

**PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI PROPANA
KAPASITAS PRODUKSI 300.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai salah satu syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Buchara Surya Al Falah

Nama : Achmad Hisyam

No.Mhs : 19521043

No.Mhs : 19521137

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI PROPANA KAPASITAS PRODUKSI 300.000 TON/TAHUN

Kami yang bertandatangan dibawah ini :

Nama : Buchara Surya Al Falah

Nama : Achmad Hisyam

No.Mhs : 19521043

No.Mhs : 19521137

Yogyakarta, 05 September 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini dibuat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

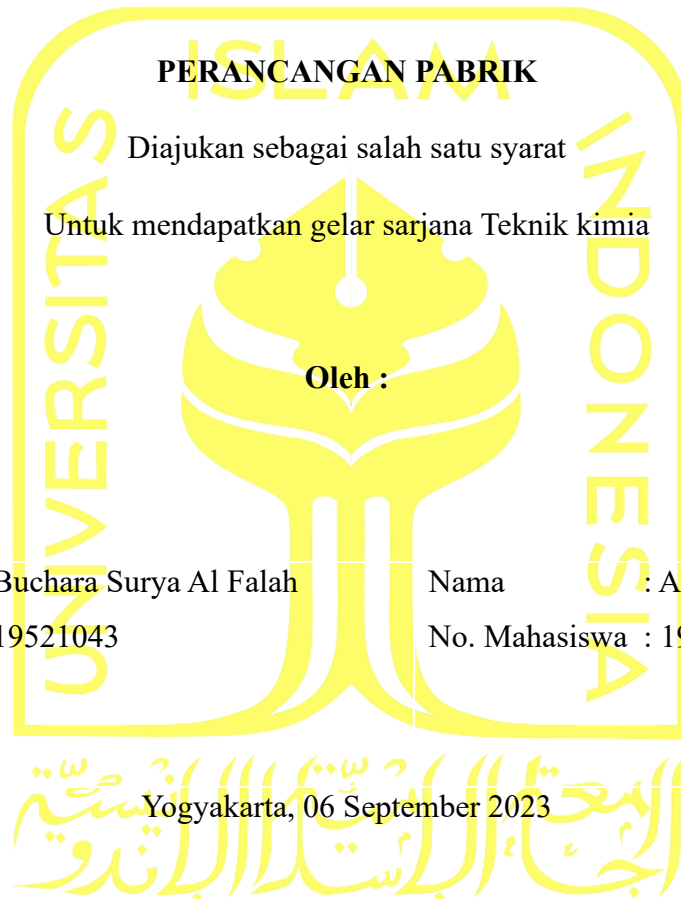


Buchara Surya Al falah



Achmad Hisyam

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI PROPANA
KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN



Nama : Buchara Surya Al Falah

No. Mahasiswa : 19521043

Nama : Achmad Hisyam

No. Mahasiswa : 19521137

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI PROPANA
KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

Oleh :

Nama : Buchara Surya Al Falah
No. Mahasiswa : 19521043

Nama : Achmad Hisyam
No. Mahasiswa : 19521137

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, 26 September 2023

Tim Penguji,

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

Ketua


09/10/2023

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

Anggota 1


09/10/2023

Umi Rofiqah, S.T., M.T.

Anggota 2


09/10/2023

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Sholich Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Alhamdulillahirrabbi'l'amin, puji syukur senantiasa terucap kehadirat Allah SWT yang telah memberikan segala nikmat dan karunia-NYA sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas prarancangan pabrik kimia dengan baik. Sholawat dan salam semoga selalu dilimpahkan oleh Allah SWT kepada junjungan kita Nabi besar Muhammad SAW beserta keluarga dan para sahabat, karena dengan syafaatnya kita dapat hijrah dari zaman jahiliyah menuju ke zaman ilmu pengetahuan seperti sekarang ini.

Tugas prarancangan pabrik kimia ini dengan judul “Prarancangan Pabrik Propilen dari Propana Kapasitas 300.000 Ton/Tahun” disusun sebagai penerapan dari ilmu Teknik kimia yang telah didapat selama bangku kuliah dan merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-NYA, penyusun diberikan kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh Pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D, selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
4. Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang selalu memberikan waktu, arahan, dan bimbinganya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
5. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia yang selama ini telah membimbing dan mengajarkan kami.
6. Achmad Hisyam selaku Partner tugas akhir yang selalu membantu dalam

penyusunan tugas akhir.

7. Seluruh rekan – rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia Angkatan 2019 yang selalu memberikan dukungan serta membagikan ilmunya.
8. Semua pihak yang telah membantu berjalannya proses penyusunan Naskah Tugas Akhir yang tidak bisa kami sebutkan satu per satu.

Demikian laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini kami susun. Penyusunan mengharapkan semoga laporan ini dapat diambil manfaatnya sehingga dapat memberikan inspirasi terhadap pembaca dan diri penyusun sendiri. Penyusun menyadari bahwa laporan ini masih terdapat banyak kekurangan. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Yogyakarta, 17 Agustus 2023

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAK	xiv
ABSTRACT	xv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.2. Kapasitas Rancangan.....	2
1.2.1 Penentuan Kapasitas Produksi.....	2
1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku.....	6
1.2.3 Kebutuhan Produk.....	6
1.3. Tinjauan Pustaka.....	7
1.4. Tinjauan Kinetika.....	10
1.5. Tinjauan Termodinamika.....	10
BAB II PERANCANGAN PRODUK	13
2.1. Spesifikasi Bahan Baku.....	13
2.2. Spesifikasi Produk.....	15
2.3. Bahan Penunjang.....	17
2.4. Pengendalian Kualitas.....	18
2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan baku.....	18
2.4.2. Pengendalian Kualitas Produk.....	18
2.4.3. Pengendalian Kualitas Proses.....	18
BAB III PERANCANGAN PROSES	20
3.1 Diagram Alir Proses.....	20
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif.....	20
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	20
3.2 Uraian Proses.....	21
3.2.1. Tahap Persiapan Bahan Baku.....	21

3.2.2.	Tahap Reaksi	21
3.2.3.	Tahap Permurnian Produk.....	22
3.3	Spesifikasi Alat Proses	23
3.3.1.	Spesifikasi Reaktor	23
3.3.2.	Spesifikasi Flash Drum	24
3.3.3.	Spesifikasi Menara Distilasi	24
3.3.4.	Spesifikasi Menara Distilasi Packing.....	25
3.3.5.	Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku.....	26
3.3.6.	Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping	27
3.3.7.	Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk.....	28
3.3.8.	Spesifikasi Expansion Valve	29
3.3.9.	Spesifikasi Furnance	29
3.3.10.	Spesifikasi Waste Heat Boiler.....	30
3.3.11.	Spesifikasi Condensor Parsial.....	31
3.3.12.	Spesifikasi Compressor.....	32
3.3.13.	Spesifikasi Condensor.....	33
3.3.14.	Spesifikasi Accumulator	35
3.3.15.	Spesifikasi Reboiler	36
3.3.16.	Spesifikasi Pompa.....	38
3.3.17.	Spesifikasi Blower	43
3.4	Neraca Massa	45
3.4.1.	Neraca Massa Reaktor	45
3.4.2.	Neraca Massa Flash Drum	45
3.4.3.	Neraca Massa Menara Distilasi	46
3.4.4.	Neraca Massa Menara Distilasi Packing.....	46
3.5	Neraca Panas	47
3.5.1.	Neraca Panas Reaktor	47
3.5.2.	Neraca Panas Flash Drum.....	47
3.5.3.	Neraca Panas Menara Distilasi	48
3.5.4.	Neraca Panas Menara Distilasi Packing	48
3.6	Perencanaan Produksi	49
3.6.1.	Analisa Kebutuhan Bahan Baku	49
3.6.2.	Analisa Kebutuhan Alat Proses.....	49
BAB IV	PERANCANGAN PABRIK	50
4.1	Lokasi Pabrik (Plant Location)	50

4.1.1.	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	50
4.1.2.	Faktor Sekunder Penentuan lokasi Pabrik	52
4.2	Tata Letak Pabrik (Plant Layout)	53
4.2.1.	Daerah Administrasi atau Perkantoran.....	54
4.2.2.	Daerah Proses.....	54
4.2.3.	Daerah Instalasi dan Utilitas	54
4.2.4.	Fasilitas Umum	54
4.2.5.	Daerah Keamanan	54
4.2.6.	Pengolahan Limbah	54
4.2.7.	Perluasan	55
4.3	Tata Alat Proses (Machines Layout)	57
4.3.1.	Aliran Bahan Baku dan Produk	58
4.3.2.	Perluasan dan Pengembangan Pabrik	58
4.3.3.	Aliran Udara.....	58
4.3.4.	Pencahayaan.....	58
4.3.5.	Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	58
4.3.6.	Jarak Antar Alat Proses	58
4.3.7.	Pertimbangan Ekonomi.....	59
4.4	Organisasi Perusahaan.....	59
4.4.1	Bentuk Organisasi	59
4.4.2	Struktur Organisasi	60
4.4.3	Tugas dan Wewenang.....	61
4.4.4	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji.....	63
4.4.5	Status Karyawan	66
4.4.6	Jumlah dan Jadwal Kerja Karyawan.....	66
4.4.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	68
BAB V	UTILITAS.....	70
5.1.	Diagram Alir Utilitas.....	70
5.2.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System).....	71
5.2.1.	Unit Penyedia Air.....	71
5.2.2.	Unit Pengolahan Air.....	73
5.2.3.	Kebutuhan Air.....	75
5.3.	Unit Pembangkitan Steam.....	76
5.4.	Unit Pembangkitan Listrik (Power Plant System)	77
5.5.	Unit Penyediaan Udara Tekan (Instrument Air System).....	77

5.6.	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	77
5.7.	Unit Pengolahan Limbah.....	78
5.8.	Spesifikasi Alat Utilitas.....	79
BAB VI EVALUASI EKONOMI.....		92
6.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	93
6.2	Analisa Kelayakan.....	98
6.3	Analisa Keuntungan	111
6.4	Analisa Resiko Pabrik	111
BAB VII PENUTUP		114
7.1	Kesimpulan.....	114
7.1	Saran.....	115
DAFTAR PUSTAKA		116
LAMPIRAN A PERHITUNGAN REAKTOR.....		119
LAMPIRAN B KARTU BIMBINGAN.....		141
LAMPIRAN C PEFD		145

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data kebutuhan impor dan ekspor propilen dari tahun 2012-2021	2
Tabel 1.2 Data Proyeksi Konsumsi Propilen dari tahun 2018-2027	4
Tabel 1.3 Produksi Propilen	6
Tabel 1.4 Perbandingan Proses Komersial Dehidrogenasi Propana Menjadi Propilen	8
Tabel 1.5 Perbandingan proses pada tiap jenis proses	8
Tabel 1.6 harga delta H ^o f dan delta G ^o f masing-masing komponen	10
Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku	10
Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Produk	15
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor (R-01).....	23
Tabel 3.2 Spesifikasi Flash Drum (FD-01)	24
Tabel 3.3 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)	24
Tabel 3.4 Spesifikasi Menara Distilasi Packing (MD-02)	25
Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku (T-01).....	26
Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping (T-02).....	27
Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping (T-03).....	27
Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk (T-04).....	28
Tabel 3.9 Spesifikasi Expansion Valve (EV-01)	29
Tabel 3.10 Spesifikasi Furnance (F-01)	29
Tabel 3.11 Spesifikasi Waste Heat Boiler (WHB-01).....	30
Tabel 3.12 Spesifikasi Condensor Parsial (CDP-01)	31
Tabel 3.13 Spesifikasi Compressor (C-01)	32
Tabel 3.14 Spesifikasi Compressor (C-02)	33
Tabel 3.15 Spesifikasi Condensor (CD-01)	33
Tabel 3.16 Spesifikasi Condensor (CD-02)	34
Tabel 3.17 Spesifikasi Accumulator (ACC-01)	35
Tabel 3.18 Spesifikasi Accumulator (ACC-02)	36
Tabel 3.19 Spesifikasi Reboiler (RB-01)	36
Tabel 3.20 Spesifikasi Reboiler (RB-02)	37
Tabel 3.21 Spesifikasi Pompa (P-01).....	38
Tabel 3.22 Spesifikasi Pompa (P-02).....	39
Tabel 3.23 Spesifikasi Pompa (P-03).....	39
Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa (P-04).....	40
Tabel 3.25 Spesifikasi Pompa (P-05).....	41
Tabel 3.26 Spesifikasi Pompa (P-06).....	41
Tabel 3.27 Spesifikasi Pompa (P-07).....	42
Tabel 3.28 Spesifikasi Blower (BL-01)	43
Tabel 3.29 Spesifikasi Blower (BL-02)	43
Tabel 3.30 Spesifikasi Blower (BL-03)	43
Tabel 3.31 Spesifikasi Blower (BL-04)	44
Tabel 3.32 Neraca Massa Reaktor Fixed Bed Multitube (R-01)	45
Tabel 3.33 Neraca Massa Flash Drum (FD-01)	45
Tabel 3.34 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)	46
Tabel 3.35 Neraca Massa Menara Distilasi Packing (MD-02)	46
Tabel 3.36 Neraca Panas Reaktor Fixed Bed Multitube (R-01)	47
Tabel 3.37 Neraca Panas Flash Drum (FD-01).....	47

Tabel 3.38 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01).....	48
Tabel 3.39 Neraca Panas Menara Distilasi Packing (MD-02).....	48
Tabel 3.40 kebutuhan bahan baku.....	49
Tabel 4.1 Rencana Rincian Luas Tanah dan Bangunan.....	55
Tabel 4.2 Gaji dan Penggolongan Jabatan Karyawan.....	64
Tabel 4.3 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift.....	67
Tabel 5.1 Kebutuhan air pendingin.....	75
Tabel 5.2 Kebutuhan air steam.....	75
Tabel 5.3 Kebutuhan air sanitasi.....	75
Tabel 5.4 Kebutuhan air Hidran.....	76
Tabel 5.5 Kebutuhan air service.....	76
Tabel 5.6 Total keseluruhan kebutuhan air.....	76
Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Air Bersih (BA-01).....	79
Tabel 5.8 Spesifikasi Tangki Klorinasi (TC-01).....	79
Tabel 5.9 Spesifikasi Bak air Kantor dan Rumah Tangga (BA-02).....	80
Tabel 5.10 Spesifikasi Kation Exchanger (KE-01).....	80
Tabel 5.11 Spesifikasi Tangki H ₂ SO ₄	81
Tabel 5.12 Spesifikasi Anion Exchanger (AE-01).....	81
Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki NaOH.....	82
Tabel 5.14 Spesifikasi Deaerator.....	83
Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Kondensat.....	83
Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki NaHPO ₄	84
Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki N ₂ H ₄	84
Tabel 5.18 Spesifikasi Bak Air Pendingin (BA-03).....	85
Tabel 5.19 Spesifikasi Cooling Tower.....	85
Tabel 5.20 Spesifikasi Kompresor Udara (KU-01).....	86
Tabel 5.21 Spesifikasi Tangki Silika.....	86
Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Udara Tekanan.....	87
Tabel 5.23 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-01).....	87
Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-02).....	88
Tabel 5.25 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-03).....	89
Tabel 5.26 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-04).....	89
Tabel 5.27 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-05).....	90
Tabel 5.28 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-06).....	91
Tabel 6.1 Harga Indeks Tiap Tahun.....	93
Tabel 6.2 Harga Alat Proses.....	95
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas.....	97
Tabel 6.4 Physical Plant Cost (PPC).....	102
Tabel 6.5 Direct Plant Cost (DPC).....	103
Tabel 6.6 Fixed Capital Investment (FCI).....	103
Tabel 6.7 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	104
Tabel 6.8 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	105
Tabel 6.9 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	105
Tabel 6.10 Manufacturing Cost (MC).....	106
Tabel 6.11 Working Capital (WC).....	106
Tabel 6.12 General Expense (GE).....	107
Tabel 6.13 Total Production Cost (TPC).....	107

Tabel 6.14 Fixed Cost (Fa).....	108
Tabel 6.15 Variable Cost (Va)	108
Tabel 6.16 Regulated Cost (Ra)	109
Tabel 6.17 Hasil Perhitungan.....	111
Tabel 6.18 Parameter Risiko Pabrik.....	112

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Propilen (ton/tahun) dari tahun 2012-2021).....	3
Gambar 1.2 Grafik Ekspor Propilen (ton/tahun) dari tahun 2012-2021.....	3
Gambar 1.3 Grafik Proyeksi Konsumsi Propilen (ton/tahun) dari tahun 2018-2027)	5
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	20
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	20
Gambar 4.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik.....	50
Gambar 4.2 Layout Pabrik Propilen.....	56
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses	57
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan.....	61
Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas	70
Gambar 6.1 Indeks Harga Alat.....	95
Gambar 6.2 Grafik Analisa Ekonomi.....	113

ABSTRAK

Propilen merupakan senyawa hidrokarbon tidak jenuh yang menjadi salah satu bahan baku utama dalam industri petrokimia, diantaranya propilen oksida dalam industri propilen glikol, isopropanol dalam industri farmasi, dan utamanya polipropilen dalam industri plastik. Pabrik Propilen yang dirancang dengan kapasitas 300.000 ton/tahun menggunakan bahan baku propana yang diperoleh dari PT. Pertamina Balongan. Lokasi pabrik didirikan di kawasan industri Balongan, Jawa Barat. Perusahaan akan didirikan dengan bentuk badan hukum Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan 167 orang. Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam setahun dengan proses produksi selama 24 jam/hari dan berdiri di atas tanah seluas 42.205 m². Proses produksi propilen berlangsung melalui reaksi dehidrogenasi propana didalam Reaktor Fixed Bed Multitube dalam fasa gas dengan katalis Al₂O₃. Reaksi beroperasi secara endotermis dengan suhu umpan masuk 600 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi ini memiliki nilai konversi sebesar 80% dengan hasil produk yang dihasilkan memiliki kemurnian 99,5%. Utilitas yang diperlukan pabrik propilen ini berupa air sebanyak 246.455,16 kg/jam yang dibeli dari PT. Tirta Darma Ayu, Indramayu, Jawa Barat. Selain itu, pabrik propilen ini juga membutuhkan Daya listrik sebesar 937,89 kWh dari PLN dan cadangan listrik digunakan generator dengan daya 1.000 kWh. Bahan bakar untuk generator sebesar 134,71 kg/jam dan kebutuhan udara tekan sebesar 48 m³/jam. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi pabrik propilen menunjukkan nilai keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 384.400.091.153 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 288.300.068.365. Berdasarkan analisis kelayakan ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 82,11% dan setelah pajak 62,23%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,12 tahun dan setelah pajak 1,45 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 54,03% serta *Shut Down Point* (SDP) sebesar 48,40%. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) terhitung sebesar 17,09%. Dari data Analisa kelayakan tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik ini memiliki keuntungan dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci : Dehidrogenasi Propana, Polipropilen, Propana, Propilen, Reaktor Fixed Bed Multitube.

