan

4.7 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi dalam pra rancangan pabrik diperlukan untuk memperkirakan apakah pabrik yang akan didirikan merupakan suatu investasi yang layak dan menguntungkan atau tidak dengan memperhitungkan beberapa hal yang meliputi kebutuhan modal investasi, besarnya keuntungan yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh.

Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau antara lain :

1. *Return Of Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow rate Of Return*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*), meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), meliputi :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal
4. Penentuan Titik Impas

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.7.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan yang menunjang proses produksi pabrik selalu berubah setiap tahun karena dipengaruhi oleh kondisi ekonomi. Harga peralatan pada tahun rencana pabrik akan didirikan dapat ditentukan dengan menggunakan index harga pada tahun tersebut. Index harga pada tahun analisa dapat ditentukan dengan persamaan regresi linear terhadap index-index harga tahun sebelumnya.

Tabel 4.20 Index Harga Tiap Tahun

Tahun (X)	indeks (Y)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7

1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	567,93
2008	579,92
2009	591,91
2010	603,90
2011	615,89
2012	627,88

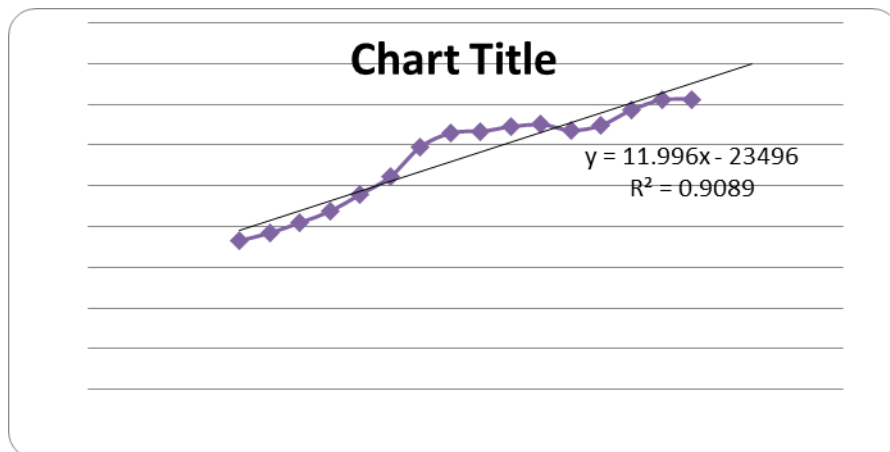
2013	639,87
2014	651,86
2015	663,85
2016	675,84
2017	687,83
2018	699,82
2019	711,81
2020	723,80
2021	735,79

Sumber : (Petter Timmerhaus, 1990)

Berdasarkan data di atas persamaan yang diperoleh adalah :

$$y = 11,99 x - 23496$$

Pabrik Propilen dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun rencananya akan didirikan pada tahun 2021, maka dengan memasukan harga $x = 2021$ pada persamaan di atas diperoleh index harga pada tahun 2021 (y) adalah **735,79**.



Gambar 4.7 Grafik Tahun vs. Index Harga

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters & Timmerhaus, tahun 1990, Aries & Newton, tahun 1955 dan situs www.matche.com . Harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

(1955, 1990 dan 2007, 2014)

Nx : Index harga pada tahun pembelian

Ny : Index harga pada tahun referensi

(1955, 1990 dan 2007,2014)

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 100.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Pabrik didirikan	= 2021
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 13000,-

4.7.3 Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran–pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas–fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital investment meliputi :

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang diperlukan untuk produksi suatu bahan, merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk.

Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*

Direct cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed cost adalah biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap, tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. *General Expense*

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.7.4 Analisa Kelayakan

Analisa atau evaluasi kelayakan pada suatu perancangan pabrik dilakukan untuk dapat mengetahui seberapa besar keuntungan yang diperoleh sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial untuk didirikan atau tidak. Beberapa komponen yang harus dihitung dalam menyatakan kelayakan suatu pabrik adalah :

1. Percent Return On Investment (% ROI)

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$\% \text{ ROI} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100 \%$$

2. Pay Out Time (POT)

Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

3. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)

Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC+WC)(1+i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1+i)^N + WC + SV$$

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

4. *Break Even Point (BEP)*

Break even point adalah suatu titik impas dimana pabrik tidak mengalami untung maupun rugi. Kapasitas produksi pada saat *salessama* dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

$$\text{BEP} = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100 \%$$

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

5. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$\text{SDP} = \frac{(0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \times 100 \%$$

4.7.5 Hasil Perhitungan

1. Penentuan *Fixed Capital Investment* (FCI)

Tabel 4.21 *Physical Plant Cost* (PPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Harga Alat	Rp 131.891.429.591	\$ 10145494,58
2	Harga Biaya Pengiriman	Rp 32.972.857.398	\$ 2536373,65
3	Instalasi	Rp 19.702.550.482	\$ 1515580,81
4	Instrumentasi	Rp 32.627.910.582	\$ 2509839,28
5	Pemipaan	Rp 70.632.933.293	\$ 5433302,56
6	Instalasi Listrik	Rp 13.189.142.959	\$ 1014549,46
7	Pembelian Tanah dan Perbaikan	Rp 2.195.800.000	\$ 168907,69
8	Bangunan	Rp 2.551.600.000	\$ 196276,92
9	Insulasi	Rp 4.768.382.454	\$ 366798,65
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp 310.532.606.758,62	\$ 23887123,60

Tabel 4.22 *Direct Plant Cost* (DPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 77.633.151.689	\$ 5.971.7780,90
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp 388.165.758.448	\$ 29.858.904,50

Tabel 4.23 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 388.165.758.448	\$ 29858904,5
2	Kontraktor	Rp 15.526.530.338	\$ 1194356,2
3	Biaya tak terduga	Rp 38.816.575.845	\$ 2985890,4
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 442.508.964.631	\$ 34099151,13

2. Penentuan *Total Production Cost (TPC)*

Tabel 4.24 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 5.556.309.265.087	\$ 427.408.405
2	<i>Labor</i>	Rp 559.200.00	\$ 43.015,38
3	<i>Supervision</i>	Rp 55.920.000	\$ 4.301,54
4	<i>Maintenance</i>	Rp 8.850.179.293	\$ 680.783,02
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.327.526.893	\$ 102.117,45
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 181.210.785.600	\$ 13.939.291
7	<i>Utilities</i>	Rp 567.851.432.321	\$ 43.680.883
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 6.316.164.449.484	\$ 478919505,66

Tabel 4.25 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead (15%)</i>	Rp 111.840.000	\$ 8.603,08
2	<i>Laboratory (10%)</i>	Rp 55.920.000	\$ 4.301,54
3	<i>Plant Overhead (50%)</i>	Rp 279.600.000	\$ 2.1507,69
4	<i>Packaging and Shipping(10%)</i>	Rp 780.000.000.000	\$ 60.000.000
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 780.447.360.000	\$ 60.034.412

Tabel 4.26 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation (8%)</i>	Rp 35.400.717.170	\$ 2.723.132,09
2	<i>Property taxes (1%)</i>	Rp 4.425.089.646	\$ 340.391
3	<i>Insurance(1%)</i>	Rp 4.425.089.646	\$ 340.391
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp 44.250.896.463	\$ 3.403.915

Tabel 4.27 *Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 6.225.953.573.595	\$ 478.919.505
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 910.447.360.000	\$ 70.034.412
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 44.250.896.463	\$ 3.403.915
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp 7.180.651.830.058	\$ 552.357.833

Tabel 4.28 *Working Capital (WC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 16.837.300.803	\$ 1.295.177
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 10.819.489.543	\$ 832.268
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 21.638.979.087	\$ 1.664.537
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 23.636.363.636	\$ 1.828.182
5	<i>Available Cash</i>	Rp 649.169.373.592	\$ 49.936.105
<i>Total Working Capital (WC)</i>		Rp 722.101.505.661	\$ 55.546.270

Tabel 4.29 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration (3%)</i>	Rp 214.225.892.954	\$ 16.478.915
2	<i>Sales expense (10%)</i>	Rp 714.086.309.852	\$ 54.929.712
3	<i>Research (5%)</i>	Rp 357.043.154.926	\$ 27.464.858
4	<i>Finance (4%)</i>	Rp 46.584.575.837	\$ 3.583.429
<i>General Expense (GE)</i>		Rp 1.331.939.933.569	\$ 102.456.918

Tabel 4.30. *Total Production Cost (TPC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 7.180.651.830.058	\$ 552.357.833
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 1.331.939.933.569	\$ 102.456.918
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp 8.472.803.032.080	\$ 651.754.080