ABSTRACT

Propylene is a commonly-used unsaturated hydrocarbon for raw material in various petrochemical plants involve propylene oxide plant for propylene glycol, isopropanol plant for pharmacy, and especially polypropylene plant for plastic production. Propylene plant which use propane as raw material is designed by 300,000 tons/year capacity. using propane raw material obtained from PT. Pertamina Balongan. Propylene plant will be located in Balongan industrial area, West Java. The company will be established in the form of a Limited Liability Company (PT) which empowered by 167 employees. This plant operates in 330 days a year, with a production process of 24 hours/day annually which stands on 42,205 m² land area. Production of propylene in this plant uses dehydrogenation path in the Fixed Bed Multitube Reactor which take Al₂O₃ as catalyst. The reaction operates endothermic with at 600 °C and a pressure of 1 atm and a converts of 80% propane feed to propylene. Propylene production at final purification reaches 99.5% purity. Utility which required at this plant are 246,455.16 kg/hour purchased from PT. Tirta Darma Ayu, Indramayu, West Java. This plant required electric power is 937.89 kWh from PLN and for the electricity backup a generator with a power of 1,000 kWh is used. The fuel for the generator is 134.71 kg/hour and the compressed air requirement is 48 m³/hour. Based on the results of the economic evaluation of the propylene factory, it shows a profit before tax of Rp. 384,400,091,153 and profit after tax of Rp. 288,300,068,365. Based on the economic feasibility analysis of this factory, the Percent Return on Investment (ROI) before tax is 82.11% and after tax is 62.23%. Pay Out Time (POT) before tax is 1.12 years and after tax is 1.45 years. Break Even Point (BEP) was 54.03% and Shut Down Point (SDP) was 48.40%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is calculated at 17.09%. From the feasibility analysis data, it can be concluded that this factory has advantages and deserves of further study.

Keywords : Dehydrogenation of Propane, Polypropylene, Propane, Propylene, Multitube Fixed Bed Reactor.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Propilen adalah salah satu bahan baku di berbagai industri, seperti dalam produksi *polypropylene* (yang digunakan sebagai bahan pembuatan plastik), alkilonitril (yang dapat diubah menjadi serat akrilik), propilen oksida (yang kemudian masuk ke resin *polyurethane* dan *propylene glycol*), isopropanol (yang digunakan sebagai bahan produksi *acetone*, *iso-propylamine* dan isopropil asetat), okso alkohol (yang digunakan dalam peliat *polyvinyl chloride*), kumena (yang digunakan untuk membuat resin *epoxy* dan *polycarbonate*), dan *isopropyl alcohol* (yang digunakan sebagai pelarut). Indonesia masih membutuhkan propilen yang cukup besar walaupun sudah ada beberapa pabrik penghasil propilen yang gendir. Melihat besarnya potensi pasar propilen di Indonesia, maka direncanakan untuk membangun pabrik propilen baru di Indonesia untuk memenuhi permintaan pasar domestik.

Propilen merupakan gas yang tidak berwarna, dan juga dapat larut dalam alkohol dan eter namun sedikit larut di dalam air. Propilen dapat diproduksi dari *crude oil/residual oil cracking*, *etanol dehydration*, *syngas*, *dehydrogenation of paraffin* dan lainnya.

Propilen mempunyai rumus kimia $\text{CH}_3\text{CH}=\text{CH}_2$ adalah senyawa hidrokarbon yang berbentuk gas pada suhu dan tekanannya normal. Oleh karena itu, untuk mempermudah penyimpanan. diberikan tekanan untuk mengubah propilen tersebut menjadi cair. Propilen dalam bentuk cair memiliki *specific gravity* sekitar 0,5139. Propilen ini sangat mudah meledak dan mudah terbakar.

Propilen juga biasa dikenal dengan metiletilena atau propena adalah senyawa organik tak jenuh dan salah satu komoditas utama industri petrokimia. Propilen juga merupakan salah satu bahan kimia yang diproduksi dengan volume tertinggi di dunia.

1.2. Kapasitas Rancangan

Dalam prarancangan pabrik ini, salah satu yang di perhatikan adalah dalam menentukan jumlah kapasitas suatu pabrik propilen. Pemilihan kapasitas pabrik propilen ini dilakukan dengan cara menentukan berdasarkan jumlah kebutuhan impor dan ekspor yang ada di Indonesia. Angka kebutuhan impor dan ekspor tersebut diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) seperti pada tabel 1.1

1.2.1 Penentuan Kapasitas Produksi

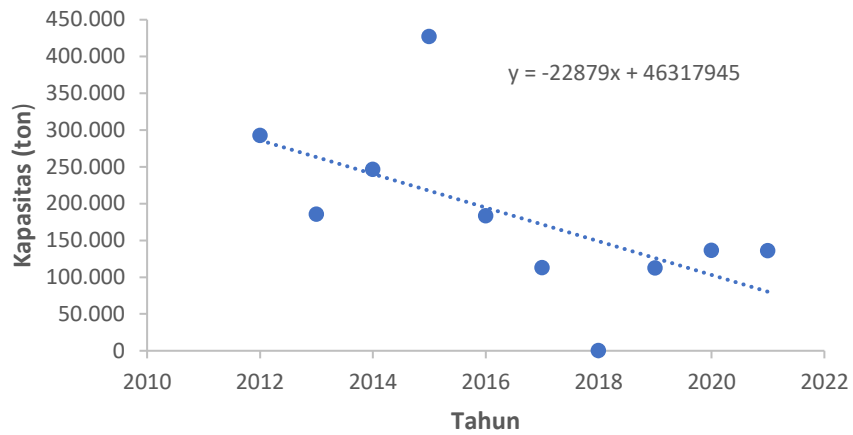
Penentuan kapasitas produksi ditentukan melalui pertimbangan berikut ini :

1. Prediksi kebutuhan propilen di Indonesia

Berdasarkan data impor yang dapat diperoleh dari (BPS) dapat dilihat bahwa kebutuhan impor propilen di Indonesia masih tergolong cukup tinggi sedangkan untuk ekspor propilen cenderung mengalami penurunan. Hal ini dapat dilihat pada Tabel 1.1 tentang data kebutuhan impor dan ekspor propilen dari tahun 2012-2021.

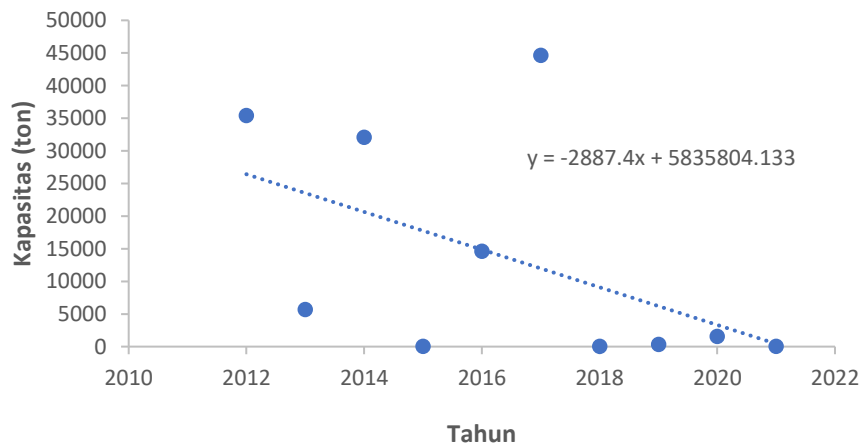
Tabel 1.1 Data kebutuhan impor dan ekspor propilen dari tahun 2012-2021 (BPS,2022)

Tahun	Data Impor Propilen (ton/tahun)	Data ekspor Propilen (ton/tahun)
2012	292.383	35.415
2013	185.558	5.678
2014	246.335	32.077
2015	427.022	0
2016	183.284	14.602
2017	112.768	44.630
2018	0	0
2019	112.498	310
2020	136.277	1.534
2021	135.801	15



Gambar 1.1 Grafik Impor Propilen (ton/tahun) dari tahun 2012-2021

Pada gambar 1.1 diperoleh persamaan garis regresi linear $y = -22.879x + 46.317.945$, sehingga proyeksi impor propilen di tahun 2027 adalah 0 ton.



Gambar 1.2 Grafik Ekspor Propilen (ton/tahun) dari tahun 2012-2021

Pada gambar 1.2 diperoleh persamaan garis regresi linear $y = -2.887,4x + 5.835.804,133$, sehingga proyeksi ekspor propilen di tahun 2027 adalah 0 ton.

Selain itu, perhitungan kapasitas juga melihat proyeksi konsumsi. Pada tabel 1.2 disajikan data proyeksi konsumsi propilen tahun 2018-2027. kenaikan konsumsi

propilen setiap tahunnya adalah 2,5%. Rumus perhitungan kapasitas konsumsi adalah sebagai berikut :

$$P_t = P_o (1 + r)^n$$

P_t = Jumlah konsumsi pada tahun mendatang

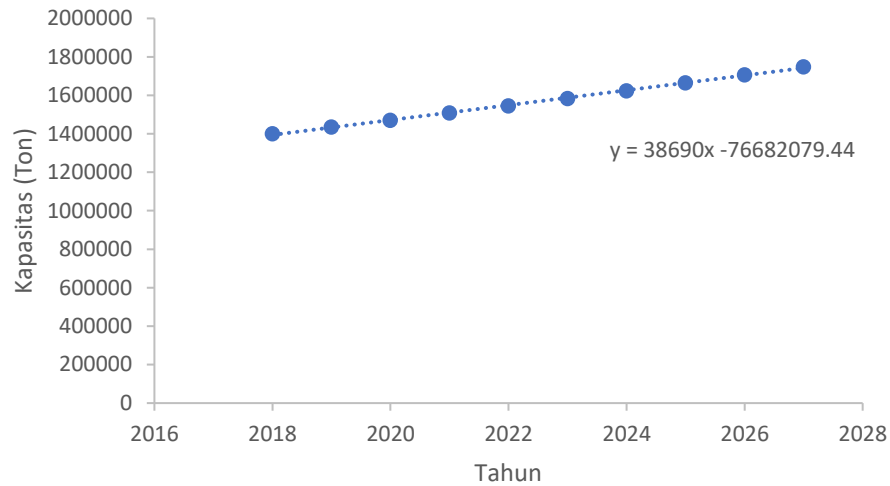
P_o = Jumlah konsumsi pada tahun 2018

r = Rata-rata pertumbuhan konsumsi

n = proyeksi untuk n tahun mendatang

Tabel 1.2 Data Proyeksi Konsumsi Propilen dari tahun 2018-2027 (Comtrade.un.org,2022)

Tahun	Konsumsi (Ton/Tahun)
2018	1.400.000
2019	1.435.000
2020	1.470.875
2021	1.507.646,875
2022	1.545.338,047
2023	1.583.971,498
2024	1.623.570,785
2025	1.664.160,055
2026	1.705.764,057
2027	1.748.408,158



Gambar 1.3 Grafik Proyeksi Konsumsi Propilen (ton/tahun) dari tahun 2018-2027)

Sehingga diperoleh data pada tahun 2027 kebutuhan konsumsi propilen Indonesia sebesar 1.748.408 ton. Dalam penentuan kapasitas pabrik digunakan metode *supply and demand*, sehingga diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Supply} &= \text{Produksi} + \text{Impor} = 1.090.000 \text{ ton} + 0 \text{ ton} \\ &= 1.090.000 \text{ Ton} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Demand} &= \text{Konsumsi} + \text{Ekspor} = 1.748.408 \text{ ton} + 0 \text{ ton} \\ &= 1.748.408 \text{ Ton} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{supply} = 1.748.408 \text{ ton} - 1.090.000 \text{ ton} \\ &= 658.408 \text{ Ton} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 40\% \text{ dari peluang} \\ &= 40\% \times 658.408 \text{ ton} \\ &= 263.363,2632 \text{ Ton} \end{aligned}$$

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan Baku yang digunakan dalam pembuatan propilen adalah propana yang diperoleh dari PT. Pertamina (Persero) yang telah memproduksi gas propana sebesar 4.100.000 ton pada tahun 2021.

1.2.3 Kebutuhan Produk

Di Indonesia propilen saat ini sudah dapat diproduksi oleh tiga perusahaan yaitu PT. Pertamina (Persero), PT. Polytama Propindo, dan PT. Candra asri Petrochemical Tbk. Indonesia masih melakukan impor propilen. Pada tabel 1.3 menyajikan data pabrik produksi propilen di Indonesia

Tabel 1.3 Produksi Propilen

Nama Perusahaan	Lokasi Pabrik	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
PT. Pertamina (Persero)	Balongan	300.000
PT. Polytama Propindo	Indramayu	300.000
PT. Candra asri Petrochemical Tbk	Cilegon	490.000
Total Kapasitas		1.090.000

(Annual Report Candra Asri, Polytama Propindo, dan Pertamina, 2021)

Berdasarkan analisa diatas, maka kapasitas produksi yang dipilih sebesar 300.000 ton/tahun. Dengan demikian diharapkan dapat memenuhi kebutuhan propilen dalam negeri sehingga dapat mengurangi kebutuhan impor propilen.

1.3. Tinjauan Pustaka

Terdapat beberapa proses yang dapat di tempuh guna menghasilkan propilen. Proses tersebut meliputi *steam cracking*, *fluidized catalytic cracking*, dan *Propane Dehydrogeation*. Jika ditinjau proses-proses tersebut memiliki perbedaan satu sama lainnya. Salah satu perbedaan yang mencolok tersebut adalah bahan baku yang digunakan untuk menghasilkan propilen.

a. *Steam Cracking*

Steam cracking adalah proses di industri petrokimia dimana hidrokarbon jenuh di pecah menjadi hidrokarbon lebih kecil. Ini merupakan 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 dalam menghasilkan produk seperti etilen, propilen dan butadiene (Chauvel,1989).

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 endotermis. Kesetimbangan panas diperoleh oleh pembakaran katalis-kokas disimpan di *regenerator*. Secara umum, semua reaksi *cracking* dicirikan oleh produksi jumlah yang cukup banyak akan *olefin*. hasil Propilen dari unit FCC adalah fungsi dari parameter berikut : kapasitas proses unit FCC, jenis bahan baku, suhu keluar *riser reactor*, dan jenis katalis cair dan zat aditif (AIDIC,2012).

c. *Propane Dehydrogeation*

Reaksi dehidrogenasi propana bersifat sangat endotermis sehingga kondisi operasi berlangsung pada suhu tinggi dan tekanan rendah sehingga di perlukan pemanasan

dari luar yaitu dengan mengalirkan udara panas kedalam reaktor. Proses dehidrogenasi ini dilakukan didalam *reactor fixed bed catalyst* dengan menggunakan katalis chromia alumina pada temperature 574° -648 °C dan tekanan 0,1-0,3 atm *gauge*. Kemudian hasil pokok *propylene* diperoleh dengan melakukan permurnian pada Menara Fraksinasi, karena juga menghasilkan C, CH₄, C₂H₄, C₂H₆. Pada proses komersial dehidrogenasi propana menjadi propilen berbasis pada sistem reactor adiabatik yaitu (Chauvel,1989).

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 reactor isothermal yaitu (Chauvel,1983).

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

Tabel 1.4 Perbandingan Proses Komersial Dehidrogenasi Propana Menjadi Propilen

Proses	Linsensor	Tipe Reaktor	Katalis	Kondisi Operasi
Catofin	ABB lummus	Fixed bed	Cr ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃	T= 560-620° C P= >0,5 atm
FBD	UOP	Fluidized bed	Cr ₂ O ₃ /Al ₂ O ₃	T= 540-590° C P= 1 atm
Oleflex	Snamprogetti-yarsintez	Moving Bed	Pt/ Al ₂ O ₃	T= 550-650° C P= 1 atm

(Chauvel,1989)

Tabel 1.5 Perbandingan proses pada tiap jenis proses

Proses	Kelebihan	Kekurangan
Steam Cracking	- Sudah populer digunakan - Bahan baku lebih variatif - Investasi sedang	- Memerlukan uap - Yield masih rendah
FCC	-Investasi sedang -Yield sedang	- Menggunakan regenerator katalis - Memerlukan uap

		- Perlu mengurangi hydrogen dan sulfur pada bahan baku
Dehidrogenasi Propana	- konsumsi bahan baku rendah karena selektivitas tinggi - tekanan dan temperature rendah - Konversi tinggi	-Biaya investasi tinggi -Belum populer digunakan - Produksi di dunia masih sedikit

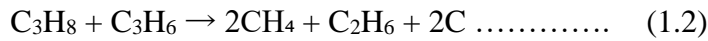
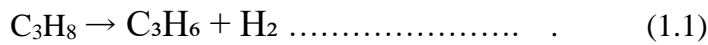
Berdasarkan uraian beberapa metode di atas dan teknologi proses pembuatan propilen, maka proses yang sesuai untuk prancangan pabrik propilen ini adalah dengan proses Dehidrogenasi Catofin karena memiliki beberapa keunggulan yaitu:

1. Konsumsi bahan baku rendah karena selektifitas tinggi
2. Konversi yang tinggi
3. Tekanan dan temperature rendah
4. Penurunan selektifitas rendah dari thermal cracking karena rendahnya waktu tinggal pada temperatur tinggi
5. Rendahnya pembentukan coke yang memmaksimalkan pemanfaatan bahan
6. Toleransi terhadap pengotor umpan seperti C4 tinggi
7. Tidak ada halida/ klorin yang di butuhkan untuk pendinginan
8. Tidak ada katalis yang hilang
9. Tidak ada resirkulasi hydrogen
10. Injeksi sukfur rendah
11. Teknologi dengan investasi yang rendah dan berskala ekonomi
12. Reaksi dapat dipercaya dan sempurna dengan high on stream serta disain yang berwawasan lingkungan.

(ABB Lummus-Technology,2014)

1.4. Tinjauan Kinetika

Persamaan kinetika reaksi untuk reaksi dehidrogenasi propana adalah (Lee, 2016) :



Orde reaksi adalah orde satu

$$-r_a = k \cdot C_A$$

k = konstanta laju reaksi ($m^3/kg.s$)

C_A = konsentrasi parsial gas propana ($kmol/m^3$)

T = Temperatur (K)

Dengan nilai k sebagai berikut :

$$k_1 = 3,126 \times 10^7 \exp \frac{-47100}{RT}$$

$$k_2 = 9,498 \times 10^5 \exp \frac{-47800}{RT}$$

1.5. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika berfungsi untuk penentuan sifat reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis. Secara termodinamika reaksi dapat dilihat dari harga entalpi, energi gibbs dan konstanta kesetimbangannya. Diketahui pada temperature 298 K :

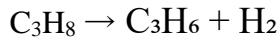
Tabel 1.6 harga delta H°f dan delta G°f masing-masing komponen (yaws,1999).