3. Penentuan *Fixed Cost* (Fa)

Tabel 4.31 *Fixed Cost* (Fa)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 35.401.031.221	\$ 2.723.156
2	<i>Property taxes</i>	Rp 4.425.128.903	\$ 340.395
3	<i>Insurance</i>	Rp 4.425.128.903	\$ 340.395
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp 44.251.289.026	\$ 3.403.945

4. Penentuan *Variable Cost* (Va)

Tabel 4.32 *Variable Cost* (Va)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp 5.556.309.265.087	\$ 427.408.405
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 780.000.000.000	\$ 60.000.000
3	<i>Utilities</i>	Rp 567.851.482.322	\$ 43.680.883
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 181.210.785.600	\$ 13.939.292
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp 7.085.371.533.009	\$ 545.028.579

5. Penentuan *Regulated Cost* (Ra)

Tabel 4.33 *Regulated Cost* (Ra)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp 559.200.000	\$ 43.015
2	<i>Payroll overhead</i>	Rp 111.840.000	\$ 8.603
3	<i>Supervision</i>	Rp 55.920.000	\$ 4.302
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp 279.600.000	\$ 21.508
5	<i>Laboratory</i>	Rp 55.920.000	\$ 4.302
6	<i>General Expense</i>	Rp 1.331.939.670.842	\$ 104.253.282

7	<i>Maintenance</i>	Rp 8.850.179.293	\$ 680.783
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.327.526.894	\$ 102.117
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp 1.343.180.210.045	\$ 103.321.912

6. Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan= Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk Utama = Rp 7.800.000.000.000

Total penjualan produk samping 1 = Rp 190.064.160.000

Total penjualan produk samping 2 = Rp 1.025.172.720.000

Total penjualan produk samping 3 = Rp 45.302.400.000

Total Biaya Produksi = Rp 8.535.944.500.901

Pajak keuntungan sebesar 50 %.

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp 587.736.247.920

Keuntungan Setelah Pajak = Rp 293.868.123.960

7. Analisa Kelayakan

a. *Persent Return of Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{FCI} \times 100\%$$

ROI sebelum Pajak = 15 %

ROI setelah Pajak = 7 %

b. Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{FCI}{Keuntungan + Depresiasi}$$

POT sebelum Pajak = 2,84 tahun

POT setelah Pajak = 5,4 tahun

c. Break Even Point (BEP)

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp 44.251.289.026

Variabel Cost (Va) = Rp 7.085.371.533.009

Regulated Cost (Ra) = Rp 1.343.180.210.045

Penjualan Produk (Sa) = Rp 9.060.539.280.000

$$BEP = \frac{Fa \times 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

BEP = 43,21 %

d. Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

SDP = 25,96 %

e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

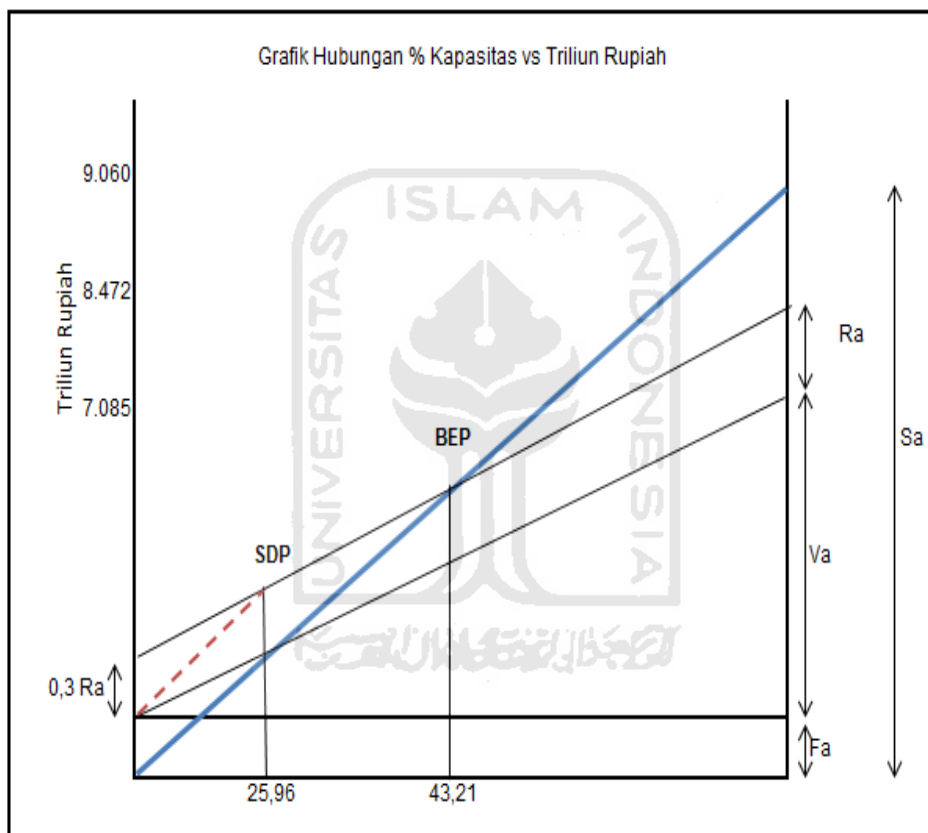
Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp 442.508.964.631

Working Capital (WC) = Rp 1.126.874.571.160

Salvage Value (SV) = Rp 35.400.717.170

DCFR = 25,08 %



Gambar 4.8 Grafik Hubungan % Kapasitas vs. Rupiah/tahu

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik Propilendari dehidrogenasi propana dengan kapasitas 100.000 ton/tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi karena, namun mempunyai nilai ekonomis yang cukup besar :

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik Propilendari dehidrogenasi propana ini tergolong pabrik beresiko tinggi.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :
 - 1) Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 587.736.247.920 /tahun, dan keuntungan setelah pajak (50%) sebesar Rp 293.868.123.960 /tahun.
 - 2) *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 15 %, dan ROI setelah pajak sebesar 7 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 40 % (Aries & Newton, 1955).
 - 3) *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 2,84 tahun dan POT setelah pajak selama 5,4 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

- 4) *Break Event Point* (BEP) pada 43,21 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 25,96 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
 - 5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 25,08 %.
3. Secara teknis perancangan pabrik propilen dari dehidrogenasi propana layak untuk didirikan tapi untuk segi ekonomi perlu ada tinjauan lebih lanjut agar secara ekonomi lebih layak.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep - konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik - pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk Propilen dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Biro Pusat Statistik, 2010-2015, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Chauvel, Alain., and Lefebvre, G., 1998, *Petrochemical Processes*, 1sted., Institut Francais du Petrole Publications, France
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Delft University of Technology, “*Process Systems Engineering*”, Netherland, 2008
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York\
- Lee, K.S, et.al, “*Repetitive Control and Online Optimization of Catofin Propane Process*”, Science direct Applied Science, Seoul, South Korea, 2016
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiely and Sons, Inc., New York

Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston

McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York

Meyers, R.A., 1990, *Handbook of Petrochemical Production Processes*, Chapter 10.5., McGraw Hill Book Co., Inc., New York

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York

Rase, H.F., and Barrow, M.H., 1957, *Project Engineering of Process Plants*, Wiley, Inc., New York

Treyball, R.E., 1981, *Mass Transfer Operation*, 3 ed., McGraw Hill Book Company, Inc., Singapore.

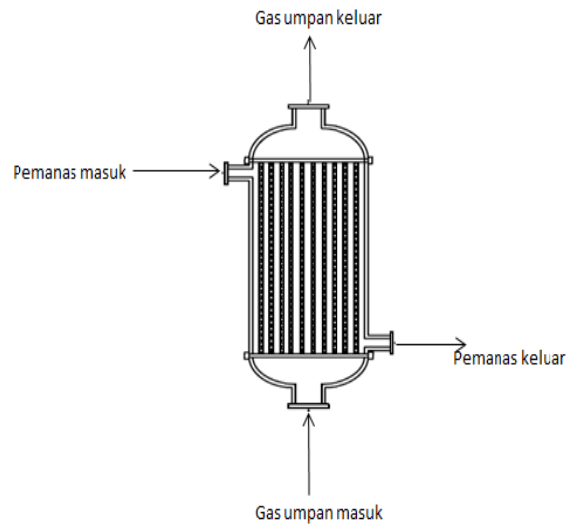
Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill Companies Inc., USA

<http://www.matche.com>., diakses tanggal 13 Oktober 2016.