Komponen	ΔH°_f (kJ/mol)	ΔG°_f (kJ/mol)
C ₂ H ₆	-84,68	-32,93
C ₃ H ₈	-103,85	-23,47
C ₄ H ₁₀	-126,15	-17,15
C ₃ H ₆	20,42	62,72
H ₂	0	0
CH ₄	-74,85	-50,84

Jika $\Delta H = (-)$ maka reaksi bersifat eksotermis

Jika $\Delta H = (+)$ maka reaksi bersifat endotermis

Nilai ΔH°_r dan ΔG°_r pada persamaan ini adalah :



Berdasarkan data diatas maka dapat dihitung panas pembentukan standar (ΔH°_{r298}) :

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_{r298} &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H^\circ_{f(\text{C}_3\text{H}_6)} + \Delta H^\circ_{f(\text{H}_2)}) - (\Delta H^\circ_{f(\text{C}_3\text{H}_8)}) \\ &= (20,42 \text{ kJ/mol} + 0 \text{ kJ/mol}) - (-103,85 \text{ kJ/mol}) \\ &= 124,27 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Nilai ΔH°_r yang diperoleh bernilai positif, maka reaksi bersifat endotermis.

Untuk menghitung energi bebas gibbs ditujukan untuk mengetahui arah reaksi kimia terjadi, apakah reaksi Propilen ini merupakan reaksi yang berjalan secara spontan atau tidak spontan. Reaksi kimia yang berjalan secara tidak spontan berarti reaksi tersebut membutuhkan energi tambahan yang berasal dari luar sistem, ditandai dengan nilai gibbs nya bernilai ($\Delta G^\circ > 0$). Sedangkan reaksi kimia yang berjalan secara spontan berarti reaksi tersebut dapat terjadi langsung tanpa diperlukan energi tambahan dari luar sistem, dan ditandai dengan nilai gibbs bernilai ($\Delta G^\circ < 0$). nilai energi gibbs diperlukan saat menghitung nilai tetapan kesetimbangan. Nilai energi gibbs untuk reaksi tersebut :

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_{r298} &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^\circ_{f(\text{C}_3\text{H}_6)} + \Delta G^\circ_{f(\text{H}_2)}) - (\Delta G^\circ_{f(\text{C}_3\text{H}_8)}) \\ &= (62,72 \text{ kJ/mol} + 0 \text{ kJ/mol}) - (-23,47 \text{ kJ/mol}) \\ &= 86,19 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Nilai ΔG°_r yang diperoleh bernilai positif, maka reaksi proses ini tidak spontan dan membutuhkan energi dalam proses pereaksiannya.

Untuk mengetahui reaksi *reversible* atau *irreversible*, maka harus dihitung harga tetapan kesetimbangan (K). Nilai tetapan kesetimbangan menurut smith van ness (2001), dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

Harga tetapan konstanta kesetimbangan (K) dapat ditinjau melalui persamaan gibbs :

$$\Delta G^\circ_r = - RT \ln K \dots\dots\dots (1.3)$$

Dimana, ΔG°_r = Energi Gibbs standart (kJ/mol)

R = tetapan gas ideal

K = konstanta kesetimbangan

$$\Delta G^\circ_r = - RT \ln K \dots\dots\dots (1.4)$$

$$86.190 \text{ J/mol} = - 8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K} \times \ln K$$

$$\ln K = - 34,78809$$

$$K = 7,7934 \times 10^{-16}$$

Melalui persamaan van ness, besarnya konstanta kesetimbangan dapat diperoleh melalui rumus :

$$\ln \frac{K}{K_{298}} = - \frac{\Delta H_{298}}{R} \times \left(\frac{1}{T_r} - \frac{1}{T_{298}} \right)$$

$$\ln \frac{K}{7,7934 \times 10^{-16}} = - \frac{124.270 \frac{J}{mol.K}}{8,314 \frac{J}{mol.K}} \times \left(\frac{1}{873} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K}{7,7934 \times 10^{-16}} = 33,0364684$$

$$\frac{K}{7,7934 \times 10^{-16}} = 2,2261 \times 10^{14}$$

$$K = 1,73 \times 10^{-1}$$

Karena nilai $K < 1$, maka reaksi yang berlangsung adalah irreversible.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku

No	Spesifikasi	Bahan Baku		
		Propana	Etana	Butana
1.	Rumus Molekul	C ₃ H ₈	C ₂ H ₆	C ₄ H ₁₀
2.	Fase	Gas	Gas	Gas
3.	Berat Molekul	44,11 g/mol	30,08 g/mol	58,14 g/mol
4.	Titik Didih	-42,1 °C	-89 °C	-0,5 °C
5.	Titik Beku	-187,69 °C	-182,8 °C	-138 °C
6.	Densitas	1,6	1,1	2,1
7.	Temperatur Kritis	96,8 °C	32,35 °C	152,4 °C
8.	Kelarutan	40 dalam 100 gram air	47 dalam 100 gram air	6,1 dalam 100 gram air
9.	Spesifik Gravity	1,5219	1,0378	2,0061
10.	Tekanan Kritis	41,9 atm	48,1 atm	36 atm
11.	Kemurnian	95 %	2,5 %	2,5 %
12.	Sumber	(MSDS, Praxair,2016)	(MSDS, Praxair,2015)	(MSDS, Praxair,2015)

a. Sifat Kimia Propana

1. Reaksi monoklorinasi propana (Pengantian satu atom H oleh satu atom Cl)

Reaksi :



2. Reaksi dibrominasi propana (Pengantian dua atom H oleh dua atom Br)

Reaksi :



Keselamatan Bahan propana :

1. Pencegahan
 - a. Gunakan hanya di tempat terbuka atau area yang berventilasi baik.
 - b. Kenakan sarung tangan pelindung/pakaian pelindung/pelindung mata/pelindung wajah/pelindungan pendengaran.
 - c. Hindari menghirup kabut atau uap atau percikan.
 - d. Cuci bagian tubuh yang terkontaminasi segera setelah menanganinya.
2. Penyimpanan
 - a. Simpan di tempat yang berventilasi baik. Biarkan container tertutup rapat.
 - b. Simpan dengan tetap tertutup rapat.

b. Sifat Kimia etana

1. Bersifat mudah terbakar
2. Berbau khas
3. Tidak berwarna
4. Dapat menyebabkan iritasi

Keselamatan Bahan etana :

1. Pencegahan
 - a. Jauhkan dari panas/percikan/permukaan yang panas. Dilarang merokok.
 - b. Kenakan pakaian pelindung
 - c. Jangan menghirup zat/campuran.
2. Penyimpanan
 - a. Simpan ditempat terpisah jaga agar wadah tetap dingin dalam area yang berventilasi
 - b. Wadah harus tertutup dan bergesel sampai bahan siap digunakan
 - c. Hindari dari sumber penyalaan.

c. Sifat Kimia Butana

1. Bersifat mudah terbakar
2. Tidak berwarna
3. Mudah dicairkan

4. Dapat menguap cepat pada suhu kamar

Keselamatan Bahan Butana :

1. Pencegahan

- a. Jauhkan dari panas/percikan/permukaan yang panas. Dilarang merokok.
- b. Hindarkan pelepasan ke lingkungan.
- c. Kenakan sarung tangan pelindung/pakaian pelindung/pelindung mata/pelindung wajah/pelindungan pendengaran.
- d. Jangan menghirup debu/asap/gas/uap/semburan.
- e. Jangan disemprotkan pada nyala api terbuka atau sumber nyala lain.

2. Penyimpanan

- a. Simpan ditempat berventilasi baik. Jaga wadah tertutup rapat.
- b. Lindungi dari sinar matahari. Jangan terkena temperature melebihi 50 C
- c. Simpan ditempat terkunci

2.2. Spesifikasi Produk

Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Produk

No	Spesifikasi	Bahan Produk
		Propilen
1.	Rumus Molekul	C_3H_6
2.	Fase	Gas
3.	Berat Molekul	42,09 g/mol
4.	Titik Didih	-48 °C
5.	Titik Beku	-185,25 °C
6.	Densitas	1,5
7.	Temperatur kritis	91,8 °C
8.	Kelarutan	44,6 CC dalam air
9.	Spesifik Gravity	0,613
10.	Tekanan Kritis	45,4 atm

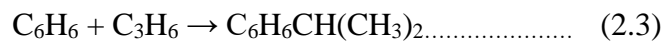
11.	Kemurnian	99,5 %
12.	Sumber	MSDS, Praxair,2015

a. Sifat Kimia Propilen

1. Alkilasi

Reaksi alkilasi terhadap benzene oleh propilen dengan adanya katalis $AlCl_3$ akan menghasilkan suatu alkil benzene

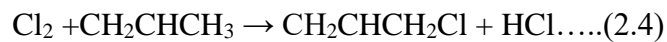
Reaksi :



2. Khlorinasi

Alkil klorida dapat dibuat dengan cara khlorinasi dan non katalitik terhadap propilen fase gas pada suhu $500\text{ }^\circ C$ dalam reactor adiabatic. Prinsip reaksi ini terdiri dari substitusi sebuah atom khlorinasi terhadap atom hydrogen pada propilen.

Reaksi :



Keselamatan Bahan Propilen :

1. Pencegahan

- a. Kenakan sarung tangan pelindung/pakaian pelindung/pelindung mata/pelindung wajah/pelindungan pendengaran.
- b. Jangan menghirup debu/asap/gas/uap/semburan.
- c. Lepaskan pakaian yang berkontaminasi dan cuci sebelum dipakai Kembali.

2. Penyimpanan

- a. Simpan ditempat berventilasi baik. Jaga wadah tertutup rapat.

2.3. Bahan Penunjang

Katalis

- Rumus Molekul : Al_2O_3
- Fungsi : meningkatkan laju reaksi
- Fase : Padat
- Berat Molekul : 101,96 g/mol
- Titik Didih : 2.980
- Titik Beku : 2.040
- Densitas : 4,265
- Temperatur kritis : 1 mmHg, at 20 °C
- Kelarutan : Tidak larut pada 20 °C
- Spesifik Gravity : 4,0
- Kemurnian : $\leq 60 \%$

(MSDS, TransTech,2014)

a. Sifat Kimia Alumina

1. Unsur yang sangat reaktif dan reduktor yang baik
2. Bereaksi dengan air dan melepaskan H_2 dan aluminium yang ulet dan menempel
3. Bersifat amfoter dan dapat larut dalam asam atau basa

Keselamatan Bahan Alumina :

1. Pencegahan

- a. Kenakan sarung tangan pelindung/pakaian pelindung/pelindung mata/pelindung wajah/pelindungan pendengaran.
- b. Jangan menghirup debu/asap/gas/uap/semburan.

2. Penyimpanan

- a. Simpan ditempat berventilasi baik. Jaga wadah tertutup rapat.
- b. Suhu penyimpanan yang direkomendasikan suhu 15-30 C.

2.4. Pengendalian Kualitas

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

2.4.1. Pengendalian Kualitas Bahan baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa etana, propana, butana, dan bahan pembantu seperti katalis alumina yang bertujuan untuk memproseskan bahan langsung dengan baik didalam pabrik. Pengujian yang akan dilakukan yaitu uji densitas, viskositas, volatilitas, kadar komposisi komponen, kemurnian bahan baku.

2.4.2. Pengendalian Kualitas Produk

Untuk mendapatkan mutu produk standar yang telah ditetapkan, maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengendalian proses yang ada dengan cara system control serta pengawasan sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui kualitas produk yang dihasilkan, maka diperlukan pengujian terhadap produk. Pengujian yang akan dilakukan yaitu uji viskositas, densitas, komposisi komponen dari produk, volatiltas dan kemurnian produk.

2.4.3. Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses bertujuan untuk menjaga kualitas produk, pengendalian dilakukan dari bahan baku, proses hingga menjadi produk. Instrument memiliki fungsi sebagai alat Analisa, alat kendali, dan alat pengukur. Pengendalian kualitas proses pabrik memiliki *system control*, diantaranya :

1. Alat Sistem control

- a. Sensor, alat ini digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Yang digunakan adalah manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *thermocouple* untuk sensor suhu.

- b. Controller dan *indicator*, meliputi diantaranya *Temperature controller*, *pressure controller*, *level controller*, dan *flow controller*.
- c. *Actuator*, alat ini digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan *variable controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

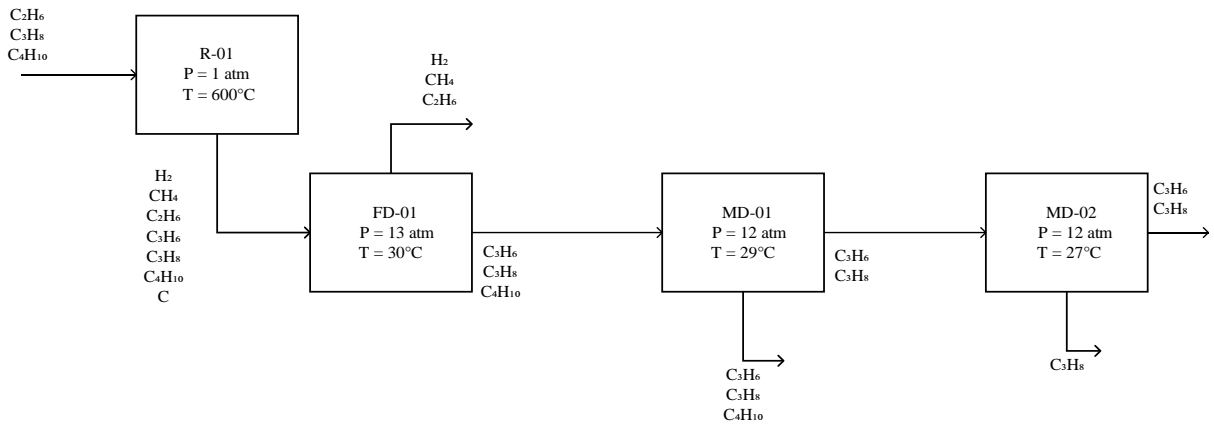
2. Aliran Sistem control

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

BAB III PERANCANGAN PROSES

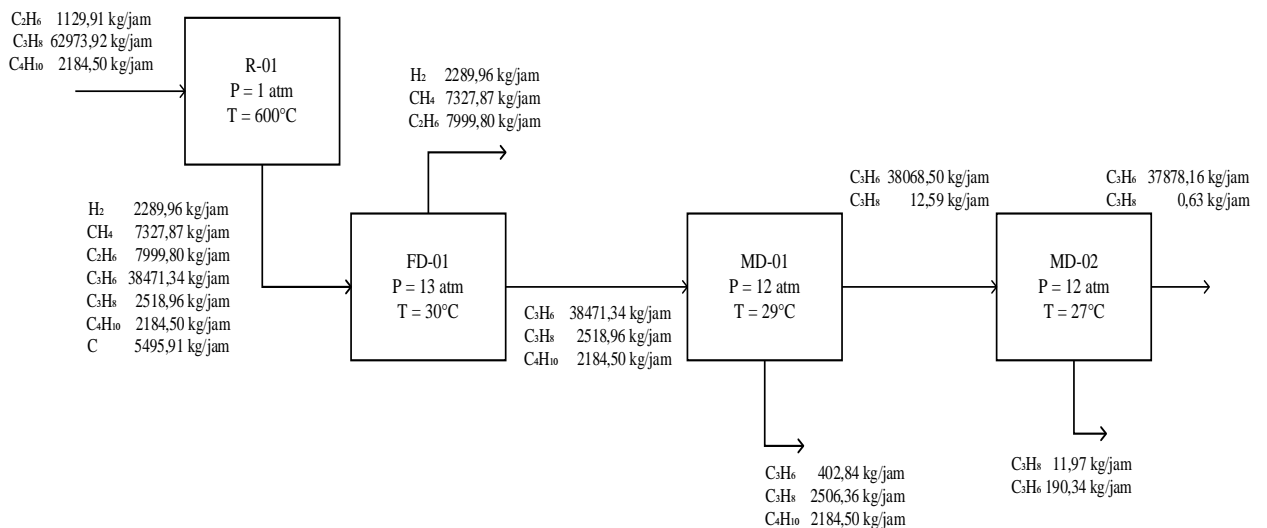
3.1 Diagram Alir Proses

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

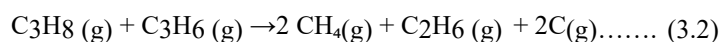
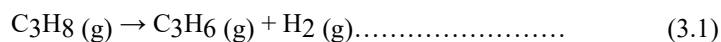
3.2 Uraian Proses

3.2.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Proses pembuatan propilen menggunakan bahan baku utama yaitu propana dengan kemurnian 95 % lalu menambahkan impuritas etana 2,5% dan butana 2,5 % dan disimpan pada keadaan cair jenuh di dalam *propane sphere storage* (T-01) dengan tekanan 12 atm dan suhu lingkungan 30°C. Di pompa (P-01) menuju *expansion valve* (EV-01) dengan tekanan umpan diturunkan dari 12 atm menjadi 1 atm sehingga propana cair jenuh akan terkondensasi menjadi gas. Kemudian umpan dipanaskan ke dalam furnace (F-01) hingga mencapai suhu 600 °C dan dialirkan menuju Reaktor (R-01).

3.2.2. Tahap Reaksi

Pada reaksi dehidrogenasi reaktor yang digunakan adalah reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-01) dengan katalis Cromina-Alumina ($\text{Cr}_2\text{O}_3/\text{Al}_2\text{O}_3$). 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 diperlukan panas untuk menjaga agar temperatur reaktor tetap stabil. Oleh karena itu digunakan pemanas yaitu steam superheated, suhu masuk sebesar 650°C. Steam dialirkan 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. Produk yang keluar dari R-01 berupa fase gas karena umpan terkonversi (80%) menjadi produk propilen dan beberapa produk samping lain yang terikut, produk keluar reaktor pada suhu 600°C yang bersifat endotermis dan menghasilkan banyak karbon.

3.2.3. Tahap Permurnian Produk

Aliran yang keluar reaktor berupa udara dihisap oleh *Blower* (BL-01) dan dialirkan menuju *Waste Heat Boiler* (WHB-01) untuk memanfaatkan sisa panas untuk membuat steam yang terjadi penurunan suhu 100°C kemudian produk dialirkan menuju *Compressor Multistage* (C-01) untuk menaikkan kembali tekanan hingga mencapai tekanan 13 atm agar gas dapat dialirkan dan dikendalikan. Setelah melewati *Compressor Multistage*, lalu dialirkan menuju kondensor parsial (CDP-01) untuk mendinginkan dan mengembunkan gas hingga mencapai suhu 30°C . setelah melewati kondensor parsial, produk masuk ke dalam Flash Drum (FD-01) dengan tekanan 13 atm. Di dalam flash drum terjadi pemisahan gas dan cairannya. Proses pemisahan terjadi karena mengalami penurunan tekanan dan akan menguap sejumlah tertentu sesuai dengan kesetimbangan uap-cairnya. Produk bawah berupa cairan yaitu propilen, propana dan butana, sedangkan produk atas berupa gas yaitu etana, hidrogen, dan Metana. Produk atas akan dialirkan ke Tangki Penyimpanan (T-02), sebelum menuju (T-02) produk di alirkan menuju *Compressor Multistage* (C-02) terlebih dahulu agar tekanan sesuai dengan kondisi Tangki Penyimpanan (T-02). Sedangkan produk bawah menuju Menara Distilasi (MD-01). MD-01 beroperasi pada suhu 29°C dan tekanan 12 atm. Umpan yang masuk berupa propilen, propana dan butana. Di dalam MD-01 terjadi pemisahan akibat perbedaan titik didih karena tekanan tinggi. Di produk atas komponen yang keluar adalah propilen dan propana yang terjadi pada suhu 27°C berupa fase uap yang kemudian dicairkan dengan cara didinginkan (*Cooling Water*) ke dalam kondensor dan untuk produk bawah komponen butana mengalami perpisahan secara keseluruhan dan hanya sebagian kecil propana dan propilen yang keluar. Pada Produk bawah terjadi pada suhu 47°C . Produk bawah yang berupa cairan dialirkan ke Tangki Penyimpanan samping (T-03), sedangkan untuk produk atas yang berupa komponen propilen dan propana akan dipisahkan lagi dengan Menara Distilasi Packing (MD-02).