<http://www.alibaba.com>., diakses tanggal 13 September 2016

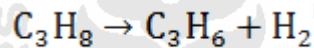
LAMPIRAN REAKTOR

- Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*
- Fungsi : Tempat berlangsungnya proses dehidrogenasi Propana menjadi Propilen
- Kondisi Operasi : Suhu = 600 °C
Tekanan = 1 atm
Reaksi = Endotermis
- Tujuan :
1. Menentukan jenis reaktor
 2. Menghitung kinetika reaksi :
 3. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor
 4. Data – data sifat fisis bahan
 5. Menghitung Dimensi reaktor
 6. Menghitung head reaktor
 7. Tabel hubungan ($\frac{dx}{dz}$, $\frac{dT}{dz}$, $\frac{dT_s}{dz}$, $\frac{dP}{dz}$)

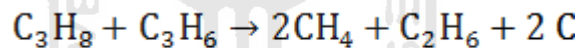


Reaksi yang terjadi didalam reaktor:

Reaksi Utama :



Reaksi Samping :



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor fixed bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut:

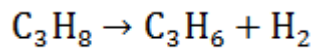
- Zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- Umur katalis panjang 12-15 bulan
- Reaksi endotermis sehingga di perlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas berlangsung optimal
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- Pengendalian suhu relative mudah karena menggunakan tipe shell and tube

(Hill, Hal 425-431)

2. Menghitung Kinetika Reaksi :

a. Menghitung Konstanta Kecepatan Reaksi

Persamaan kinetika reaksi untuk reaksi dehidrogenasi propane adalah sebagai berikut :



Orde reaksi adalah orde satu.

$$-r_a = k \cdot P_A$$

Dengan :

k = konstanta laju reaksi ($\text{m}^3/\text{kg}\cdot\text{s}$)

P_A = Konsentrasi Parsial Gas Propana (kmol/m^3)

T = Temperatur (K)

Dengan nilai k sebagai berikut :

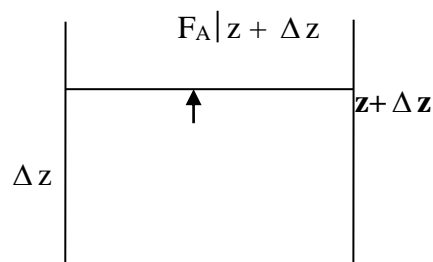
$$k = 3,126 \times 10^7 \exp \frac{-47100}{RT}$$

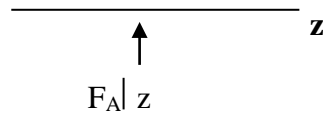
3. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa pada 1 tube

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X . Neraca massa pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0





Input - Output - Yang Bereaksi = 0

$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A) \Delta v) = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D_i^2}{4} \varepsilon \Delta z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volum

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon \cdot \Delta z = 0$$

$$\frac{F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z}{\Delta z} = (-r_A) \pi/4 D_i^2 \varepsilon$$

$$\frac{-F_A}{\Delta z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

$$\text{Dimana } F_A = -F_{A0} (1 - X_A)$$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{A0} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{-(r_A) \pi D_i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{-(r_A) \pi D_i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

$$\text{Lim } \Delta z \longrightarrow 0$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \pi D_i^2 \varepsilon}{4 F_{A0}}$$

dimana : $\frac{dX_A}{dz}$ = perubahan konversi persatuan panjang

ε = porositas

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi = $k \cdot P_A$

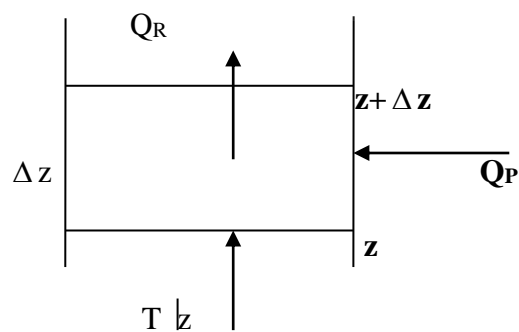
Z = tebal tumpukan katalisator

D_i = diameter dalam pipa

Tabel. 1 Neraca massa reaktor

Komponen	BM	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
H ₂	2,016	-	680,52196
CH ₄	16,043	-	1203,44068
C ₂ H ₆	30,07	306,63936	1434,46648
C ₃ H ₆	42,08	-	12626,26285
C ₃ H ₈	44,094	20672,76743	4134,55349
C ₄ H ₁₀	58,123	11,85421	11,854206
F coke	12	-	900,16132
Total		20991,26099	20991,26099

b. Neraca panas elemen volume



Q_R = Panas reaksi

Q_P = Pemanasan

Input - Output = Acc

$$\Sigma m.C_p (T|_z - T_o) - [(\Sigma m.C_p) (T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\Sigma m.C_p (T_{|Z} - T_{|Z+\Delta Z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

$$Q_R = \Delta H_R F_{A0} \Delta X_A$$

$$Q_P = UA (T - T_s)$$

$$A = \pi D_o \Delta z$$

$$Q_P = U \pi D_o \Delta z (T - T_s)$$

$$(\Sigma m.C_p) (-\Delta T) = \Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

: ΔZ

$$(\Sigma m.C_p) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta Z} \right) = \frac{\Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \left(\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m.C_p)}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \left(\frac{dX_A}{dZ} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m.C_p)}$$

Dimana:

$$\frac{dT}{dZ} = \text{Perubahan Suhu persatuan panjang katalis}$$

$$\Delta H_R = \text{Panas Reaksi}$$

$$U = \text{Overall heat transfer coefficient}$$

$$D_o = \text{Diameter luar}$$

$$T = \text{Suhu gas}$$

T_s = Suhu penelitian

T_s = Kapasitas panas

c. Neraca panas untuk pemanas

Pemanas yang dipakai adalah *Superheated Steam* yang stabil pada suhu 650°C

Sifat-sifat fisis *Superheated Steam*

C_p = 0,532 Btu/lbm.F

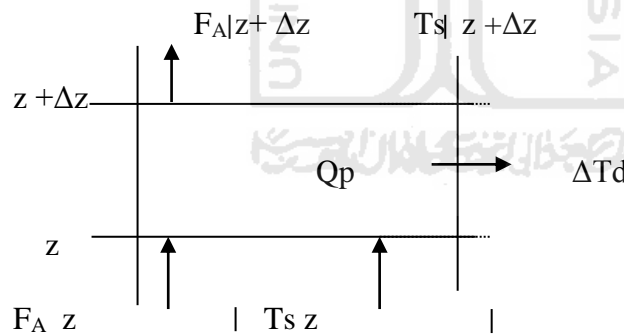
ρ = 0,842652 gr/cm³

μ = 0,32 cp

k = 0,0497 Btu/hr.ft.F

Aliran pemanas dalam reaktor

Neraca Panas pada elemen volum



$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_o) + Q_p - m_p C_{pp} (T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$m_p.C_{pp} (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = - Q_p$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)_p}$$

$$(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m.C_p)_p}$$

$$-(T_s|_{z+\Delta z} - T_s|_z) / \Delta z = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta Z} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p) p}$$

d. Penurunan tekanan

Dalam pipa penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus persamaan Ergun

(Fogler, 1999) Chapter 11 Hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

$$\frac{dP}{dZ} = - \frac{G}{\rho g D_p} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm^3

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

D_p = Densitas pertikel katalisator, cm

G = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ = Viskositas gas, gr/cm jam

4. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Y_i masuk

Tabel 2. Umpan Y_i Masuk Reaktor

Komponen Masuk	Bmi	Massa	Mol	y_i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
C_2H_6	30,07	306,6394	10,1975	0,0213
C_3H_6	44,094	20672,7674	468,8340	0,9783
C_3H_8	58,123	11,8542	0,2040	0,0004
Total		20991,26099	479,2355	1,0000

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 479,2355 \text{ kmol/jam} = 133,1210 \text{ mol/dtk}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.}^\circ\text{K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 9535117,254 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{RT} = \frac{(1 \text{ atm}) \left(43,8016 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \right)}{\left(82,05 \text{ atm.} \frac{\text{cm}^3}{\text{mol.K}} \right) (873\text{K}) (1)} = 0,0006115 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositas umpan

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

Tabel. 3 Data Viskositas Umpan

Komponen	A	B	C
H ₂	27,758	2,1200E-01	-3,2800E-05
CH ₄	3,844	4,0112E-01	-1,4303E-04
C ₂ H ₆	0,514	3,3449E-01	-7,1071E-05
C ₃ H ₆	-7,23	3,4180E-01	-9,4516E-05
C ₃ H ₈	-5,462	3,2722E-01	-1,0672E-04
C ₄ H ₁₀	-4,946	2,9001E-01	-6,9665E-05
F coke	-19,805	1,7342E-01	2,0401E-07

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen Mauk	Yi	η gas mikropoise	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
			(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
C ₂ H ₆	0,0213	238,3585	0,000024	0,085809	0,000021
C ₃ H ₈	0,9783	198,8667	0,000020	0,071592	0,000017
C ₄ H ₁₀	0,0004	195,1390	0,000020	0,070250	0,000017
TOTAL	1,0000	632,3642	0,000063	0,22765	0,000055

Tabel 4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	$\gamma_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$\gamma_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$\gamma_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	η gas mikropoise
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	
C ₂ H ₆	0,0000005	0,001826	0,0000004	5,0720
C ₃ H ₈	0,0000195	0,070038	0,0000169	194,5504
C ₄ H ₁₀	0,0000000	0,000030	0,0000000	0,0830
Total	0,000020	0,071894	0,000017	199,7054

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000020 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,0002 \text{ g/cm.s}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Tabel. 5 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₆	-0,01936	1,2547E-04	3,8298E-08
C ₃ H ₈	-0,00869	6,6409E-05	7,8760E-08
C ₄ H ₁₀	-0,00182	1,9396E-05	1,3818E-07

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel 6. Perhitungan Konduktivitas Umpun Reaktor

Komponen	yi	k _{gas}	yi.k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
C ₂ H ₆	0,0213	1,1936E-01	2,5399E-03
C ₃ H ₈	0,9783	1,0931E-01	1,0694E-01
C ₄ H ₁₀	0,0004	1,2042E-01	5,1249E-05
Total	1,0000	3,4910E-01	1,0953E-01

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 0,109528981 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,3943 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,0942 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,0003 \text{ kal/cm.dtk.K}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 7 Data Kapasitas Panas Umpun Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
C ₂ H ₆	28,146	4,3447E-02	1,8946E-04	-1,9082E-07	5,3349E-11
C ₃ H ₈	28,277	1,1600E-01	1,9597E-04	-2,3271E-07	6,8669E-11
C ₄ H ₁₀	20,056	2,8153E-01	-1,3143E-05	-9,4571E-08	3,4149E-11
Delta	25,493	1,469923E-01	1,2410E-04	-1,7270E-07	5,2056E-11

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel. 8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor

Komponen	Yi	BM	Cp	Cp	Cp	Cpi = yi.Cp
		(kg/kmol)	joule/mol.K	kjoule/kmol.K	kjoule/kg.K	kjoule/kg.K
C ₂ H ₆	0,0213	30,07	114,4955	114,4955	3,8076	0,0810
C ₃ H ₈	0,9783	44,094	163,9542	163,9542	3,7183	3,6376
C ₄ H ₁₀	0,0004	58,123	212,7284	212,7284	3,6600	0,0016
TOTAL	1,0000	132	491,1782	491,1782	11,1859	3,7202

Tabel. 8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	Kjoule/jam.K	Kjoule/kmol.K
C ₂ H ₆	306,6394	24,8444	2,4363
C ₃ H ₈	20672,7674	75198,9633	160,3957
C ₄ H ₁₀	11,8542	0,0185	0,0905
TOTAL	20991,2610	75223,8262	162,9226

$$\begin{aligned}
 \text{Cp campuran} &= 162,9226 \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 75223,8262 \text{ kJ/jam.K} \\
 &= 3,7202 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

Tabel .9 Data Panas Reaksi Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
C ₂ H ₆	28,146	4,3447E-02	1,8946E-04	-1,9082E-07	5,3349E-11
C ₃ H ₈	28,277	1,1600E-01	1,9597E-04	-2,3271E-07	6,8669E-11
C ₄ H ₁₀	20,056	2,8153E-01	-1,3143E-05	-9,4571E-08	3,4149E-11
H ₂	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12
CH ₄	34,942	-3,9957E-02	1,9184E-04	-1,5303E-07	3,9321E-11
C ₃ H ₆	31,298	7,2449E-02	1,9481E-04	-2,1582E-07	6,2974E-11
C	21,069	-7,9119E-04	5,0895E-07	-6,9132E-11	2,7021E-15

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Tabel.10 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor

Komponen	ΔH_f (kj/mol)	ΔH_f (kj/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kj/kmol)
C ₂ H ₆	-84,68	-84680	49210,5222	49210,5222
C ₃ H ₈	-103,85	-103850	70644,2885	70644,2885
C ₄ H ₁₀	-126,15	-126150	93414,8255	93414,8255
H ₂	0	0	16870,5922	16870,5922

CH ₄	-74,85	-74850	29542,9982	29542,9982
C ₃ H ₆	20,42	20420	59316,7631	59316,7631
C	0	0	11947,0665	11947,0665
Total	-369,11	-369110	330947,0562	330947,0562

Dari data didapat:

$$\Delta HR_{298} = 124270 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta HR_{\text{total}} &= -18907,3330 \text{ kJ/kmol} \\ &= -4515,9408 \text{ kkal/kmol} \end{aligned}$$

h. Data sifat katalis

Jenis : Cromina/Alumina (Cr₂O₃/Al₂O₃)

Ukuran : 0,35 cm (Diameter)

Density : 4,265 gr/cm³

Bulk density : 4,05175 gr/cm³

5. Menghitung Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih panas lebih besar.

Pengaruh ratio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu h_w/h telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
h_w/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

dimana

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,35 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,35 / 0,15 = 2,3333 \text{ cm} = 0,9186 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table 11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Nominal pipe size} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Outside diameter} = 2,38 \text{ in} = 6,0452 \text{ cm}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{Inside diameter} = 2,067 \text{ in} = 5,2502 \text{ cm}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 3,350 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per in ft} = 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Aliran dalam pipa turbule dipilih $N_{Re} = 3100$

$$N_{Re} = \frac{G_t D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

$$\mu_g = \text{viskositas umpan} = 0,0002 \text{ g/cm.det}$$

$$D_t = \text{Diameter tube} = 5,2502 \text{ cm}$$

$$G_t = \frac{(0,0002)(3100)}{5,2502} = 0,4565 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 16432,3383 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

$$A_t = \frac{5830,9058}{0,4565} = 12774,3603 \text{ cm}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang pipa} &= \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right) 5,2502^2 \\ &= 21,6380 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah pipa dalam reaktor} = \frac{12774,3603}{21,6380} = 590,365 \text{ buah} = 591 \text{ buah}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.

$$P_t = 1,25 \times O D_t$$

$$= 1,25 \times 2,38 = 2,975 \text{ in}$$

$$C' = P_T - O D$$

$$= 2,975 - 2,38 = 0,5950 \text{ in}$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$ID_s = 192,8437 \text{ cm}$$

$$\text{Jadi diameter dalam reaktor} = 192,8437 \text{ cm} = 75,9227 \text{ in}$$

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

t_s = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell, tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85

f = 12650 psi

C = 0,125

R = ID/2 = (189,2268/2) in

$$P = 72,54 \text{ psi}$$

$$\text{Jadi } P = (120/100) * P = 17,64 \text{ psi}$$

$$t_s = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c$$

$$\begin{aligned} \text{maka } t_s &= \frac{17,64(75,9227/2)}{1550.0,85 - 0,6.17,64} + 0,125 \\ &= 0,6374 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 1 in

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor} &= ID + 2 * t_s \\ &= 75,9227 + (2 * 0,6327) \\ &= 77,9227 \text{ in} \end{aligned}$$

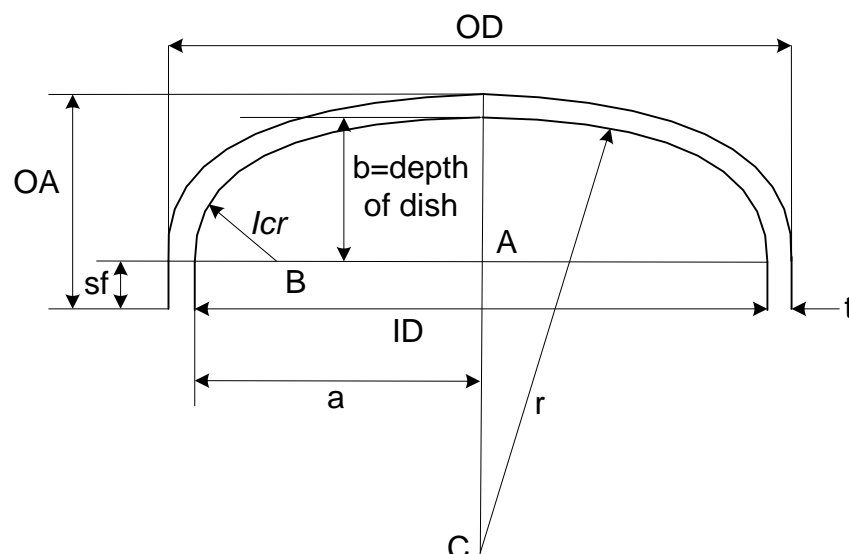
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 78 in.

6. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design, psi = 17,64 psi

IDs = diameter dalam reactor, in = 75,9227 in

F = maksimum allowable stress, psi = 1550 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2.P} + c$$

$$\text{maka } t_h = \frac{17,64.75,9227}{2.1550.0,85 - 0,2.17,64} + 0,125$$

$$= 0,6339 \text{ in}$$

dipilih tebal head reaktor standar 1 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

$$\text{ODs} = 78 \text{ in}$$

$$\text{ts} = 1 \text{ in}$$

$$\text{didapat : } \text{irc} = 3 \text{ in}$$

$$r = 72 \text{ in}$$

$$a = \text{IDs}/2 = 37,9614 \text{ in}$$

$$\text{AB} = a - \text{irc} = 26,4614 \text{ in}$$

$$\text{BC} = r - \text{irc} = 60,5 \text{ in}$$

$$\text{AC} = (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} = 54,4063 \text{ in}$$

$$b = r - \text{AC} = 17,5937 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan $t_h = 1 \text{ in}$ didapat $sf = 1,5 - 4 \text{ in}$
perancangan digunakan $sf = 4 \text{ in}$

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} hH &= t_h + b + sf \\ &= (1 + 17,5937 + 4) \text{ in} \\ &= 22,5937 \text{ in} \\ &= 0,5739 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

Tinggi reaktor total = panjang tube + tinggi head top

$$\text{HR} = 125,1969 \text{ in} + 22,5937 \text{ in}$$

$$= 147,7906 \text{ in}$$

$$= 3,7539 \text{ m}$$

7. Tabel Hubungan ($\frac{dx}{dz}$, $\frac{dT}{dz}$, $\frac{dT_s}{dz}$, $\frac{dP}{dz}$)

Tabel. 11 Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Euler

Δz	0,0100			
z (m)	x	T (K)	Ts (K)	P (atm)
0	0	873,0000	923,0000	1,000000
0,0100	0,00252	872,9947	922,6716	1,000000
0,0200	0,00504	872,9893	922,3453	1,000000
0,0300	0,00756	872,9840	922,0211	1,000000
0,0400	0,01008	872,9786	921,6991	1,000000
0,0500	0,01260	872,9733	921,3791	1,000000
0,0600	0,01512	872,9679	921,0611	1,000000
0,0700	0,01764	872,9625	920,7453	1,000000
0,0800	0,02016	872,9571	920,4314	0,999999
0,0900	0,02268	872,9517	920,1196	0,999999
0,1000	0,02520	872,9463	919,8098	0,999999
0,1100	0,02772	872,9409	919,5020	0,999999
0,1200	0,03024	872,9354	919,1962	0,999999
0,1300	0,03276	872,9300	918,8923	0,999999
0,1400	0,03528	872,9245	918,5905	0,999999

0,1500	0,03780	872,9191	918,2905	0,999999
0,1600	0,04032	872,9136	917,9925	0,999999
0,1700	0,04284	872,9081	917,6964	0,999999
0,1800	0,04536	872,9026	917,4023	0,999999
0,1900	0,04788	872,8971	917,1100	0,999999
0,2000	0,05040	872,8916	916,8196	0,999999
0,2100	0,05292	872,8861	916,5311	0,999999
0,2200	0,05544	872,8805	916,2444	0,999998
0,2300	0,05796	872,8750	915,9596	0,999998
0,2400	0,06048	872,8694	915,6766	0,999998
0,2500	0,06300	872,8639	915,3955	0,999998
0,2600	0,06552	872,8583	915,1161	0,999998
0,2700	0,06804	872,8527	914,8386	0,999998
0,2800	0,07056	872,8471	914,5628	0,999998
0,2900	0,07308	872,8415	914,2888	0,999998
0,3000	0,07560	872,8359	914,0166	0,999998
0,3100	0,07812	872,8303	913,7461	0,999998
0,3200	0,08064	872,8247	913,4774	0,999998
0,3300	0,08317	872,8191	913,2104	0,999998
0,3400	0,08569	872,8134	912,9451	0,999998
0,3500	0,08821	872,8078	912,6815	0,999998

0,3600	0,09073	872,8021	912,4196	0,999997
0,3700	0,09325	872,7965	912,1594	0,999997
0,3800	0,09577	872,7908	911,9008	0,999997
0,3900	0,09829	872,7851	911,6440	0,999997
0,4000	0,10081	872,7794	911,3887	0,999997
0,4100	0,10333	872,7737	911,1352	0,999997
0,4200	0,10585	872,7680	910,8832	0,999997
0,4300	0,10837	872,7623	910,6329	0,999997
0,4400	0,11089	872,7566	910,3841	0,999997
0,4500	0,11341	872,7509	910,1370	0,999997
0,4600	0,11593	872,7451	909,8914	0,999997
0,4700	0,11845	872,7394	909,6474	0,999997
0,4800	0,12097	872,7336	909,4050	0,999997
0,4900	0,12349	872,7279	909,1642	0,999997
0,5000	0,12601	872,7221	908,9249	0,999996
0,5100	0,12853	872,7163	908,6871	0,999996
0,5200	0,13105	872,7106	908,4508	0,999996
0,5300	0,13357	872,7048	908,2161	0,999996
0,5400	0,13609	872,6990	907,9828	0,999996
0,5500	0,13861	872,6932	907,7511	0,999996
0,5600	0,14113	872,6874	907,5208	0,999996

0,5700	0,14365	872,6815	907,2920	0,999996
0,5800	0,14617	872,6757	907,0647	0,999996
0,5900	0,14869	872,6699	906,8389	0,999996
0,6000	0,15121	872,6640	906,6144	0,999996
0,6100	0,15373	872,6582	906,3914	0,999996
0,6200	0,15625	872,6523	906,1699	0,999996
0,6300	0,15877	872,6465	905,9497	0,999996
0,6400	0,16129	872,6406	905,7310	0,999995
0,6500	0,16381	872,6347	905,5137	0,999995
0,6600	0,16633	872,6289	905,2977	0,999995
0,6700	0,16885	872,6230	905,0831	0,999995
0,6800	0,17137	872,6171	904,8699	0,999995
0,6900	0,17389	872,6112	904,6581	0,999995
0,7000	0,17641	872,6053	904,4476	0,999995
0,7100	0,17893	872,5994	904,2385	0,999995
0,7200	0,18145	872,5934	904,0307	0,999995
0,7300	0,18397	872,5875	903,8242	0,999995
0,7400	0,18649	872,5816	903,6190	0,999995
0,7500	0,18901	872,5756	903,4152	0,999995
0,7600	0,19153	872,5697	903,2126	0,999995
0,7700	0,19405	872,5637	903,0113	0,999995

0,7800	0,19657	872,5578	902,8114	0,999994
0,7900	0,19909	872,5518	902,6127	0,999994
0,8000	0,20161	872,5458	902,4152	0,999994
0,8100	0,20413	872,5398	902,2190	0,999994
0,8200	0,20665	872,5339	902,0241	0,999994
0,8300	0,20917	872,5279	901,8304	0,999994
0,8400	0,21169	872,5219	901,6379	0,999994
0,8500	0,21421	872,5159	901,4467	0,999994
0,8600	0,21673	872,5099	901,2567	0,999994
0,8700	0,21925	872,5038	901,0679	0,999994
0,8800	0,22177	872,4978	900,8803	0,999994
0,8900	0,22429	872,4918	900,6939	0,999994
0,9000	0,22681	872,4858	900,5086	0,999994
0,9100	0,22933	872,4797	900,3246	0,999994
0,9200	0,23185	872,4737	900,1417	0,999993
0,9300	0,23437	872,4676	899,9600	0,999993
0,9400	0,23689	872,4616	899,7794	0,999993
0,9500	0,23941	872,4555	899,6000	0,999993
0,9600	0,24193	872,4494	899,4217	0,999993
0,9700	0,24445	872,4434	899,2445	0,999993
0,9800	0,24697	872,4373	899,0685	0,999993