MD-02 beroperasi pada suhu 27°C dan tekanan 12 atm. Umpan berupa propilen dan propana dan terjadi pemisahan diakibatkan perbedaan titik didih karena

tekanan tinggi. Propilen dan sebagian kecil propana terpisah sebagai produk atas, sedangkan propana masuk ke dalam produk bawah. Produk atas berupa fase uap yang kemudian dicairkan dengan cara didinginkan (*Cooling Water*) kedalam kondensor. Sedangkan produk bawah terjadi pada suhu 35°C yang berupa propana cair menuju ke unit UPL.

3.3 Spesifikasi Alat Proses

3.3.1. Spesifikasi Reaktor

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor (R-01)

Spesifikasi Reaktor (R-01)	
Fungsi	tempat terjadinya reaksi dehidrogenasi propana menjadi propilen.
Tipe	<i>Multitube fixed bed Reactor</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Katalis	Al ₂ O ₃
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	600 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Reaktor	
Diameter luar shell	2,29 m
Diameter luar Tube	0,06 m
Diameter dalam shell	2,17 m
Diameter dalam Tube	0,05 m
Tinggi Reaktor	7,77 m
Tebal Shell	0,19 in
Tebal Head	0,31 in
Tinggi Head	0,23 m
Volume Reaktor	26,95 m ³
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	105.600

3.3.2. Spesifikasi Flash Drum

Tabel 3.2 Spesifikasi Flash Drum (FD-01)

Spesifikasi Flash Drum (FD-01)	
Fungsi	memisahkan campuran antara gas dengan cairan hasil ekspansi yang keluar dari reaktor.
Tipe	silinder tegak, <i>Torispherical Dished Head</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	13 atm
Dimensi Flash Drum	
Tinggi	1,26 m
Tebal Shell	0,19 in
Tebal Head	0,19 in
Tinggi Head	0,21 m
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	11.300

3.3.3. Spesifikasi Menara Distilasi

Tabel 3.3 Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)

Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)	
Fungsi	memisahkan komponen butana sebagai keluaran bottom (residu) dengan propana propilen sebagai keluaran top (distilat)
Tipe	<i>Plate tower (sieve tray)</i> berbentuk <i>torispherical dishead</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	
Suhu Distilat (°C)	27 °C
Tekanan Distilat (atm)	12 atm
Suhu Feed (°C)	29 °C

Tekanan Feed (atm)	12 atm
Suhu Bottom (°C)	47 °C
Tekanan Bottom (atm)	12 atm
Dimensi Menara Distilasi	
Diameter	0,99 m
Tinggi	22,67 m
Tebal Shell	0,63 in
Tebal Head	0,88 in
Jumlah Plate	26 buah
Tebal Tray	0,01 m
Diameter Hole	0,20 in
Jumlah Hole	885 buah
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	11.059

3.3.4. Spesifikasi Menara Distilasi Packing

Tabel 3.4 Spesifikasi Menara Distilasi Packing (MD-02)

Spesifikasi Menara Distilasi Packing (MD-02)	
Fungsi	memisahkan propilen dari campuran propana dan propilen dengan umpan masuk
Tipe	<i>Plate packing</i> berbentuk <i>torispherical dishead</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	
Suhu Distilat (°C)	27 °C
Tekanan Distilat (atm)	12 atm
Suhu Feed (°C)	27 °C
Tekanan Feed (atm)	12 atm
Suhu Bottom (°C)	28 °C
Tekanan Bottom (atm)	12 atm
Dimensi Menara Distilasi Packing	
Diameter	0,85 m
Tinggi	60,95 m

Tebal Shell	1,38 in
Tebal Head	2,25 in
Jumlah Plate	107 buah
Tebal Tray	0,01 m
Jenis Packing	Raching Ring
Diameter Hole	0,20 in
Jumlah Hole	661 buah
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	52.680

3.3.5. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Tabel 3.5 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku (T-01)

Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku (T-01)	
Fungsi	menyimpan campuran gas propana yang akan digunakan pada proses pembuatan propilen sebelum dialirkan menuju reactor
Tipe	<i>Spherical Vessel</i> (Tangki Bola)
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	12 atm
Dimensi Tangki Penyimpanan Bahan Baku	
Volume Tangki	2157,39 m ³
Diameter Tangki	9,14 m
Tebal Shell Tangki	0,04 m
Waktu Tinggal	30 hari
Tinggi Tangki	9,23 m
Kapasitas	2261,66 bbl
Jumlah	6 buah
Harga (USD)	552.068

3.3.6. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping

Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping (T-02)

Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping (T-02)	
Fungsi	menyimpan campuran gas
Tipe	<i>Spherical Vessel</i> (Tangki Bola)
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	12 atm
Dimensi Tangki Penyimpanan Produk Samping	
Volume Tangki	3346,65 m ³
Diameter Tangki	10,36 m
Tebal Shell Tangki	0,05 m
Waktu Tinggal	30 hari
Tinggi Tangki	10,46 m
Kapasitas	3508,40 bbl
Jumlah	6 buah
Harga (USD)	702.270

Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping (T-03)

Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping (T-03)	
Fungsi	menyimpan hasil Bottom Produk dari Menara Distilasi 01
Tipe	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>conical roof</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	62 °C
Tekanan (atm)	15 atm
Dimensi Tangki Penyimpanan Produk Samping	

Volume Tangki	2321,02 m ³
Volume Cairan	3911,36 m ³
Tinggi Shell	12,80 m
Tinggi Head	1,44 m
Diameter Tangki	15,24 m
Tinggi Tangki	14,25 m
Tebal Shell	0,38 in
Tebal Head	0,63 in
Waktu Tinggal	30 hari
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	311.100

3.3.7. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk

Tabel 3.8 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk (T-04)

Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping (T-04)	
Fungsi	menyimpan hasil Bottom Produk dari Menara Distilasi 01
Tipe	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup horizontal lingkaran
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	27 °C
Tekanan (atm)	15 atm
Dimensi Tangki Penyimpanan Produk Samping	
Volume Tangki	4296,02 m ³
Volume Cairan	54435,31 m ³
Tinggi Shell	16,46 m
Tinggi Head	1,73 m
Diameter Tangki	18,29 m
Tinggi Tangki	18,29 m
Tebal Shell	0,63 in
Tebal Head	0,75 in

Waktu Tinggal	30 hari
Jumlah	16 buah
Harga (USD)	438.958

3.3.8. Spesifikasi Expansion Valve

Tabel 3.9 Spesifikasi Expansion Valve (EV-01)

Spesifikasi Expansion Valve (EV-01)	
Fungsi	menurunkan tekanan ke arus furnance (F-01) menuju reaktor fixed bed (R-01)
Tipe	<i>Globe Valve</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Kondisi Operasi	
Suhu masuk (°C)	30 °C
Suhu keluar (°C)	30 °C
Tekanan masuk (atm)	12 atm
Tekanan masuk (atm)	1 atm
Dimensi Expansion Valve	
ID	7,98 in
OD	8,63 in
a't	50 in ²
Kecepatan Fluida (V)	4,23 m/s
Debit	493,36 m ³ /jam
Power	14 HP
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	230

3.3.9. Spesifikasi Furnance

Tabel 3.10 Spesifikasi Furnance (F-01)

Spesifikasi Furnance (F-01)	
Fungsi	memanaskan suhu sebelum masuk reaktor fixed bed (R-01)

Tipe	<i>Firebox</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Kondisi Operasi	
Suhu masuk (°C)	30 °C
Suhu keluar (°C)	600 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Furnance	
Panjang	7,62 m
Lebar	3,66 m
Tinggi	5,08 m
Volume	141,58 m ³
Jumlah Pipa	49 buah
Radiant Section	50 buah
Convection Section	8 buah
Spesifikasi Stack	
ID	3 in
Tinggi	6,21 m
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	160.360

3.3.10. Spesifikasi Waste Heat Boiler

Tabel 3.11 Spesifikasi Waste Heat Boiler (WHB-01)

Spesifikasi Waste Heat Boiler (WHB-01)	
Fungsi	Memanfaatkan sisa panas untuk membuat steam terjadi penurunan suhu
Tipe	<i>Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Dimensi Waste Heat Boiler	
Luas Transfer Panas	134,81 m ²
Aliran Fluida Shell	Fluida Dingin
Aliran Fluida Tube	Fluida Panas
ID shell	23,25 in

ID Tube	0,62 in
OD Tube	0,75 in
Jumlah pipa	308 buah
Jumlah pass	4
Susunan pipa	Square Pitch
Panjang Tube	7,32 m
Beban Panas	19.938.070,48 Btu/jam
Heat Transfer Coefficient	
Ho	152,56 Btu/ft ² .jam.F
Hio	2.324,60 Btu/ft ² .jam.F
Uc	143,16 Btu/ft ² .jam.F
Ud	96,44 Btu/ft ² .jam.F
Rd	0,0034 Btu/ft ² .jam.F
Rd minimum	0,003 Btu/ft ² .jam.F
Pressure drop Shell	0,47 atm
Pressure drop Tube	0,35 atm
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	43.500

3.3.11. Spesifikasi Condensor Parsial

Tabel 3.12 Spesifikasi Condensor Parsial (CDP-01)

Spesifikasi Condensor Parsial (CDP-01)	
Fungsi	mendinginkan dan mengembunkan gas keluaran dari <i>Waste Heat Boiler</i> (WHB-01)
Tipe	<i>Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Dimensi Cooler	
Luas Transfer Panas	448,19 m ²
Aliran Fluida Shell	Fluida Panas
Aliran Fluida Tube	Fluida Dingin
ID shell	39 in
ID Tube	0,65 in

OD Tube	0,75 in
Jumlah pipa	1024 buah
Jumlah pass	39
Susunan pipa	Square Pitch
Panjang Tube	7,3152 m
Beban Panas	18.887.947,79 Btu/jam
Heat Transfer Coefficient	
Ho	115,51 Btu/ft ² .jam.F
Hio	3.066,02 Btu/ft ² .jam.F
Uc	111,31 Btu/ft ² .jam.F
Ud	72,62 Btu/ft ² .jam.F
Rd	0,004 Btu/ft ² .jam.F
Rd minimum	0,003 Btu/ft ² .jam.F
Pressure drop Shell	0,21 atm
Pressure drop Tube	0,18 atm
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	35.423

3.3.12. Spesifikasi *Compressor*

Tabel 3.13 Spesifikasi *Compressor* (C-01)

Spesifikasi <i>Compressor</i> (C-01)	
Fungsi	menaikkan tekanan gas dari reaktor (R-01) menuju flash drum (FD-01)
Tipe	<i>Centrifugal multistage</i>
Kondisi Operasi	
Suhu masuk (°C)	30 °C
Suhu Keluar (°C)	125 °C
Tekanan masuk (atm)	1 atm
Tekanan masuk (atm)	12 atm
Dimensi <i>Compressor</i>	
Jumlah Stage	3
Power	61 HP

Harga (USD)	31.839
--------------------	--------

Tabel 3.14 Spesifikasi *Compressor* (C-02)

Spesifikasi <i>Compressor</i> (C-02)	
Fungsi	menaikkan tekanan gas dari distilat flash drum menuju ke tangki penyimpanan (T-02)
Tipe	<i>Centrifugal multistage</i>
Kondisi Operasi	
Suhu masuk (°C)	30 °C
Suhu Keluar (°C)	78 °C
Tekanan masuk (atm)	1 atm
Tekanan keluar (atm)	10 atm
Dimensi <i>Compressor</i>	
Jumlah Stage	2
Power	6 HP
Harga (USD)	5.440

3.3.13. Spesifikasi Condensor

Tabel 3.15 Spesifikasi Condensor (CD-01)

Spesifikasi Condensor (CD-01)	
Fungsi	mengembunkan hasil uap atas Menara Distilasi (MD-01)
Tipe	<i>Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Dimensi Condensor	
Luas Transfer Panas	258,53 m ²
Aliran Fluida Shell	Fluida Panas
Aliran Fluida Tube	Fluida Dingin
ID shell	37 in
ID Tube	0,65 in
OD Tube	0,75 in
Jumlah pipa	886 buah

Jumlah pass	4
Susunan pipa	Square Pitch
Panjang Tube	4,88 m
Beban Panas	12.065.146,19 Btu/jam
Heat Transfer Coefficient	
Ho	107,09 Btu/ft ² .jam.F
Hio	279,04 Btu/ft ² .jam.F
Uc	77,39 Btu/ft ² .jam.F
Ud	49,10 Btu/ft ² .jam.F
Rd	0,007 Btu/ft ² .jam.F
Rd minimum	0,003 Btu/ft ² .jam.F
Pressure drop Shell	0,47 atm
Pressure drop Tube	0,35 atm
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	91.200

Tabel 3.16 Spesifikasi Condensor (CD-02)

Spesifikasi Condensor (CD-02)	
Fungsi	mengembunkan hasil uap atas Menara Distilasi (MD-02)
Tipe	<i>Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Dimensi Condensor	
Luas Transfer Panas	258,53 m ²
Aliran Fluida Shell	Fluida Panas
Aliran Fluida Tube	Fluida Dingin
ID shell	37 in
ID Tube	0,65 in
OD Tube	0,75 in
Jumlah pipa	886 buah
Jumlah pass	4
Susunan pipa	Square Pitch

Panjang Tube	4,88 m
Beban Panas	12.065.198,82 Btu/jam
Heat Transfer Coefficient	
Ho	104,41 Btu/ft ² .jam.F
Hio	279,04 Btu/ft ² .jam.F
Uc	75,98 Btu/ft ² .jam.F
Ud	49,34 Btu/ft ² .jam.F
Rd	0,007 Btu/ft ² .jam.F
Rd minimum	0,003 Btu/ft ² .jam.F
Pressure drop Shell	0,38 atm
Pressure drop Tube	0,35 atm
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	91.200

3.3.14. Spesifikasi Accumulator

Tabel 3.17 Spesifikasi Accumulator (ACC-01)

Spesifikasi Accumulator (ACC-01)	
Fungsi	Sebagai penampung arus keluar condensor pada Menara Distilasi (MD-01)
Tipe	Tangki Silinder Horizontal
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Dimensi Accumulator	
Volume Tangki	2.992,40 ft ³
Diameter Tangki	2,56 m
Panjang Tangki	15,36 m
Tebal Shell	0,03 m
Tebal Head	0,05 m
Tinggi Head	0,62 m
Panjang Tangki Total	16,60 m
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	23.829

Tabel 3.18 Spesifikasi Accumulator (ACC-02)

Spesifikasi Accumulator (ACC-02)	
Fungsi	Sebagai penampung arus keluar condensor pada Menara Distilasi Packing (MD-02)
Tipe	Tangki Silinder Horizontal
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Dimensi Accumulator	
Volume Tangki	2.683,27 ft ³
Diameter Tangki	2,47 m
Panjang Tangki	14,81 m
Tebal Shell	0,03 m
Tebal Head	0,05 m
Tinggi Head	0,61 m
Panjang Tangki Total	16,04 m
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	22.511

3.3.15. Spesifikasi Reboiler

Tabel 3.19 Spesifikasi Reboiler (RB-01)

Spesifikasi Reboiler (RB-01)	
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari MD-01 sebagai hasil bawah
Tipe	<i>Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Dimensi Reboiler	
Luas Transfer Panas	71,78 m ²
Aliran Fluida Shell	Fluida Dingin
Aliran Fluida Tube	Fluida Panas
ID shell	21,25 in
ID Tube	0,65 in

OD Tube	0,75 in
Jumlah pipa	246 buah
Jumlah pass	4
Susunan pipa	Square Pitch
Panjang Tube	4,88 m
Beban Panas	12.045.939,30 Btu/jam
Heat Transfer Coefficient	
Ho	1.109,64 Btu/ft ² .jam.F
Hio	332,09 Btu/ft ² .jam.F
Uc	255,59 Btu/ft ² .jam.F
Ud	91,39 Btu/ft ² .jam.F
Rd	0,007 Btu/ft ² .jam.F
Rd minimum	0,003 Btu/ft ² .jam.F
Pressure drop Shell	0,60 atm
Pressure drop Tube	0,25 atm
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	30.100

Tabel 3.20 Spesifikasi Reboiler (RB-02)

Spesifikasi Reboiler (RB-02)	
Fungsi	Menguapkan cairan yang keluar dari MD-02 sebagai hasil bawah
Tipe	<i>Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel</i>
Dimensi Reboiler	
Luas Transfer Panas	59,53 m ²
Aliran Fluida Shell	Fluida Dingin
Aliran Fluida Tube	Fluida Panas
ID shell	19,25 in
ID Tube	0,65 in
OD Tube	0,75 in
Jumlah pipa	204 buah

Jumlah pass	4
Susunan pipa	Square Pitch
Panjang Tube	4,88 m
Beban Panas	11.972.798,88 Btu/jam
Heat Transfer Coefficient	
Ho	3.043,31 Btu/ft ² .jam.F
Hio	365,30 Btu/ft ² .jam.F
Uc	326,15 Btu/ft ² .jam.F
Ud	91,04 Btu/ft ² .jam.F
Rd	0,008 Btu/ft ² .jam.F
Rd minimum	0,003 Btu/ft ² .jam.F
Pressure drop Shell	0,001 atm
Pressure drop Tube	0,005 atm
Jumlah	1 buah
Harga (USD)	27.500

3.3.16. Spesifikasi Pompa

Tabel 3.21 Spesifikasi Pompa (P-01)

Spesifikasi Pompa (P-01)	
Fungsi	mengalirkan Bahan Baku dari Tangki Penyimpanan Bahan Baku Menuju Furnance
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commersial Steel</i>
Dimensi Pompa	
Kapasitas	24,02 gal/min
Rate Volumetrik	0,05 ft ³ /s
Kecepatan aliran	1,61 ft/s
ID	2,47 in
OD	2,88 in
IPS	3 in
Flow area	4,79 in ²

Efisiensi Pompa	47 %
Power pompa	3,18 HP
Power motor	3,83 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	6.300

Tabel 3.22 Spesifikasi Pompa (P-02)

Spesifikasi Pompa (P-02)	
Fungsi	mengalirkan aliran keluar dari Condenser Parsial (CDP) menuju Flash Drum
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commersial Steel</i>
Dimensi Pompa	
Kapasitas	14,54 gal/min
Rate Volumetrik	0,03 ft ³ /s
Kecepatan aliran	1,39 ft/s
ID	2 in
OD	2,38 in
IPS	2 in
Flow area	3,35 in ²
Efisiensi Pompa	40%
Power pompa	2,69 HP
Power motor	3,29 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	4.900