0,9900	0,24949	872,4312	898,8936	0,999993
1,0000	0,25201	872,4251	898,7198	0,999993
1,0100	0,25453	872,4190	898,5471	0,999993
1,0200	0,25705	872,4129	898,3755	0,999993
1,0300	0,25957	872,4068	898,2049	0,999993
1,0400	0,26209	872,4007	898,0355	0,999993
1,0500	0,26461	872,3946	897,8671	0,999993
1,0600	0,26713	872,3885	897,6998	0,999992
1,0700	0,26965	872,3823	897,5336	0,999992
1,0800	0,27217	872,3762	897,3684	0,999992
1,0900	0,27470	872,3701	897,2042	0,999992
1,1000	0,27722	872,3639	897,0411	0,999992
1,1100	0,27974	872,3578	896,8790	0,999992
1,1200	0,28226	872,3516	896,7180	0,999992
1,1300	0,28478	872,3455	896,5579	0,999992
1,1400	0,28730	872,3393	896,3989	0,999992
1,1500	0,28982	872,3332	896,2409	0,999992
1,1600	0,29234	872,3270	896,0839	0,999992
1,1700	0,29486	872,3208	895,9278	0,999992
1,1800	0,29738	872,3146	895,7728	0,999992
1,1900	0,29990	872,3084	895,6187	0,999992

1,2000	0,30242	872,3022	895,4656	0,999991
1,2100	0,30494	872,2961	895,3135	0,999991
1,2200	0,30746	872,2899	895,1623	0,999991
1,2300	0,30998	872,2836	895,0120	0,999991
1,2400	0,31250	872,2774	894,8628	0,999991
1,2500	0,31502	872,2712	894,7144	0,999991
1,2600	0,31754	872,2650	894,5670	0,999991
1,2700	0,32006	872,2588	894,4205	0,999991
1,2800	0,32258	872,2526	894,2750	0,999991
1,2900	0,32510	872,2463	894,1303	0,999991
1,3000	0,32762	872,2401	893,9866	0,999991
1,3100	0,33014	872,2338	893,8438	0,999991
1,3200	0,33266	872,2276	893,7018	0,999991
1,3300	0,33518	872,2214	893,5608	0,999991
1,3400	0,33770	872,2151	893,4206	0,999990
1,3500	0,34022	872,2088	893,2814	0,999990
1,3600	0,34274	872,2026	893,1429	0,999990
1,3700	0,34526	872,1963	893,0054	0,999990
1,3800	0,34778	872,1900	892,8687	0,999990
1,3900	0,35030	872,1838	892,7329	0,999990
1,4000	0,35282	872,1775	892,5979	0,999990

1,4100	0,35534	872,1712	892,4638	0,999990
1,4200	0,35786	872,1649	892,3305	0,999990
1,4300	0,36038	872,1586	892,1981	0,999990
1,4400	0,36290	872,1523	892,0665	0,999990
1,4500	0,36542	872,1460	891,9357	0,999990
1,4600	0,36794	872,1397	891,8057	0,999990
1,4700	0,37046	872,1334	891,6765	0,999990
1,4800	0,37298	872,1271	891,5482	0,999989
1,4900	0,37550	872,1208	891,4206	0,999989
1,5000	0,37802	872,1145	891,2939	0,999989
1,5100	0,38054	872,1082	891,1679	0,999989
1,5200	0,38306	872,1018	891,0427	0,999989
1,5300	0,38558	872,0955	890,9183	0,999989
1,5400	0,38810	872,0892	890,7947	0,999989
1,5500	0,39062	872,0828	890,6718	0,999989
1,5600	0,39314	872,0765	890,5497	0,999989
1,5700	0,39566	872,0701	890,4284	0,999989
1,5800	0,39818	872,0638	890,3078	0,999989
1,5900	0,40070	872,0574	890,1880	0,999989
1,6000	0,40322	872,0511	890,0689	0,999989
1,6100	0,40574	872,0447	889,9505	0,999989

1,6200	0,40826	872,0384	889,8329	0,999988
1,6300	0,41078	872,0320	889,7161	0,999988
1,6400	0,41330	872,0256	889,5999	0,999988
1,6500	0,41582	872,0193	889,4845	0,999988
1,6600	0,41834	872,0129	889,3698	0,999988
1,6700	0,42086	872,0065	889,2558	0,999988
1,6800	0,42338	872,0001	889,1425	0,999988
1,6900	0,42590	871,9937	889,0299	0,999988
1,7000	0,42842	871,9873	888,9180	0,999988
1,7100	0,43094	871,9809	888,8068	0,999988
1,7200	0,43346	871,9745	888,6963	0,999988
1,7300	0,43598	871,9681	888,5865	0,999988
1,7400	0,43850	871,9617	888,4773	0,999988
1,7500	0,44102	871,9553	888,3688	0,999988
1,7600	0,44354	871,9489	888,2610	0,999988
1,7700	0,44606	871,9425	888,1539	0,999987
1,7800	0,44858	871,9361	888,0474	0,999987
1,7900	0,45110	871,9297	887,9416	0,999987
1,8000	0,45362	871,9232	887,8364	0,999987
1,8100	0,45614	871,9168	887,7319	0,999987
1,8200	0,45866	871,9104	887,6280	0,999987

1,8300	0,46118	871,9040	887,5248	0,999987
1,8400	0,46370	871,8975	887,4222	0,999987
1,8500	0,46622	871,8911	887,3202	0,999987
1,8600	0,46874	871,8846	887,2189	0,999987
1,8700	0,47126	871,8782	887,1182	0,999987
1,8800	0,47378	871,8718	887,0181	0,999987
1,8900	0,47630	871,8653	886,9186	0,999987
1,9000	0,47882	871,8588	886,8197	0,999987
1,9100	0,48134	871,8524	886,7215	0,999986
1,9200	0,48386	871,8459	886,6238	0,999986
1,9300	0,48638	871,8395	886,5267	0,999986
1,9400	0,48890	871,8330	886,4303	0,999986
1,9500	0,49142	871,8265	886,3344	0,999986
1,9600	0,49394	871,8201	886,2391	0,999986
1,9700	0,49646	871,8136	886,1444	0,999986
1,9800	0,49898	871,8071	886,0503	0,999986
1,9900	0,50150	871,8006	885,9567	0,999986
2,0000	0,50402	871,7942	885,8638	0,999986
2,0100	0,50654	871,7877	885,7713	0,999986
2,0200	0,50906	871,7812	885,6795	0,999986
2,0300	0,51158	871,7747	885,5882	0,999986

2,0400	0,51410	871,7682	885,4975	0,999986
2,0500	0,51662	871,7617	885,4073	0,999985
2,0600	0,51914	871,7552	885,3177	0,999985
2,0700	0,52166	871,7487	885,2286	0,999985
2,0800	0,52418	871,7422	885,1401	0,999985
2,0900	0,52670	871,7357	885,0521	0,999985
2,1000	0,52922	871,7292	884,9646	0,999985
2,1100	0,53174	871,7227	884,8777	0,999985
2,1200	0,53426	871,7162	884,7913	0,999985
2,1300	0,53678	871,7097	884,7054	0,999985
2,1400	0,53930	871,7031	884,6200	0,999985
2,1500	0,54182	871,6966	884,5352	0,999985
2,1600	0,54434	871,6901	884,4509	0,999985
2,1700	0,54686	871,6836	884,3671	0,999985
2,1800	0,54938	871,6770	884,2838	0,999985
2,1900	0,55190	871,6705	884,2010	0,999984
2,2000	0,55442	871,6640	884,1187	0,999984
2,2100	0,55694	871,6574	884,0369	0,999984
2,2200	0,55946	871,6509	883,9555	0,999984
2,2300	0,56198	871,6444	883,8747	0,999984
2,2400	0,56450	871,6378	883,7944	0,999984

2,2500	0,56702	871,6313	883,7146	0,999984
2,2600	0,56954	871,6247	883,6352	0,999984
2,2700	0,57206	871,6182	883,5563	0,999984
2,2800	0,57458	871,6116	883,4779	0,999984
2,2900	0,57710	871,6051	883,4000	0,999984
2,3000	0,57962	871,5985	883,3225	0,999984
2,3100	0,58215	871,5920	883,2455	0,999984
2,3200	0,58467	871,5854	883,1689	0,999984
2,3300	0,58719	871,5789	883,0929	0,999983
2,3400	0,58971	871,5723	883,0172	0,999983
2,3500	0,59223	871,5657	882,9421	0,999983
2,3600	0,59475	871,5592	882,8673	0,999983
2,3700	0,59727	871,5526	882,7931	0,999983
2,3800	0,59979	871,5460	882,7192	0,999983
2,3900	0,60231	871,5394	882,6459	0,999983
2,4000	0,60483	871,5329	882,5729	0,999983
2,4100	0,60735	871,5263	882,5004	0,999983
2,4200	0,60987	871,5197	882,4283	0,999983
2,4300	0,61239	871,5131	882,3567	0,999983
2,4400	0,61491	871,5065	882,2855	0,999983
2,4500	0,61743	871,4999	882,2147	0,999983