Tabel 3.23 Spesifikasi Pompa (P-03)

Spesifikasi Pompa (P-03)	
Fungsi	mengalirkan cairan dari flash drum (FD-01) menuju menara distilasi (MD-01)
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>

Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commersial Steel</i>
Dimensi Pompa	
Kapasitas	13,06 gal/min
Rate Volumetrik	0,03 ft ³ /s
Kecepatan aliran	1,24 ft/s
ID	2,07 in
OD	2,38 in
IPS	2 in
Flow area	3,35 in ²
Efisiensi Pompa	40 %
Power pompa	2,41 HP
Power motor	2,94 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	4.900

Tabel 3.24 Spesifikasi Pompa (P-04)

Spesifikasi Pompa (P-04)	
Fungsi	mengalirkan cairan dari Accumulator (ACC-01) menuju Menara Packing (MD-02)
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commersial Steel</i>
Dimensi Pompa	
Kapasitas	114,03 gal/min
Rate Volumetrik	0,25 ft ³ /s
Kecepatan aliran	2,89 ft/s
ID	4,03 in
OD	4,50 in
IPS	4 in
Flow area	12,70 in ²
Efisiensi Pompa	77 %

Power pompa	7,18 HP
Power motor	8,35 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	7.500

Tabel 3.25 Spesifikasi Pompa (P-05)

Spesifikasi Pompa (P-05)	
Fungsi	mengalirkan cairan dari bottom menara Distilasi (MD-01) menuju Tangki Penyimpanan (T-03)
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Radial Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commersial Steel</i>
Dimensi Pompa	
Kapasitas	1,97 gal/min
Rate Volumetrik	0,00 ft ³ /s
Kecepatan aliran	0,73 ft/s
ID	1,05 in
OD	1,32 in
IPS	1 in
Flow area	0,86 in ²
Efisiensi Pompa	40 %
Power pompa	0,56 HP
Power motor	0,70 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	3.200

Tabel 3.26 Spesifikasi Pompa (P-06)

Spesifikasi Pompa (P-06)	
Fungsi	mengalirkan cairan dari Accumulator (ACC-02) menuju Tangki Penyimpanan (T-04)
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>

Bahan Kontruksi	<i>Commercial Steel</i>
Dimensi Pompa	
Kapasitas	102,76 gal/min
Rate Volumetrik	0,23 ft ³ /s
Kecepatan aliran	2,58 ft/s
ID	4,03 in
OD	4,50 in
IPS	4 in
Flow area	12,70 in ²
Efisiensi Pompa	70 %
Power pompa	6,95 HP
Power motor	8,18 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	7.500

Tabel 3.27 Spesifikasi Pompa (P-07)

Spesifikasi Pompa (P-07)	
Fungsi	mengalirkan air dari bottom menara packing (MD-02) menuju ke UPL
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Radial Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commercial Steel</i>
Dimensi Pompa	
Kapasitas	0,02 gal/min
Rate Volumetrik	0,00 ft ³ /s
Kecepatan aliran	0,00 ft/s
ID	1,05 in
OD	1,32 in
IPS	1 in
Flow area	0,86 in ²
Efisiensi Pompa	40 %
Power pompa	0,00 HP

Power motor	0,00 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	3.200

3.3.17. Spesifikasi Blower

Tabel 3.28 Spesifikasi Blower (BL-01)

Spesifikasi Blower (BL-01)	
Fungsi	Mengalirkan udara ke furnance
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Blower	
Power	10 HP
Harga (USD)	2.800

Tabel 3.29 Spesifikasi Blower (BL-02)

Spesifikasi Blower (BL-02)	
Fungsi	Mengalirkan udara ke Reaktor Fixed Bed Multitube
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Suhu (°C)	600 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Blower	
Power	30 HP
Harga (USD)	3.000

Tabel 3.30 Spesifikasi Blower (BL-03)

Spesifikasi Blower (BL-03)	
Fungsi	Mengalirkan udara ke Waste Heat Boiler
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Suhu (°C)	600 °C

Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Blower	
Power	30 HP
Harga (USD)	3.000

Tabel 3.31 Spesifikasi Blower (BL-04)

Spesifikasi Blower (BL-04)	
Fungsi	Mengalirkan udara ke Condensor Parsial
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Suhu (°C)	100 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Blower	
Power	15 HP
Harga (USD)	2.850

3.4 Neraca Massa

3.4.1. Neraca Massa Reaktor

Tabel 3.32 Neraca Massa Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-01)

Komponen	kg/jam	
	Input	Output
C ₂ H ₆	1.129,91	7.999,80
C ₃ H ₈	62.973,92	2.518,96
C ₄ H ₁₀	2.184,50	2.184,50
C ₃ H ₆		38.471,34
H ₂		2.289,96
CH ₄		7.327,87
Fcoke		5.495,91
Total	66.288,34	66.288,34

3.4.2. Neraca Massa Flash Drum

Tabel 3.33 Neraca Massa Flash Drum (FD-01)

Komponen	kg/jam		
	Input	Output (Bottom)	Output (Distilat)
C ₂ H ₆	7.999,80		7.999,80
C ₃ H ₈	2.518,96	2.518,96	
C ₄ H ₁₀	2.184,50	2.184,50	
C ₃ H ₆	38.471,34	38.471,34	
H ₂	2.289,96		2.289,96
CH ₄	7.327,87		7.327,87
Total	60.792,43	43.174,80	17.617,63
		60.792,43	

3.4.3. Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 3.34 Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	kg/jam		
	Input	Output (Bottom)	Output (Distilat)
C ₃ H ₆	38.471,34	402,84	38.068,50
C ₃ H ₈	2.518,96	2.506,36	12,59
C ₄ H ₁₀	2.184,50	2.184,50	
Total	43.174,80	5.093,71	38.081,10
		43.174,80	

3.4.4. Neraca Massa Menara Distilasi Packing

Tabel 3.35 Neraca Massa Menara Distilasi Packing (MD-02)

Komponen	kg/jam		
	Input	Output (Bottom)	Output (Distilat)
C ₃ H ₆	38.068,50	190,34	37.878,16
C ₃ H ₈	12,59	11,97	0,63
Total	38.081,10	202,31	37.878,79
		38.081,10	

3.5 Neraca Panas

3.5.1. Neraca Panas Reaktor

Tabel 3.36 Neraca Panas Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-01)

Komponen	KJ/jam	
	Input	Output
Q ₁ in	106.479.725,17	
Q ₂ Panas Reaksi		219.746.473,34
Q ₃ Out		113.336.997,84
Q pemanas	226.603.746,01	
Total	333.083.471,18	333.083.471,18

3.5.2. Neraca Panas Flash Drum

Tabel 3.37 Neraca Panas Flash Drum (FD-01)

Komponen	KJ/jam		
	Input	Output (Bottom)	Output (Distilat)
C ₂ H ₆	71.421,23		71.421,23
C ₃ H ₈	21.490,28	21.490,28	
C ₄ H ₁₀	19.054,33	19.054,33	
C ₃ H ₆	299.149,32	299.149,32	
H ₂	164.734,79		164.734,79
CH ₄	83.415,04		83.415,04
Total	659.264,97	339.693,92	319.571,05
		659.264,97	

3.5.3. Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 3.38 Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	KJ/jam	
	Input	Output
Feed	448.522,15	
Distilat		130.115,62
Bottom		298.142,26
Reboiler	12.709.140,37	
Condensor		12.729.404,64
Total	13.157.662,52	13.157.662,52

3.5.4. Neraca Panas Menara Distilasi Packing

Tabel 3.39 Neraca Panas Menara Distilasi Packing (MD-02)

Komponen	KJ/jam	
	Input	Output
Feed	227.684,30	
Distilat		130.115,62
Bottom		81,57
Reboiler	12.631.973,13	
Condensor		12.729.460,24
Total	12.859.657,43	12.859.657,43

3.6 Perencanaan Produksi

3.6.1. Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan Baku propilen diperoleh dari pabrik PT. Kilang Pertamina Internasional (KPI) RU VI Balongan, Indramayu- jawa barat.

Tabel 3.40 kebutuhan bahan baku

Komponen	Kebutuhan Bahan Baku (ton/tahun)	Ketersediaan Bahan Baku (ton/tahun)
Kebutuhan Propana	525.003,65	4.100.000

(Annual Report Pertamina, 2021)

Dari tabel diatas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku propilen aman untuk proses produksi dengan memenuhi kebutuhan pabrik.

3.6.2. Analisa Kebutuhan Alat 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 (Plant Location)

Penentuan lokasi dalam mendirikan pabrik adalah hal yang penting untuk dipertimbangkan. Tujuan ini menyangkut kelangsungan pabrik baik secara ekonomi maupun operasional mulai dari produksi, distribusi dan pemasaran. Ada beberapa aspek yang menjadi dalam penentuan dan pemilihan lokasi mendirikan pabrik yang diantaranya adalah ketersediaan bahan baku, transportasi, pemasaran, lingkungan disekitar pabrik, sarana di sekitar pabrik, dan sebagainya. Pabrik Propilen dengan kapasitas 300.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Kecamatan Gantar, Kabupaten Indramayu, Jawa Barat. Lokasi pabrik ini dapat dilihat pada Gambar 4.1.



Gambar 4.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik

4.1.1. Faktor Primer 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 :

a. Ketersediaan Bahan Baku

Sumber Penyediaan Bahan Baku merupakan salah satu factor penting yang mempengaruhi pemilihan lokasi suatu pabrik. Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik propilen didirikan dekat dengan penghasil bahan baku utama untuk produksi propilen. Bahan Baku untuk memproduksi propilen yang dibutuhkan adalah propana. Propana yang diperoleh dari PT. Kilang Pertamina Internasional (KPI) RU VI Balongan Indramayu, Jawa Barat.

b. Pemasaran Produk

Pemasaran Produk Propilen Sebagian besar adalah untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri yaitu industri pengguna Propilen yang terletak di Plaju, Anyer, Indramayu, 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 sehingga dapat menguntungkan untuk pemasaran Produk.

c. Utilitas

Utilitas adalah hal yang penting dalam proses produksi pabrik, karena sebagai sarana pendukung proses. Diantara sarana utilitas adalah air, listrik, bahan bakar, dan lain-lain. Oleh sebab itu, lokasi pabrik yang berdekatan dengan ketersediaan sarana utilitas sangat amat menguntungkan. Pada pabrik ini air dapat diperoleh dari PT. Tirta Darma Ayu. Sedangkan Kebutuhan listrik dapat diperoleh dari PLN.

d. Transportasi

Salah satu faktor penting yaitu transportasi untuk memilih lokasi pabrik karena memerlukan penyediaan bahan baku, pemasaran dan pengangkutan produk. Sarana Transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Untuk jalur transportasi laut pabrik yang kami dirikan menggunakan kapal tanker yang mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut. Maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran domestik.

e. Tenaga Kerja

Tenaga Kerja yang dibutuhkan meliputi tenaga kerja yang terdidik, terampil, maupun tenaga kerja kasar. Faktor tenaga kerja merupakan salah satu faktor yang penting dalam keberhasilan suatu perusahaan. Faktor yang mempengaruhi efisiensi kerja dan penekanan biaya produksi salah satunya tenaga kerja. Dengan adanya pendirian pabrik maka akan dapat menyerap tenaga kerja yang ada di lingkungan sekitar dan membentuk lapangan pekerjaan yang baru serta dapat membantu mengurangi jumlah pengangguran dan dapat menaikkan taraf hidup di daerah sekitar pabrik.

f. Keadaan Iklim dan Tanah

Lokasi Indramayu merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan temperature udara berkisar 22 °C - 33 °C untuk daerah ini belum pernah terjadi bencana alam yang berarti operasi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan lokasi Pabrik

Faktor Sekunder suatu pabrik yaitu faktor yang tidak terlalu berpengaruh besar terhadap jalannya produksi suatu pabrik, tetapi berpengaruh terhadap kelancaran dalam operasi pabrik. Faktor-faktor tersebut meliputi :

a. Perluasan Pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu lebih dari 10 tahun ke depan. Hal ini dilakukan untuk mengantisipasi meningkatnya permintaan produk yang dihasilkan. Maka dari itu, memilih lokasi dalam mendirikan pabrik harus berada di daerah yang memadai dan cukup. Dalam hal ini pemilihan lokasi pabrik berada di Indramayu masih memenuhi standar perluasan pabrik, karena Indramayu masih mempunyai lahan kosong yang luas.

b. Perizinan Tanah

Untuk saat ini di Indramayu banyak dijadikan sebagai daerah kawasan industri. Sehingga dapat mempermudah perizinan dalam pendirian industri pabrik.

c. Lingkungan Masyarakat

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan adanya pendirian industri pabrik. Dikarenakan adanya pendirian industri maka membuka lapangan pekerjaan yang meluas untuk masyarakat sekitar dan dapat meningkatkan perekonomian masyarakat secara menyeluruh.

d. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Lingkungan Prasarana dan Fasilitas Sosial yang dimaksud seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, Penyediaan Bengkel Industri, dan Fasilitas umum lainnya seperti rumah sakit, sekolah, bank dan sarana ibadah.

4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik atau plant layout merupakan tempat kedudukan dari keseluruhan bagian yang ada di pabrik. Tata letak pabrik berisi tempat perkantoran atau administrasi, tempat peralatan proses, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, tempat unit pendukung proses, fasilitas karyawan serta tempat lainnya yang mendukung keberlangsungan proses produksi pabrik. Dalam merancang tata letak pabrik haruslah dirancang dengan baik agar kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien dan optimal dari segi ekonomi, misalnya lalu lintas barang dan akses karyawan. Selain itu, faktor keamanan juga menjadi hal yang sangat penting oleh karena itu penempatan alat-alat produksi harus ditata sebaik mungkin agar keamanan dan kenyamanan karyawan selama bekerja dapat terjamin. Menurut Peter dan Timmerhaus tahun 2004 mengatakan bahwa perancangan tata letak pabrik yang baik memiliki beberapa keuntungan yaitu :

1. Mengurangi biaya produksi.
2. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses.
3. Meningkatkan keselamatan kerja.

4. Memberikan ruang gerak untuk mempermudah dalam perbaikan peralatan dan mesin ketika terjadi kerusakan.

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi beberapa bagian utama sebagai berikut.

4.2.1. Daerah Administrasi atau Perkantoran

Daerah perkantoran merupakan pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik, serta tempat yang mengurus urusan dengan pihak luar dan pihak dalam perusahaan sendiri. Daerah ini biasanya berada dibagian depan area pabrik.

4.2.2. Daerah Proses

Daerah proses merupakan tempat berlangsungnya kegiatan operasional produksi. Daerah ini meliputi tempat penyimpanan bahan baku dan produk, penempatan alat-alat proses dan ruang pengendalian (controll room). Daerah ini berada di tempat yang terpisah dengan daerah lainnya untuk tujuan keamanan.

4.2.3. Daerah Instalasi dan Utilitas

Daerah instalasi dan utilitas merupakan tempat yang menyediakan kebutuhan-kebutuhan penunjang proses, seperti kebutuhan air, steam pemanas, air pendingin, listrik dan bahan bakar.

4.2.4. Fasilitas Umum

Daerah ini merupakan pusat fasilitas umum yang dapat digunakan oleh karyawan meliputi perumahan/mess, poliklinik, tempat ibadah, kantin, taman dan sebagainya.

4.2.5. Daerah Keamanan

Daerah keamanan merupakan tempat untuk menyimpan alat-alat keamanan dalam rangka mengantisipasi dan meminimalisir dampak yang ditimbulkan apabila terjadi ledakan, asap, kebakaran, kebocoran gas beracun dan hal lainnya. Oleh karena itu, perlu disediakan alat pemadam kebakaran di beberapa titik yang berbahaya dan dapat memicu kebakaran.

4.2.6. Pengolahan Limbah

Dalam mendirikan suatu pabrik harus memperhatikan aspek kelestarian lingkungan. Oleh sebab itu perlu adanya tempat khusus yang dapat dipergunakan untuk tempat pengolahan limbah yang tidak mencemari atau merusak lingkungan sekitar.

Limbah hasil produksi dapat mengalami pengolahan dan pengujian yang lebih lanjut agar memastikan batas komponen yang berbahaya yang terkandung sehingga aman apabila dibuang ke lingkungan.

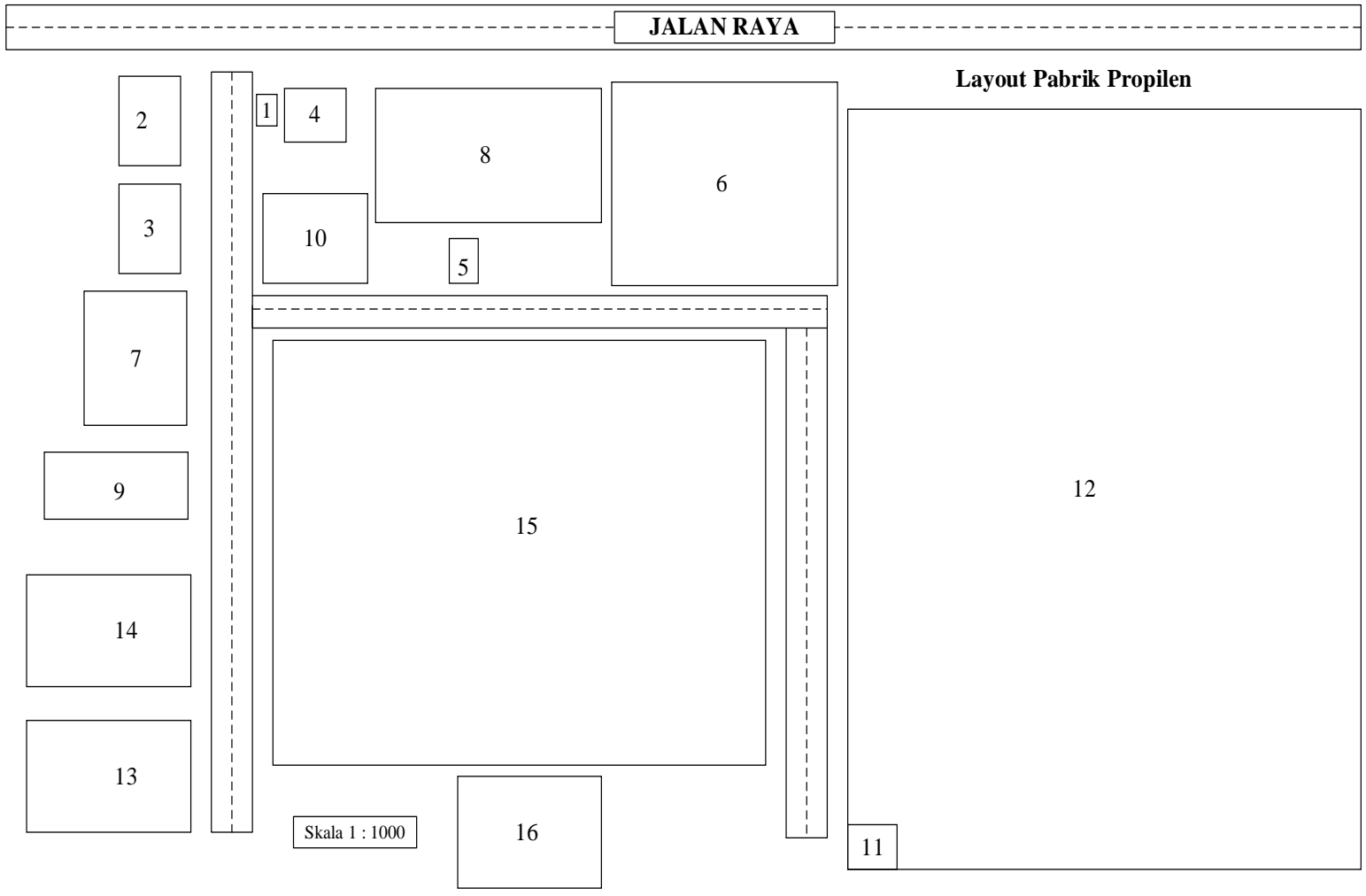
4.2.7. Perluasan

Dalam rangka mengantisipasi kemungkinan adanya peningkatan kapasitas produksi yang disebabkan oleh permintaan produk yang meningkat, perlu dipertimbangkan untuk menyediakan lahan kosong sebagai daerah perluasan pabrik apabila dibutuhkan di masa mendatang.