2,4600	0,61995	871,4934	882,1443	0,999983
2,4700	0,62247	871,4868	882,0743	0,999982
2,4800	0,62499	871,4802	882,0048	0,999982
2,4900	0,62751	871,4736	881,9357	0,999982
2,5000	0,63003	871,4670	881,8669	0,999982
2,5100	0,63255	871,4604	881,7986	0,999982
2,5200	0,63507	871,4538	881,7307	0,999982
2,5300	0,63759	871,4472	881,6632	0,999982
2,5400	0,64011	871,4406	881,5961	0,999982
2,5500	0,64263	871,4340	881,5294	0,999982
2,5600	0,64515	871,4274	881,4631	0,999982
2,5700	0,64767	871,4208	881,3972	0,999982
2,5800	0,65019	871,4141	881,3317	0,999982
2,5900	0,65271	871,4075	881,2665	0,999982
2,6000	0,65523	871,4009	881,2018	0,999982
2,6100	0,65775	871,3943	881,1374	0,999981
2,6200	0,66027	871,3877	881,0734	0,999981
2,6300	0,66279	871,3811	881,0098	0,999981
2,6400	0,66531	871,3744	880,9466	0,999981
2,6500	0,66783	871,3678	880,8837	0,999981
2,6600	0,67035	871,3612	880,8212	0,999981

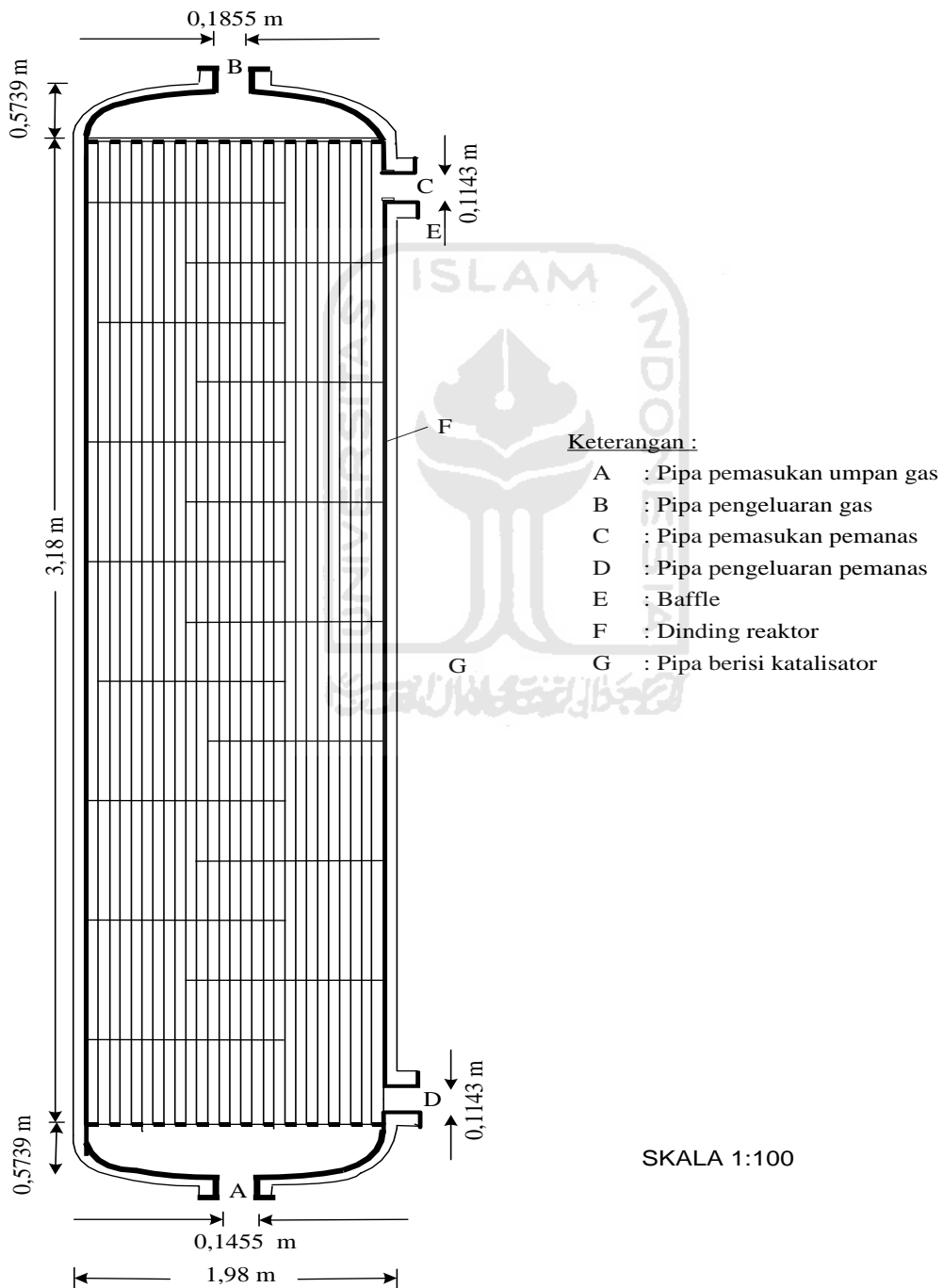
2,6700	0,67287	871,3546	880,7591	0,999981
2,6800	0,67539	871,3479	880,6973	0,999981
2,6900	0,67791	871,3413	880,6359	0,999981
2,7000	0,68043	871,3347	880,5748	0,999981
2,7100	0,68295	871,3280	880,5142	0,999981
2,7200	0,68547	871,3214	880,4538	0,999981
2,7300	0,68799	871,3148	880,3938	0,999981
2,7400	0,69051	871,3081	880,3342	0,999981
2,7500	0,69303	871,3015	880,2749	0,999980
2,7600	0,69555	871,2949	880,2160	0,999980
2,7700	0,69807	871,2882	880,1574	0,999980
2,7800	0,70059	871,2816	880,0991	0,999980
2,7900	0,70311	871,2749	880,0412	0,999980
2,8000	0,70563	871,2683	879,9836	0,999980
2,8100	0,70815	871,2616	879,9264	0,999980
2,8200	0,71067	871,2550	879,8695	0,999980
2,8300	0,71319	871,2483	879,8129	0,999980
2,8400	0,71571	871,2417	879,7567	0,999980
2,8500	0,71823	871,2350	879,7007	0,999980
2,8600	0,72075	871,2283	879,6451	0,999980
2,8700	0,72327	871,2217	879,5898	0,999980

2,8800	0,72579	871,2150	879,5349	0,999980
2,8900	0,72831	871,2084	879,4802	0,999979
2,9000	0,73083	871,2017	879,4259	0,999979
2,9100	0,73335	871,1950	879,3719	0,999979
2,9200	0,73587	871,1884	879,3182	0,999979
2,9300	0,73839	871,1817	879,2648	0,999979
2,9400	0,74091	871,1750	879,2117	0,999979
2,9500	0,74343	871,1684	879,1589	0,999979
2,9600	0,74595	871,1617	879,1064	0,999979
2,9700	0,74847	871,1550	879,0542	0,999979
2,9800	0,75099	871,1484	879,0024	0,999979
2,9900	0,75351	871,1417	878,9508	0,999979
3,0000	0,75603	871,1350	878,8995	0,999979
3,0100	0,75855	871,1283	878,8485	0,999979
3,0200	0,76107	871,1216	878,7978	0,999979
3,0300	0,76359	871,1150	878,7474	0,999978
3,0400	0,76611	871,1083	878,6972	0,999978
3,0500	0,76863	871,1016	878,6474	0,999978
3,0600	0,77115	871,0949	878,5978	0,999978
3,0700	0,77367	871,0882	878,5486	0,999978
3,0800	0,77619	871,0815	878,4996	0,999978