Rincian luas pabrik yang digunakan dapat dilihat pada Tabel 4.1 dan data tata letak pabrik (plant layout) dapat dilihat pada Gambar 4.2.

Tabel 4.1 Rencana Rincian Luas Tanah dan Bangunan

No	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	5	7	35
3	Parkir Utama	15	20	300
4	Masjid	15	12	180
5	Kantin	7	10	70
6	Laboratorium	55	45	2.475
7	Klinik	25	30	750
8	Kantor Utama	55	30	1.650
9	Unit Pemadam Kebakaran	35	20	700
10	Truk Pengangkut	25	20	500
11	Gudang/Tangki Produk	12	10	120
12	Area Proses	125	170	21.250
13	Area Kontrol Proses	40	20	800
14	Area Kontrol Utilitas	40	20	800
15	Utilitas	120	95	11.400
2	Taman	15	20	300
16	Daerah Perluasan	25	35	875
Luas Bangunan				41.030
Luas Tanah		614	564	42.205



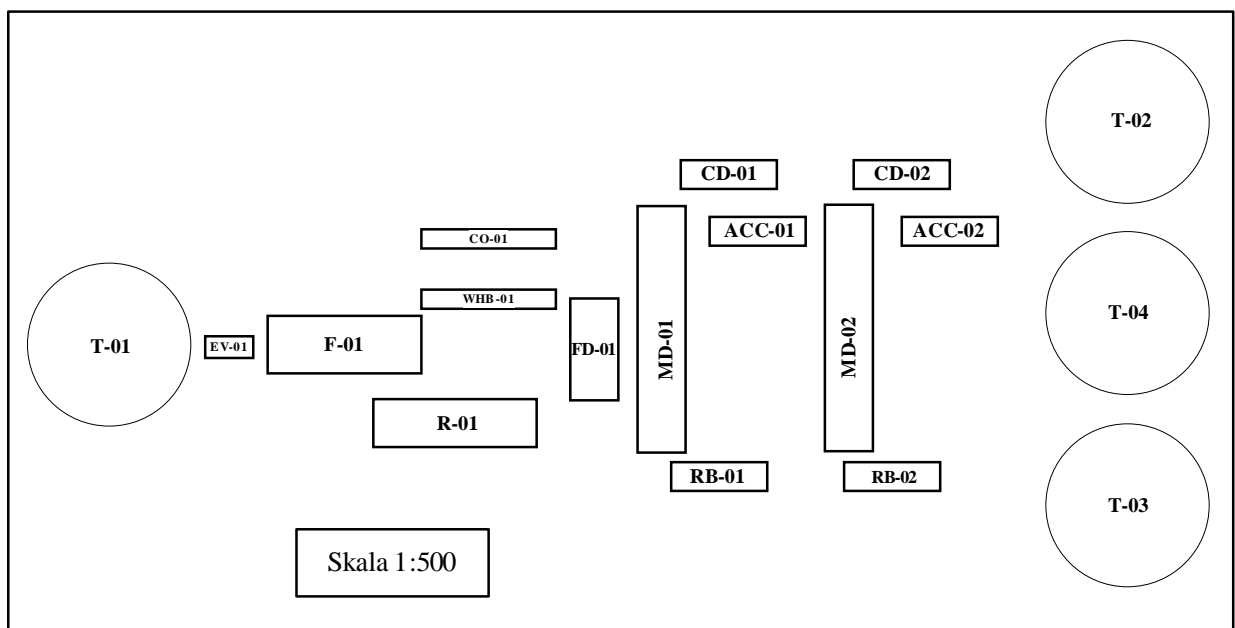
Gambar 4.2 Layout Pabrik Propilen

Keterangan :

- | | |
|-----------------|-----------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 9. Unit Pemadam Kebakaran |
| 2. Taman | 10. Parkir Truck Pengangkut |
| 3. Parkir Utama | 11. Gudang/Tangki Produk |
| 4. Masjid | 12. Area Proses |
| 5. Kantin | 13. Area Kontrol Proses |
| 6. Laboratorium | 14. Area Kontrol Utilitas |
| 7. Klinik | 15. Area Utilitas |
| 8. Kantor Utama | 16. Area Perluasan |

4.3 Tata Alat Proses (Machines Layout)

Tata letak alat proses atau machines layout merupakan pengaturan yang optimum terhadap alat-alat proses pabrik. Perancangan tata letak alat proses yang optimum dapat menguntungkan secara ekonomi karena dapat meminimalisir biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien. Selain itu, hal ini menjadi penting karena berkaitan dengan keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan selama bekerja. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam mengatur tata letak alat proses sebagai berikut.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

Keterangan :

- | | |
|----------------------------|--------------------------|
| 1. T = Tangki | 8. MD = Menara Distilasi |
| 2. EV = Expansion Valve | 9. CD = Condenser |
| 3. F = Furnance | 10. ACC = Accumulator |
| 4. R = Reaktor | 11. RB = Rehoiler |
| 5. WHB = Waste Heat Boiler | |
| 6. CDP = Condensor Parsial | |
| 7. FD = Flash Drum | |

4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikann keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan.

4.3.2. Perluasan dan Pengembangan Pabrik

Penempatan tata letak alat proses yang tepat dan dapat meminimalisir biaya operasi dan dapat menguntungkan secara ekonomi, tetapi tetap memprioritaskan aspek keselamatan dan keamanan.

4.3.3. Aliran Udara

Sirkulasi udara di dalam dan sekitar area proses harus dipastikan kelancarannya. Sirkulasi udara yang lancar diperlukan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu, arah hembusan angin juga perlu menjadi perhatian.

4.3.4. Pencahayaan

Pencahayaan atau penerangan di seluruh area pabrik harus memadai terutama pada malam hari karena pabrik bekerja selama 24 jam dalam sehari. Selain itu, pada tempat-tempat tertentu dimana terdapat alat-alat proses yang mempunyai risiko akan bahaya yang tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.

4.3.5. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan di area proses harus menjadi perhatian termasuk jarak antar alat, lebar jalan dan kemudahan akses bagi karyawan untuk mencapai alat-alat proses. Hal ini dilakukan agar apabila terjadi gangguan pada alat, karyawan dapat dengan cepat untuk 37 memperbaiki sehingga dapat meminimalisir potensi bahaya yang dapat ditimbulkan. Selain itu, jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat, kendaraan dan alat pemadam kebarakan dapat dengan mudah menjangkau alat tersebut.

4.3.6. Jarak Antar Alat Proses

Dalam mengatur tata letak alat proses, jarak antar alat proses harus diperhitungkan secara cermat, terutama pada alat-alat yang beroperasi pada suhu dan tekanan yang tinggi. Alat-alat tersebut harus ditempatkan di lokasi khusus yang terpisah dari alat-alat

proses yang lain. Hal ini bertujuan agar apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak langsung membahayakan alat-alat yang lain.

4.3.7. Pertimbangan Ekonomi

Penyusunan tata letak alat proses yang tepat dan optimum diharapkan dapat meminimalisir biaya operasi sehingga dapat menguntungkan secara ekonomi, namun tetap harus mengedepankan aspek keamanan dan keselamatan.

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Organisasi

Pabrik Propilen yang akan dibangun menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) akan memperoleh modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut berhak mengambil bagian sebesar satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disepakati dalam tiap saham. Untuk perusahaan-perusahaan yang mempunyai skala besar, biasanya menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/Koperasi), Perseroan Terbatas (PT) merupakan asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Beberapa faktor yang menjadi alasan dalam pemilihan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah sebagai berikut :

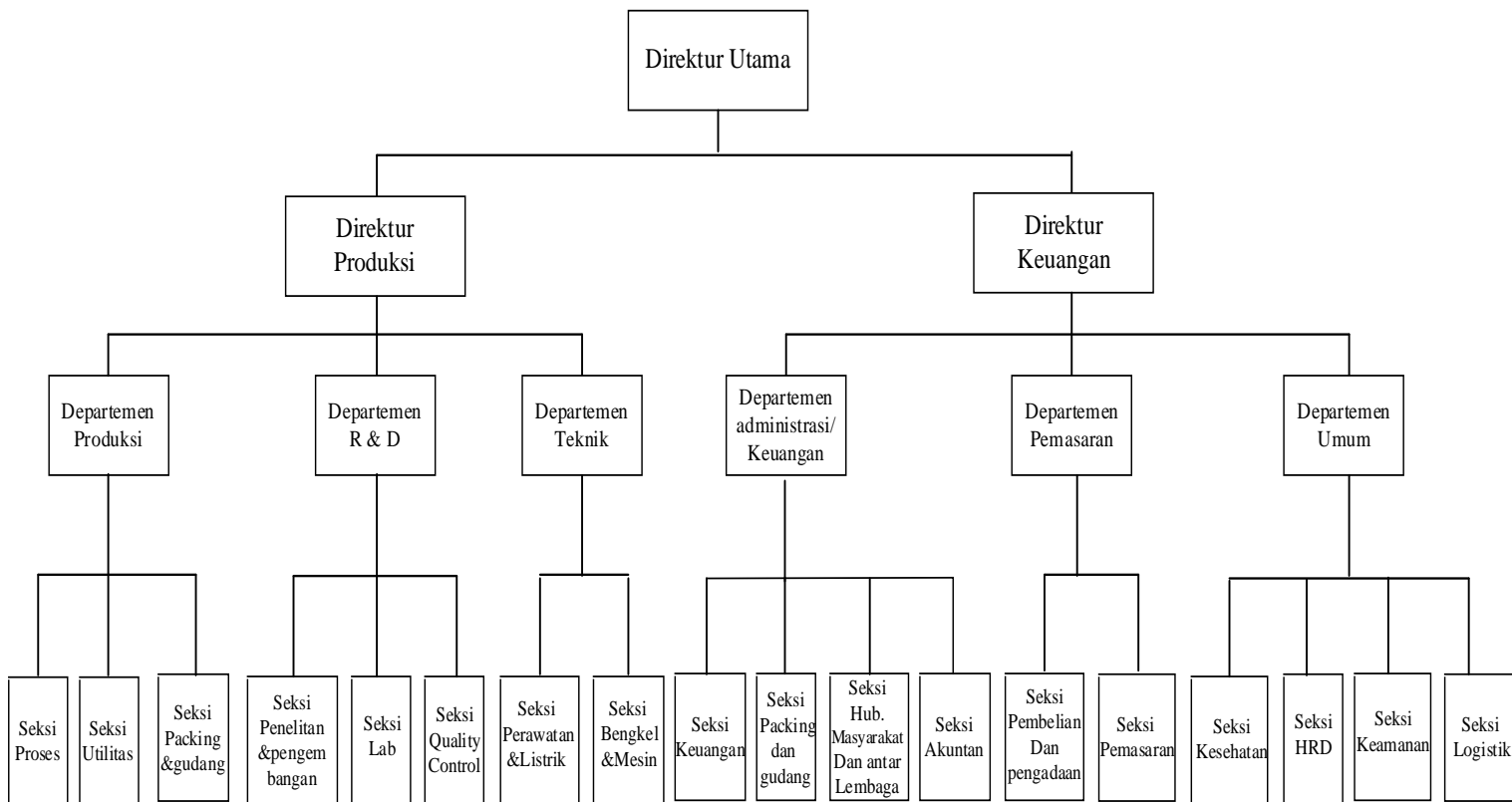
1. Kemudahan dalam mendapatkan modal dengan menjual saham perusahaan mauun berasal dari bank.
2. Kelancaran produksi hanya bias dipegang oleh pemimpin perusahaan karena tanggung jawab pemegang saham yang sangat terbatas.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris sehingga kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawannya.
4. Eisiensi dari manajemen dimana para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.
5. Lapangan usaha yang lebih luas karena suatu perusahaa terbatas dapat

menarik modal yang sangat besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.

6. Dapat dengan mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan adalah organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi, yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem garis dan staff. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Berikut merupakan struktur organisasi perusahaan :



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

Masing-masing bagian mempunyai tugas dan wewenang yang berbeda-beda sesuai dengan bidangnya. Adapun tugas masing-masing menurut UU Ketenagakerjaan No. 40 Tahun 2017 adalah sebagai berikut :

1. Dewan Komisaris

Dewan komsaris bertugas untuk melakukan pengawasan atas kebijakan perusahaan, jalannya perusahaan pada umumnya serta memberikan nasihat kepada dewan direksi.

2. Direktur Utama

Direktur Utama bertugas memimpin dan mengorganisir jalannya perusahaan secara keseluruhan dan berkewajiban penuh atas pengurusan perseroan sesuai dengan kepentingan perseroan dan bertanggung jawab kepada dewan komisaris perusahaan.

3. **Direktur Produksi**

Merupakan perpanjangan tangan dari direktur utama yang menaungi departemen yang bersifat teknis dalam perusahaan.
4. **Direktur Keuangan**

Merupakan perpanjangan tangan dari direktur utama yang menaungi departemen yang bersifat non-teknis dalam perusahaan.
5. **Departemen Produksi**

Departemen produksi dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi supervisor seksi proses, utilitas, packing dan gudang serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur produksi. Tugas manager adalah memastikan departemen produksi berjalan sesuai desain, aman dan menghasilkan produk yang optimal.
6. **Departemen Penelitian dan Pengembangan**

Departemen penelitian dan pengembangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi supervisor seksi pengembangan, laboratorium dan Quality Control serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur produksi. Tugas manager melakukan pengambilan sample pada alat tertentu untuk mengetahui massa, suhu dan tekanan, menjamin kualitas produk akhir, melakukan uji coba produk untuk diterapkan.
7. **Departemen Pemeliharaan**

Departemen produksi dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi supervisor seksi perawatan, listrik dan bengkel serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur produksi. Tugas manager adalah menjamin ketersediaan listrik pabrik saat beroperasi dan darurat, melakukan perawatan seluruh alat pabrik, inspeksi berkala, serta perbaikan alat dan ketersediaan suku cadang alat.
8. **Departemen Administrasi dan Keuangan**

Departemen administrasi dan keuangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi supervisor seksi tata usaha perusahaan, keuangan perusahaan, hubungan perusahaan, dan akuntan perusahaan serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur keuangan. Tugas manager adalah mengurus administrasi resmi perusahaan, mengatur cash flow perusahaan, serta melakukan audit terhadap aset produk dan perusahaan.
9. **Departemen Pemasaran**

Departemen administrasi dan keuangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi supervisor seksi pembelian dan pemasaran perusahaan serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur keuangan. Tugas manager adalah mengurus pembelian dan penjualan seluruh barang atas nama perusahaan dan bertanggung jawab atas distribusi produk.

10. Departemen Umum

Departemen administrasi dan keuangan dipimpin oleh seorang manager. Manager membawahi supervisor seksi kesehatan, SDM, logistik dan keamanan perusahaan serta bertanggung jawab secara langsung kepada direktur keuangan. Tugas manager adalah kesehatan seluruh karyawan, peningkatan SDA, logistik perusahaan serta keamanan.

11. Operator Lapangan

Operator lapangan bertugas untuk memantau alat baik secara langsung atau tidak langsung.

4.4.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

a. Penggolongan Jabatan

Setiap jabatan dan struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sudah sesuai jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari lulusan SMA hingga S-2.

b. Sistem Gaji Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan dan diatur menurut tingkat pendidikan, status pekerja, dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja yang diperoleh tidak kurang dari upah minimum kota yang diberikan oleh pemerintah (UMR atau Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai dengan ketentuan yang berlaku pada perusahaan, tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerjanya, jenjang pendidikannya, serta prestasi karyawan. Sistem pembagian gaji perusahaan terbagi menjadi tiga (3), antara lain gaji bulanan, gaji harian dan gaji lembur. Berikut rincian gaji dan masing-masing bagian :

Tabel 4.2 Gaji dan Penggolongan Jabatan Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji		Gaji	
			(orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)	
1	Direktur Utama	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000	Rp 480.000.000	
2	Direktur Produksi	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000	
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000	
4	Manager Produksi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000	
5	Manager RnD	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000	
6	Manager Teknik	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000	
7	Manager Administrasi	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000	Rp 216.000.000	
8	Manager Pemasaran	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000	Rp 216.000.000	
9	Manager Umum	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000	Rp 216.000.000	
10	seksi Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000	
11	seksi Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000	
12	seksi Packaging dan Gudang	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000	
13	seksi Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000	
14	seksi Laboratorium	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000	
15	seksi Quality Control	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000	
16	seksi Perawatan dan Listrik	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000	
17	seksi Bengkel dan Mesin	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000	
18	seksi Administrasi	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000	
19	seksi Keuangan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000	
20	seksi Humas	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000	
21	seksi Akuntan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000	
22	seksi Pembelian dan Pengadaan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000	
23	seksi Pemasaran	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000	
24	seksi Kesehatan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000	

25	seksi HRD	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000
26	seksi Keamanan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000
27	seksi Logistik	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000	Rp 144.000.000
28	Staff Packing dan Gudang	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
29	Staff Penelitian dan Pengembangan	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
30	Staff Perawatan dan Listrik	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
31	Staff Bengkel dan Mesin	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
32	Staff Administrasi	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
33	Staff Keuangan	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
34	Staff Humas	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
35	Staff Akuntan	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
36	Staff Pembelian dan Pengadaan	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
37	Staff Pemasaran	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
38	Staff HRD	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
39	Staff Keamanan	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
40	Staff Logistik	1	Rp 8.000.000	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
41	Dokter	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
42	Perawat	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000	Rp 384.000.000
43	Supir	4	Rp 4.000.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
44	Satpam	12	Rp 4.000.000	Rp 48.000.000	Rp 576.000.000
45	Operator Proses	39	Rp 8.000.000	Rp 312.000.000	Rp 3.744.000.000
46	Operator utilitas	20	Rp 8.000.000	Rp 160.000.000	Rp 1.920.000.000
47	Supervisor	8	Rp 8.000.000	Rp 64.000.000	Rp 768.000.000
48	Quality Control	8	Rp 8.000.000	Rp 64.000.000	Rp 768.000.000
49	Laboratorium	8	Rp 8.000.000	Rp 64.000.000	Rp 768.000.000
50	Control room	8	Rp 8.000.000	Rp 64.000.000	Rp 768.000.000
51	K3	8	Rp 8.000.000	Rp 64.000.000	Rp 768.000.000

	Total	167	Rp 648.000.000	Rp 1.530.000.000	Rp 18.360.000.000
--	--------------	------------	-----------------------	-------------------------	--------------------------

4.4.5 Status Karyawan

Pada pabrik Propilen ini pemberian gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Pembagian gaji karyawan pabrik dapat dibagi menjadi beberapa golongan antara lain :

- a. Karyawan tetap, merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapatkan gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, serta masa kerja.
- b. Karyawan harian, merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapatkan upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.
- c. Karyawan Borongan, merupakan karyawan yang dipekerjakan oleh perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah Borongan untuk suatu pekerjaan atau proyek.