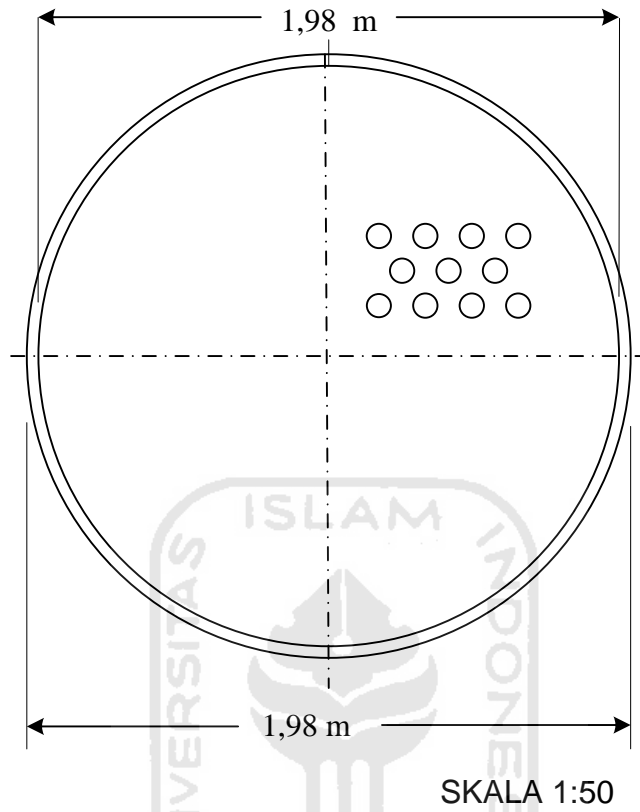
3,0900	0,77871	871,0749	878,4508	0,999978
3,1000	0,78123	871,0682	878,4024	0,999978
3,1100	0,78375	871,0615	878,3542	0,999978
3,1200	0,78627	871,0548	878,3063	0,999978
3,1300	0,78879	871,0481	878,2587	0,999978
3,1400	0,79131	871,0414	878,2113	0,999978
3,1500	0,79383	871,0347	878,1642	0,999978
3,1600	0,79635	871,0280	878,1174	0,999978
3,1700	0,79887	871,0213	878,0708	0,999978
3,1800	0,80139	871,0146	878,0245	0,999977
3,1900	0,80391	871,0079	877,9785	0,999977
3,2000	0,80643	871,0012	877,9327	0,999977
3,2100	0,80895	870,9945	877,8872	0,999977
3,2200	0,81147	870,9878	877,8419	0,999977
3,2300	0,81399	870,9811	877,7969	0,999977

LAMPIRAN B

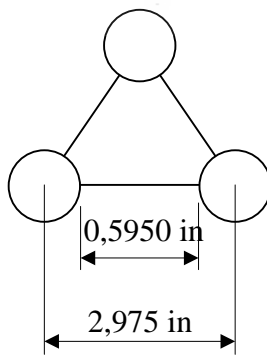
REAKTOR FIXED BED MULTITUBE



Gambar. 1 Penampang Membujur Reaktor

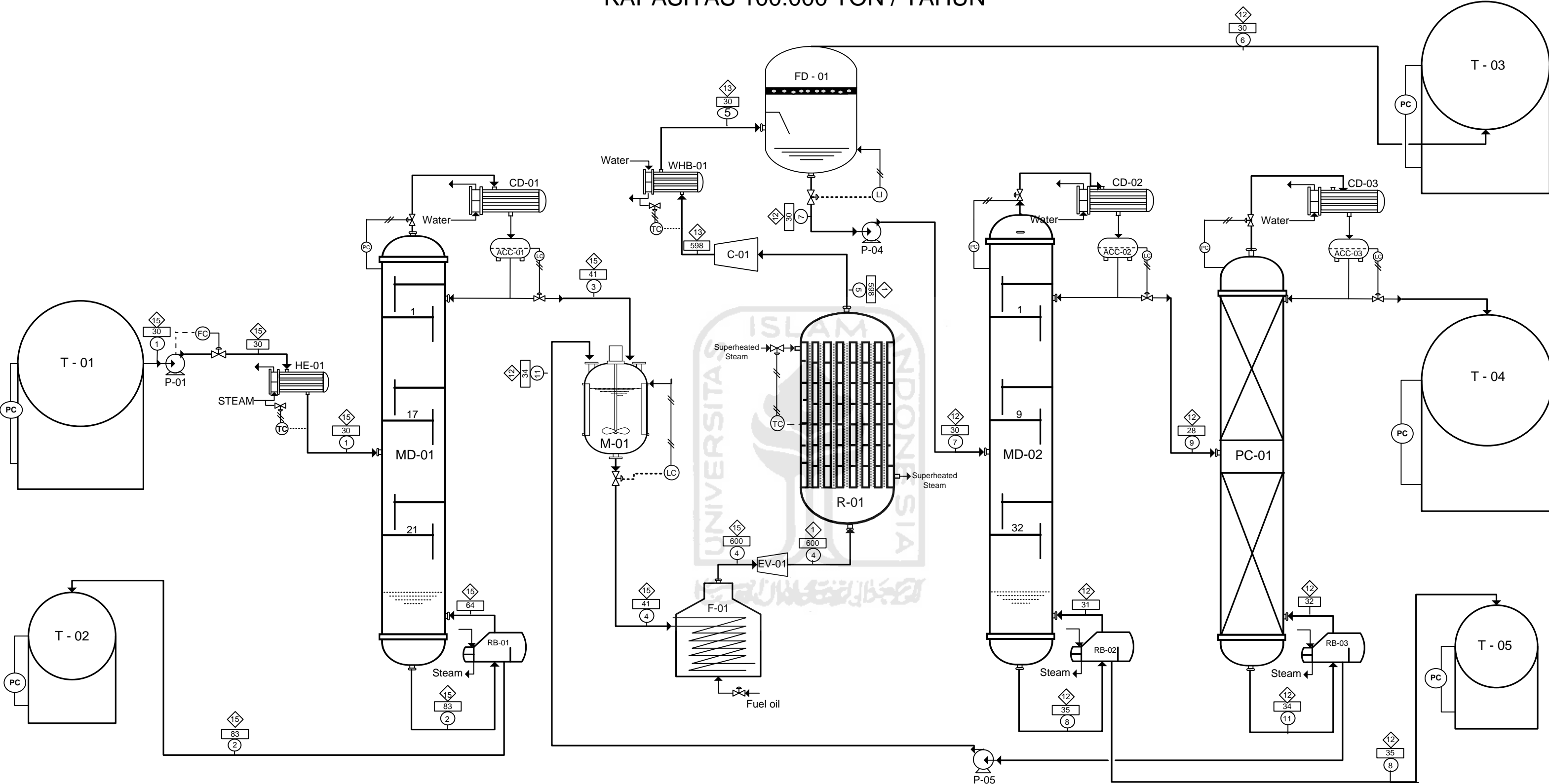


Gambar penampang melintang reaktor



Gambar 2. Susunan pipa *triangular pitch*

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PERANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI DEHIDROGENASI PROPANA KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN



Skala 1 : 200

Komponen	Nomor Arus (kg/jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
C ₂ H ₆	306,6393571	-	306,6394	306,6394	1434,466484	1434,466484	-	-	-	-	-
C ₃ H ₆	-	-	-	-	12626,2628	-	12626,2628	126,2626	12565,8700	12565,8700	-
C ₃ H ₈	17086,8751	341,7335	16744,9416	20672,7674	4134,5535	-	4134,5535	82,5711	4051,8620	58,9834	3927,862
C ₄ H ₁₀	592,9103	580,8561	11,8542	11,8542	11,8542	-	11,8542	11,8542	-	-	-
CH ₄	-	-	-	-	1203,4407	1203,4407	-	-	-	-	-
H ₂	-	-	-	-	680,5220	680,5220	-	-	-	-	-
C	-	-	-	-	900,1654	-	-	-	-	-	-
TOTAL	17986,4248	922,5896	17063,4352	20991,2610	20991,2651	3318,4292	16772,6705	220,6879	16617,7320	12624,8534	3927,8620

ALAT	KETERANGAN
CD	Condenser
F	Furnace
P	Pompa
R	Reaktor
EV	Expansion Valve
T	Tangki
MD	Menara Distilasi
RB	Reboiler
FD	Flash drum
ACC	Accumulator
M	Mixer
HE	Heat Exchanger
PC	Menara Packing

SIMBOL	KETERANGAN
⊖	Flow Controller
⊖	Level Indikator
⊖	Pressure Controller
⊖	Temperature Controller
⊖	Nomor Arus
⊖	Suhu, C
⊖	Tekanan, atm
⊖	Control Valve
⊖	Electric Connection
⊖	Piping
⊖	Udara Tekan
⊖	Vent



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK PROPILEN DARI DEHIDROGENASI PROPANA
KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN

Dikerjakan oleh:
1. TEGUH SUBAGIYO (12 521 091)
2. ANDREA K.A.NASUTION (12 521 147)

Dosen pembimbing:
1. Dr. ARIF HIDAYAT, S.T.M.T