4.4.6 Jumlah dan Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun selama 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan (Turn Around atau Shut Down). Sedangkan pembagian lain karyawan shift dan karyawan non-shift sebagai berikut :

- a. Karyawan Shift

Karyawan shift merupakan karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang memiliki hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan shift ini adalah operator produksi, Sebagian dari bagian Teknik, bagian Gudang, bagian keamanan, dan bagian yang harus selalu siap siaga menjaga keamanan, keselamatan dan keberlangsungan pabrik. Para karyawan shift bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam tiga (3) shift dengan pengaturan sebagai berikut :

Shift I = 08.00-16.00

Shift II = 16.00-24.00

Shif III = 24.00-08.00

Pembagian regu dan shif dapat dilihat pada tabel 4.3

Tabel 4.3 Jadwal Hari dan Jam Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari ke-									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	I	I	I	-	III	III	III	-	II	II
B	II	II	-	I	I	I	-	III	III	III
C	III	-	II	II	II	-	I	I	I	-
D	-	III	III	III	-	II	II	II	-	I
Regu	Hari ke-									
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
A	II	-	I	I	I	-	III	III	III	-
B	-	II	II	II	-	I	I	I	-	III
C	III	III	III	-	II	II	II	-	I	I
D	I	I	-	III	III	III	I	II	II	II
Regu	Hari ke-									
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	II	II	II	-	I	I	I	-	III	III
B	III	III	-	II	II	II	-	I	I	I
C	I	-	III	III	III	-	II	II	II	-
D	-	I	I	I	-	III	III	III	-	II

b. Karyawan non-shif

Karyawan non-shif merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan non-shif antara lain Direktur, General Manager, Manager, serta bagian administrasi. Karyawan nonshif bekerja dengan rincian sebagai berikut :

Hari = Senin-Kamis

Pukul 08.00-12.00 (Jam Kerja)

Pukul 12.00-13.00 (Istirahat)

Pukul 03.00-16.00 (Jam Kerja)

Hari = Jum'at

Pukul 08.00-11.30 (Jam Kerja)

Pukul 11.30-13.00 (Istirahat)

Pukul 03.00-16.00 (Jam Kerja)

Hari = Sabtu, Minggu dan hari besar libur

4.4.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang telah diberikan oleh perusahaan kepada karyawan antara lain seperti tunjangan, cuti, seragam kerja, BPJS kesehatan dan ketenagakerjaan.

a. Tunjangan

Tunjangan yang diberikan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

- Tunjangan yang 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

Hak cuti yang diberikan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun.
- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

c. Pakaian Kerja

Pakaian kerja yang diberikan kepada karyawan sebanyak 3 pasang untuk setiap tahunnya untuk menghindari kesenjangan antar karyawan. Selain itu, perusahaan juga menyediakan masker dan alat pelindung diri (APD) sebagai alat pengaman kerja.

d. BPJS Kesehatan

Berdasarkan UU No. 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No. 24 Tahun 2011 BPJS Kesehatan Pasal 5 Ayat 2 Huruf A menyelenggarakan program jaminan kesehatan. Jaminan kesehatan yang diberikan oleh perusahaan adalah sebagai berikut:

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

e. BPJS Ketenagakerjaan

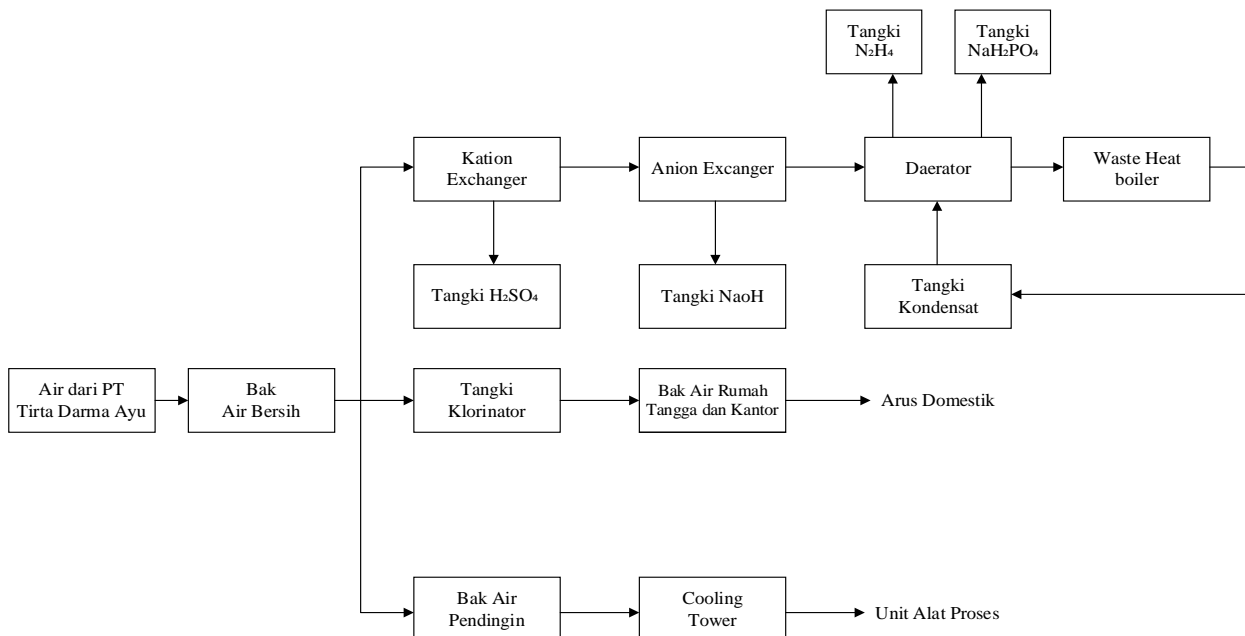
Berdasarkan UU No. 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No. 24 Tahun 2011 tentang Badan Penyelenggara Jaminan Sosial, BPJS Ketenagakerjaan menyelenggarakan 4 program yaitu Program Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Hari Tua (JHT), Jaminan Pensiun (JP), dan Jaminan Kematian (JK). Sementara program jaminan kesehatan diselenggarakan oleh BPJS Kesehatan. Berdasarkan UU, pemberi kerja (perusahaan) wajib mendaftarkan seluruh pekerja menjadi peserta BPJS Ketenagakerjaan secara bertahap menurut ketentuan perundang-undangan.

BAB V UTILITAS

Unit utilitas merupakan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang adalah sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan. Beberapa utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik Propilen dari Propana ini meliputi:

1. Diagram Alir Utilitas
2. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
3. Unit Pembangkitan Steam
4. Unit Pembangkitan Listrik (*Power Plant System*)
5. Unit Penyediaan Udara Tekan (*Instrument Air system*)
6. Unit Penyediaan Bahan Bakar
7. Unit Pengolahan Limbah

5.1. Diagram Alir Utilitas



Gambar 5.1 Diagram Alir Utilitas

5.2. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)

5.2.1. Unit Penyedia Air

Perancangan pabrik Propilen dari Propana ini sumber air yang digunakan adalah sumber air dari PT Tirta Darma Ayu. Spesifikasi air yang dibeli dari PT Tirta Darma Ayu pada pabrik Propilen adalah :

- *PH* : 6,5-8
- *Kekeruhan (Turbiditas)* : 0,8 NTU
- *Konduktivitas* : 220 μ s (max)
- *Total Organic Carbon (TOC)* : 185 ppm (max)
- *Total Dissolved Solid (TDS)* : 200 ppm (max)
- *SiO₂* : 90 ppm (max)

Dalam industri sangatlah dibutuhkan air untuk jalannya proses produksi. Maka pada Prarancangan Pabrik Propilen ini kebutuhan air bersumber dari PT. Tirta Darma Ayu dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Pengolahan air yang relative lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan lebih murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut atau air sungai yang lebih rumit serta pengolahannya memakan biaya yang lebih mahal dan biaya maintenance yang juga mahal.
- Dekat dengan lokasi pabrik.

Secara umum, kebutuhan air pada pabrik Propilen ini digunakan untuk keperluan sebagai berikut :

a. **Air Pendingin (*Cooling Water*)**

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena factor faktor berikut:

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volume yang relative cukup tinggi.
- Tidak terdekomposisi

b. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi
Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S dan NH₃, O₂ masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.
- Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*) Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.
- Zat yang menyebabkan *foaming*
Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

c. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

Syarat fisika 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 meliputi :

- Tidak mengandung bakteri-bakteri terutama bakteri pathogen

5.2.2. Unit Pengolahan Air

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

a. Demineralisasi

Air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung. Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan boiler :

- *Cation Exchanger*

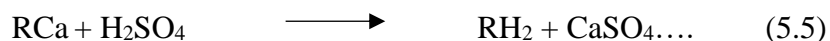
Air yang berasal dari Bak Penampungan dialirkan menuju kation exchanger. Kation exchanger berfungsi untuk mengikat ion positif dari garam yang ada dalam air lunak. Alat ini berbentuk silinder tegak yang berisi tumpukan butiran resin penukar ion. Resin yang digunakan adalah tipe C-300 dengan notasi RH_2 .

Reaksi:



Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan Larutan H_2SO_4 2%

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerisasi adalah :



- *Anion Exchanger*

Air yang berasal dari kation exchanger dialirkan ke *anion exchanger*. *Anion exchanger* berfungsi untuk mengikat ion negative dalam air lunak. Alat yang digunakan adalah silinder tegak yang berisi butiran resin penukar ion. Jenis resin yang digunakan adalah C-500 dengan notasi $R(OH)_2$.

Reaksi:



Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan Larutan NaOH 4%

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerisasi adalah :



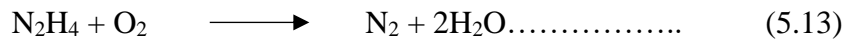
b. Dearasi

Air yang berasal dari anion exchanger dialirkan menuju *deaerator*. *Deaerator* berfungsi untuk Menghilangkan gas-gas yang terlarut seperti O₂ dan CO₂. Oksigen terlarut dapat menyebabkan korosi pada peralatan proses dan boiler. Gas ini kemudian dilepaskan ke atmosfer. Air kemudian disuplai ke tangki penyimpanan air boiler.

- *Hidrazin* (N₂H₄)

Berfungsi untuk menghilangkan sisa-sisa gas terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi pada boiler.

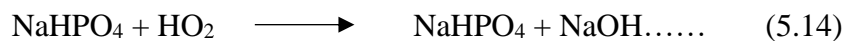
Reaksi yang terjadi :



- NaH₂PO₄

Berfungsi untuk mencegah timbulnya kerak di boiler

Reaksi yang terjadi :



5.2.3. Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5.1 Kebutuhan air pendingin :

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Condenser parsial 1	662.496,37
Condensor 1	197.838,00
Condensor 2	197.838,87
Total	1.058.173,28

Kebutuhan make up 20% dari air pendingin yang dibutuhkan adalah 211.634,66 kg/jam

2. Kebutuhan Air Pembangkitan Steam

Tabel 5.2 Kebutuhan air steam :

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Reboiler1	6.013,88
Reboiler 2	5.977,37
Reaktor	59.836,24
Total	71.827,50

Blowdown pada boiler sebesar 10% dari steam yang diperlukan jumlah air make up sebesar 7.182,75 kg/jam

Jumlah air make up sebesar 187.702,60 kg/jam

3. Kebutuhan Umum

a. Air sanitasi

Tabel 5.3 Kebutuhan air sanitasi :

Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
Karyawan	606
Laboratorium	98,58
Taman	61,61
Klinik	2.310
Kantin	404,17
Musholla	1.212,50
Total	4.694

Maka didapatkan kebutuhan air sanitasi sebesar 4.694 kg/jam

b. Air Hidran

Tabel 5.4 Kebutuhan air Hidran :

Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
Air hidran	192,23
Total	192,23

Berdasarkan NPFA 15 untuk keperluan air hidran sebesar 192,23 kg/jam

c. Air servis

Air servis 10% dari kebutuhan air sanitasi

Tabel 5.5 Kebutuhan air servis

Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
Air Service	347
Total	347

Maka didapatkan kebutuhan air servis sebesar 347 kg/jam

Tabel 5.6 Total keseluruhan kebutuhan air

Penggunaan	Kebutuhan (kg/jam)
Kebutuhan air pendingin	211.634,66
Kebutuhan steam	7.182,75
Kebutuhan air sanitasi	4.694
Kebutuhan air hidran	192,23
Kebutuhan air servis	347
Total	224.050,15

Maka *overdesign* diambil 10%, berarti *overdesign* sebesar 246.455,16 kg/jam

5.3. Unit Pembangkitan Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan WHB dengan kebutuhan steam sebanyak 79.010,25 kg/jam. Steam yang berasal dari WHB digunakan sebagai media pemanas yang hasilnya berupa uap dan dimasukkan ke alat reboiler dan reaktor .

5.4. Unit Pembangkitan Listrik (Power Plant System)

Unit Pembangkit Listrik bertugas menyediakan kebutuhan listrik untuk menggerakkan alat proses, alat utilitas, elektronik, Instrumentasi kontrol, dan fasilitas lainnya di seluruh area pabrik. Sumber listrik utama yang digunakan pada pabrik Propilen ini berasal dari PLN. Namun, pabrik ini juga dilengkapi dengan pembangkit listrik mandiri berupa sebuah generator. Generator berfungsi untuk menjadi sumber listrik cadangan apabila sumber listrik dari PLN mengalami gangguan atau pemadaman secara tiba-tiba.

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 296,86 kWh
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 239,07 kWh
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 26,80 kWh
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 133,98 kWh

Total kebutuhan listrik adalah 750,30 kWh dan dengan factor keamanan sebesar 10 % untuk proses dan utilitas, 5 % untuk instrumentasi kontrol, dan 25 % untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 937,89 kWh. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan Generator sebagai cadangannya.

5.5. Unit Penyediaan Udara Tekan (Instrument Air System)

Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrument-instrument pengendali. Diperkirakan setiap alat control memerlukan 2 m³/jam udara. Udara tekan yang dibutuhkan pada pabrik propilen ini sebanyak 48 m³/jam. Uraian proses dari udara lingkungan diambil dan dilewatkan pada penyaring udara (*Air Filter*) untuk menyaring debu-debu yang terikut. Udara bersih akan dilewatkan pada tangka silika untuk diserap uap air yang terbawa, sehingga menjadi udara kering. Udara yang telah kering akan dilewatkan kompresor untuk mengubah tekanannya menjadi 4 atm. Udara kering dengan tekanan 4 atm akan disimpan dalam tangka udara tekan.

5.6. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan Bahan bakar bertugas untuk menyediakan kebutuhan bahan bakar pabrik. Bahan bakar yang disediakan pada unit ini adalah kebutuhan bahan bakar generator. Bahan bakar yang digunakan adalah *fuel oil*. Bahan bakar yang digunakan

pada Furnance sebesar 26,01 kg/jam, boiler sebesar 104,27 kg/jam, dan Generator sebesar 4,43 kg/jam. Jadi total kebutuhan bahan bakar yang digunakan sebanyak 134,71 kg/jam.

5.7. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses pabrik ini berupa limbah cair. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah tersebut diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan. Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan. Limbah yang dihasilkan pada pabrik propilen ini adalah

a. Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan berasal dari air proses dan air sanitasi. Pengolahan limbah cair harus memperhatikan parameter air buang yang sesuai dengan peraturan pemerintah (peraturan pemerintah no. 82 tahun 2001) yaitu :

- *COD* : Maks. 100 mg/L
- *BOD* : Maks. 12 mg/L
- *TSS* : Maks. 80 mg/L
- *Oil* : Maks. 5 mg/L
- *PH* : 6,5-8,5

Pengolahan untuk masing-masing limbah tersebut adalah sebagai berikut :

1. Limbah air Proses

Limbah cair yang dihasilkan berasal dari keluaran Menara distilasi Packing berupa C_3H_8 yang akan dimasukkan kedalam unit pengolahan limbah. Limbah cair ini di treatment dengan cara Penetralkan *PH*. Penetralkan dilakukan dengan larutan H_2SO_4 bila pH air buangan tersebut lebih dari 7, jika *PH* kurang dari 7 digunakan NaOH. Air yang telah dinetralkan selanjutnya dialirkan ke kolam penampung.

2. Limbah air sanitasi

Air buangan sanitasi berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif aerasi dan injeksi gas klorin.

5.8. Spesifikasi Alat Utilitas

a. Bak Air Bersih

Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Air Bersih (BA-01)

Spesifikasi Bak Air Bersih (BA-01)	
Fungsi	Menampung air bersih dari air PT Tirta Darma Ayu
Tipe	Bak persegi yang diperkuat beton bertulang
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Bak Air Bersih	
Volume Tangki	16.282,19 bbl
Volume cairan	2.143.821,18 liter
Tinggi	14,63 m
Panjang	51,51 m
Lebar	25,75 m
Harga (USD)	155.500

b. Tangki Klorinasi

Tabel 5.8 Spesifikasi Tangki Klorinasi (TC-01)

Spesifikasi Tangki Klorinasi (TC-01)	
Fungsi	Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri sehingga dapat digunakan untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga.
Tipe	Tangki silinder berpengaduk
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Tangki Klorinasi	
Volume Tangki	40,01 bbl
Volume cairan	5.267,93 liter
Tinggi	2,00 m

Diameter	2,00 m
Pengaduk	Flat turbine dengan 6 blade
Motor Pengaduk	0,13 HP
Harga (USD)	6.700

c. Bak air Kantor dan Rumah Tangga

Tabel 5.9 Spesifikasi Bak air Kantor dan Rumah Tangga (BA-02)

Spesifikasi Bak Air Kantor dan Rumah Tangga (BA-02)	
Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Tipe	Bak persegi yang diperkuat beton bertulang
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Bak Air Kantor dan RT	
Volume Tangki	120,03 bbl
Volume cairan	15.803,78 liter
Tinggi	2,18 m
Panjang	4,36 m
Lebar	2,18 m
Harga (USD)	13.600

d. Kation Exchanger

Tabel 5.10 Spesifikasi Kation Exchanger (KE-01)

Spesifikasi Kation Exchanger (KE-01)	
Fungsi	Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari bak air bersih
Tipe	Tangki silinder tegak
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Kation Exchanger	

Diameter Tangki	0,91 m
Tinggi Tangki	1,40 m
Tebal Dinding	0,19 in
Tebal Head	0,19 in
Volume resin	0,42 m ³
Luas Penampang Tumpukan	0,51 m ²
Tinggi tumpukan	0.64 m
Harga (USD)	5.300

e. Tangki H₂SO₄

Tabel 5.11 Spesifikasi Tangki H₂SO₄

Spesifikasi Tangki H₂S0₄	
Fungsi	Melarutkan asam sulfat untuk regenerasi penukar kation
Tipe	Tangki silinder tegak
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Tangki H₂S0₄	
Diameter	1,67 m
Tinggi	1,67 m
Tebal Shell	0,19 in
Tebal Head	0,19 in
Pengaduk	Flat turbine dengan 6 blade
Tenaga Motor	0,05 HP
Harga (USD)	6.200

f. Anion Exchanger

Tabel 5.12 Spesifikasi Anion Exchanger (AE-01)

Spesifikasi Anion Exchanger (AE-01)	
Fungsi	Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih

Tipe	Tangki silinder tegak
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Anion Exchanger	
Diameter Tangki	0,91 m
Tinggi Tangki	1,40 m
Tebal Dinding	0,19 in
Tebal Head	0,19 in
Volume Resin	0,42 m ³
Luas Penampangan tumpukan	0,51 m ²
Tinggi Tumpukan	0,64 m
Harga (USD)	5.300

g. Tangki NaOH

Tabel 5.13 Spesifikasi Tangki NaOH

Spesifikasi Tangki NaOH	
Fungsi	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion
Tipe	Tangki silinder tegak
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Tangki NaOH	
Diameter	0,99 m
Tinggi	0,99 m
Tebal Shell	0,19 in
Tebal Head	0,19 in
Pengaduk	Flat turbine dengan 6 blade
Tenaga Motor	0,05 HP
Harga (USD)	2.500

h. Deaerator

Tabel 5.14 Spesifikasi *Deaerator*

Spesifikasi <i>Deaerator</i>	
Fungsi	Menghilangkan gas-gas yang terlarur seperti O ₂ dan CO ₂
Tipe	Silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan steam dialirkan dari bawah secara countercurrent
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi <i>Deaerator</i>	
Diameter Bahan Isian	0,89 m
Volume Bahan Isian	0,95 m ³
Tinggi Bahan Isian	1,55 m
Diameter Tangki	1,78 m
Tinggi Tangki	5,34 m
Harga (USD)	12.800

i. Tangki Kondensat

Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Kondensat

Spesifikasi Tangki Kondensat	
Fungsi	Menyimpan air yang berasal dari steam yang terkondensasi
Tipe	Tangki silinder horizontal
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	150 °C
Tekanan (atm)	5 atm
Dimensi Tangki Kondensat	
Volume Cairan	79,55 m
Volume Tangki	95,46 m
Diameter	1 m

Tinggi	3 m
Harga (USD)	15.900

j. Tangki NaHPO₄

Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki NaHPO₄

Spesifikasi Tangki NaHPO₄	
Fungsi	Menyimpan NaHPO ₄ untuk persediaan bahan daerator
Tipe	Tangki silinder tegak
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Tangki NaHPO₄	
Volume Tangki	0,22 m ³
Diameter	0,66 m
Tinggi	1,06 m
Tebal Shell	0,19 in
Tebal Head	0,19 in
Harga (USD)	1.200

k. Tangki N₂H₄

Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki N₂H₄

Spesifikasi Tangki N₂H₄	
Fungsi	Menyimpan N ₂ H ₄ untuk persediaan bahan daerator
Tipe	Tangki silinder tegak
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Tangki N₂H₄	
Volume Tangki	0,07 m ³
Diameter	0,46 m
Tinggi	0,78 m

Tebal Shell	0,19 in
Tebal Head	0,19 in
Harga (USD)	700

l. Bak Air Pendingin

Tabel 5.18 Spesifikasi Bak Air Pendingin (BA-03)

Spesifikasi Bak Air Pendingin (BA-03)	
Fungsi	Tempat Penampungan air pendingin
Tipe	Bak persegi yang diperkuat beton bertulang
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Bak Air Pendingin	
Volume Tangki	503.998,98 liter
Volume Cairan	3.827,84 bbl
Diameter	9,17 m
Tinggi	9,17 m
Harga (USD)	85.000

m. Cooling Tower

Tabel 5.19 Spesifikasi Cooling Tower

Spesifikasi Cooling Tower	
Fungsi	Mendinginkan Kembali air yang telah digunakan oleh alat proses untuk disirkulasi Kembali
Tipe	<i>Mechanical induced draft counterflow cooling tower</i>
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	30 °C
Tekanan (atm)	1 atm
Dimensi Cooling Tower	
Luas Penampang	1.932,60 ft ²

Diameter	15,12 m
Tinggi	18,29 m
Tenaga Fan	100 HP
Harga (USD)	102.000

n. Kompresor Udara

Tabel 5.20 Spesifikasi Kompresor Udara (KU-01)

Spesifikasi Kompresor Udara (KU-01)	
Fungsi	Menekan udara untuk keperluan instrument pengendali
Tipe	<i>Kompresor sentrifugal, 1 stage</i>
Kondisi Operasi	
Suhu masuk (°C)	30 °C
Suhu keluar (°C)	44,58 °C
Tekanan masuk (atm)	1 atm
Tekanan keluar (atm)	4 atm
Dimensi Kompresor Udara	
Kapasitas Kompresor	48 m ³ /jam
Daya yang dibutuhkan	14,75 HP
Daya Kompresor	15 HP
Kecepatan Massa Umpan	56,16 kg/jam
Harga (USD)	17.500

o. Tangki Silika

Tabel 5.21 Spesifikasi Tangki Silika

Spesifikasi Tangki Silika	
Fungsi	Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan
Tipe	Tangki Silinder Vertikal di isi dengan silika
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	44,58 °C
Tekanan (atm)	4 atm
Dimensi Tangki Silika	

Volume Silika	185,54 m ³
Waktu Penyimpanan	7 hari
Diameter	6,45 m
Tinggi Tangki	6,45 m
Volume Tangki	222,65 m ³
Harga (USD)	56.800

p. Tangki Udara Tekanan

Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Udara Tekanan

Spesifikasi Kompresor Tangki Udara Tekanan	
Fungsi	Menampung udara tekan
Tipe	Silinder Horizontal
Kondisi Operasi	
Suhu (°C)	44,58 °C
Tekanan (atm)	4 atm
Dimensi Tangki Udara Tekanan	
Kecepatan Umpan	48 m ³ /jam
Waktu Penyimpanan	0,25 jam
Diameter	2,46 m
Tinggi Tangki	2,46 m
Volume Tangki	12 m ³
Harga (USD)	12.500

q. Pompa Utilitas

Tabel 5.23 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-01)

Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-01)	
Fungsi	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju tangki klorinasi
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commercial Steel</i>
Dimensi Pompa Utilitas	

Kapasitas	156,65 gal/min
Rate Volumetrik	0,35 ft ³ /s
Kecepatan aliran	1,74 ft/s
ID	6,07 in
OD	6,63 in
IPS	6 in
Flow area	28,90 in ²
Efisiensi Pompa	40 %
Power pompa	11,89 HP
Power motor	13,82 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	9.700

Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-02)

Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-02)	
Fungsi	Mengalirkan air dari tangka klorinasi menuju ke bak air kantor dan rumah tangga
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commersial Steel</i>
Dimensi Pompa Utilitas	
Kapasitas	3,48 gal/min
Rate Volumetrik	0,08 ft ³ /s
Kecepatan aliran	1,29 ft/s
ID	1,05 in
OD	1,32 in
IPS	1 in
Flow area	0,86 in ²
Efisiensi Pompa	40 %
Power pompa	0,16 HP
Power motor	0,20 HP
Jumlah	2 buah

Harga (USD)	3.200
--------------------	-------

Tabel 5.25 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-03)

Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-03)	
Fungsi	Mengalirkan air ion exchanger menuju daerator
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commercial Steel</i>
Dimensi Pompa Utilitas	
Kapasitas	53,01 gal/min
Rate Volumetrik	0,12 ft ³ /s
Kecepatan aliran	2,30 ft/s
ID	3,07 in
OD	3,5 in
IPS	3 in
Flow area	0,92 in ²
Efisiensi Pompa	59 %
Power pompa	2,80 HP
Power motor	3,38 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	6.300

Tabel 5.26 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-04)

Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-04)	
Fungsi	Mengalirkan air dari daerator menuju boiler
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commercial Steel</i>
Dimensi Pompa Utilitas	
Kapasitas	58,31 gal/min
Rate Volumetrik	0,13 ft ³ /s

Kecepatan aliran	1,47 ft/s
ID	4,03 in
OD	4,5 in
IPS	4 in
Flow area	1,18 in ²
Efisiensi Pompa	40 %
Power pompa	8,71 HP
Power motor	10,13 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	7.500

Tabel 5.27 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-05)

Spesifikasi Pompa (PU-05)	
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki kondensat menuju daerator
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commersial Steel</i>
Dimensi Pompa	
Kapasitas	53,01 gal/min
Rate Volumetrik	0,12 ft ³ /s
Kecepatan aliran	2,30 ft/s
ID	3,07 in
OD	3,5 in
IPS	3 in
Flow area	0,92 in ²
Efisiensi Pompa	60 %
Power pompa	2,75 HP
Power motor	3,32 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	6.300

Tabel 5.28 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-06)

Spesifikasi Pompa (PU-06)	
Fungsi	Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju Cooling Tower
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Impeller	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan Kontruksi	<i>Commersial Steel</i>
Dimensi Pompa	
Kapasitas	666,12 gal/min
Rate Volumetrik	1,48 ft ³ /s
Kecepatan aliran	2,71 ft/s
ID	10,02 in
OD	10,75 in
IPS	10 in
Flow area	78,80 in ²
Efisiensi Pompa	58 %
Power pompa	70,07 HP
Power motor	77,85 HP
Jumlah	2 buah
Harga (USD)	13.200

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Pada pra rancangan pabrik Propilen ini dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan maksud untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang menguntungkan atau tidak. Komponen yang penting di perancangan adalah estimasi harga alat-alat, karena harga ini digunakan sebagai dasar untuk estimasi analisa ekonomi. Analisa ekonomi digunakan untuk mendapatkan perkiraan/estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas. Selain itu, analisa ekonomi yang ditujukan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak jika didirikan. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Modal Industri (Total Capital Investment)

Modal industri meliputi :

- Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
- Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

2. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Biaya produksi total adalah Biaya pembuatan atau *Manufacturing Cost*, Adapun Biaya pembuatan ini meliputi :

- Biaya Produksi Langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
- Biaya Produksi Tak Langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
- Biaya Tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

3. Pendapatan Modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- Biaya variabel (*Variable Cost*)
- Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses setiap alat semua tergantung kepada kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangat sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga suatu alat pada tahun tertentu dan harus mengetahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik Propilen beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun didirikan pada tahun 2027. Di dalam analisa ekonomi harga alat ataupun harga yang lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka diperlukan data indeksi tahun analisa. Harga indeks tahun 2023 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1970 sampai 2023, dicari dengan persamaan regresi linear.

Tabel 6.1 Harga Indeks Tiap Tahun

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1970	125,7
1971	132,3
1972	137,2
1973	144,1
1974	165,4
1975	182,4
1976	192,1
1977	204,1
1978	218,8
1979	238,7
1980	261,2
1981	297
1982	314
1983	317
1984	322,7
1985	325,3
1986	318,4
1987	323,8
1988	342,5
1989	355,4
1990	357,6
1991	361,3
1992	356,2
1993	359,2

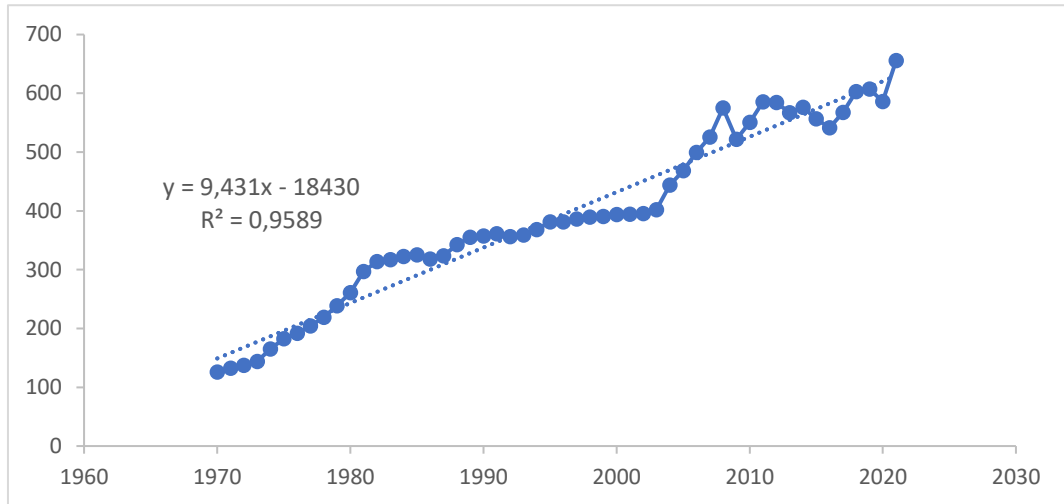
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,1
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	586,2
2021	655,9

(www.chemengonline.com, "Annual Plant Cost Index")

Berdasarkan data diatas, maka persamaan regresi linear yang diperoleh yaitu :

$$y = 9,431x - 18.430$$

Pabrik Propilen dari Propana dengan kapasitas 300.000 ton/tahun ini akan didirikan pada tahun 2027, maka dari persamaan regresi linear diatas diperoleh index sebesar 686,637 . Grafik hasil plotting data dapat dilihat pada Gambar 6.1 di bawah ini :



Gambar 6.1 Indeks Harga Alat.

Harga-harga alat dan lainnya dapat dihitung pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters and Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries & Newton, pada tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

$$Ex = Ey \cdot \frac{Nx}{Ny} \dots\dots\dots (6.1)$$

Dalam hubungan ini:

- Ex : Harga pembelian pada tahun 2027
- Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2014 dan 2017
- Nx : Indeks harga pada tahun 2027
- Ny : Indeks harga pada tahun referensi 1970

Tabel 6.2 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	EX 2027	
			\$	Rp
Tangki Penyimpanan Bahan Baku	T-01	1	\$667.965,31	Rp10.042.326.118

Tangki Penyimpanan Campuran Gas	T-02	1	\$847.357,25	Rp12.739.340.841
Tangki Penyimpanan LPG	T-03	1	\$370.791,13	Rp5.574.549.137
Tangki Penyimpanan Produk	T-04	1	\$585.556,77	Rp8.803.379.408
Furnance	F-01	1	\$191.128,47	Rp2.873.464.158
Expansion Valve	EV-01	1	\$278,28	Rp4.183.787
Reaktor	R-01	1	\$125.861,60	Rp1.892.228.830
Waste Heat Boiler	WHB-01	1	\$51.846,40	Rp779.469.262
Condensor parsial	CDP-01	1	\$42.859,46	Rp644.357.793
Compressor	C-01	1	\$38.008,77	Rp571.431.604
Compressor	C-02	1	\$6.483,78	Rp97.478.455
Flash Drum	FD-01	1	\$13.468,14	Rp202.482.820
Menara Distilasi	MD-01	1	\$13.380,65	Rp201.167.401
Condensor	CD-01	1	\$108.698,65	Rp1.634.197.626
Condensor	CD-02	1	\$108.698,65	Rp1.634.197.626
Accumulator	ACC-01	1	\$28.831,49	Rp433.458.540
Accumulator	ACC-02	1	\$27.236,80	Rp409.483.620
Reboiler	RB-01	1	\$35.875,32	Rp539.356.892
Reboiler	RB-02	1	\$32.776,46	Rp492.767.924
Menara Distilasi Packing	MD-02	1	\$63.739,27	Rp958.269.162
Blower	BL -01	1	\$3.337,24	Rp50.172.734
Blower	BL-02	1	\$3.575,61	Rp53.756.501
Blower	BL-03	1	\$3.575,61	Rp53.756.501
Blower	BL-04	1	\$3.396,83	Rp51.068.676
Pompa	P-01	1	\$7.508,79	Rp112.888.652
Pompa	P-02	1	\$5.840,17	Rp87.802.285
Pompa	P-03	1	\$5.840,17	Rp87.802.285
Pompa	P-04	1	\$8.939,03	Rp134.391.252

pompa	P-05	1	\$3.813,99	Rp57.340.268
Pompa	P-06	1	\$8.939,03	Rp134.391.252
Pompa	P-07	1	\$3.813,99	Rp57.340.268
Total Harga Alat Proses			\$ 3.419.999,14	Rp 51.416.961.256

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Jumlah	EX 2027	
		\$	Rp
Bak Air Bersih	1	\$185.335,97	Rp2.786.378.627
Tangki Klorinasi	1	\$7.985,54	Rp120.056.185
Bak Air Kantor dan RT	1	\$16.209,45	Rp243.696.137
Kation Exchanger	1	\$6.316,92	Rp94.969.818
Tangki H2SO4	1	\$7.389,60	Rp111.096.768
Anion Exchanger	1	\$6.316,92	Rp94.969.818
Tangki NaOH	1	\$2.979,68	Rp44.797.084
Deaerator	1	\$15.255,95	Rp229.361.070
Tangki Kondensat	1	\$18.950,75	Rp284.909.454
Tangki NaHPO4	1	\$1.430,25	Rp21.502.600
Tangki N2H4	1	\$834,31	Rp12.543.183
Bak Air Pendingin	1	\$101.309,05	Rp1.523.100.857
Cooling Tower	1	\$121.570,86	Rp1.827.721.028
Kompresor Udara	1	\$20.857,75	Rp313.579.588
Tangki silika	1	\$67.698,28	Rp1.017.789.749
Tangki Udara Tekan	1	\$14.898,39	Rp223.985.420
Pompa Utilitas 1	1	\$11.561,15	Rp173.812.686
Pompa Utilitas 2	1	\$3.813,99	Rp57.340.267
Pompa Utilitas 3	1	\$7.508,79	Rp112.888.651
Pompa Utilitas 4	1	\$8.939,03	Rp134.391.252

Pompa Utilitas 5	1	\$7.508,79	Rp112.888.651
Pompa Utilitas 6	1	\$15.732,70	Rp236.528.603
Total Harga Alat Utilitas		\$650.404,12	Rp9.778.307.503

Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan dipergunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Berikut adalah perhitungan-perhitungan yang dapat digunakan dalam menganalisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

1. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	: 300.000 ton/tahun
Satu Tahun Operasi	: 330 hari
Tahun Pendirian	: 2027
Kurs Mata Uang	: 1 US \$ = Rp. 15.034
Upah Pekerja Asing	: \$ 20 / jam
Upah Pekerja Indonesia	: Rp. 25.000 / jam
5% tenaga asing	: 95% tenaga Indonesia

2. Perhitungan Biaya

a. *Capital Investment*

Capital Investment adalah jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital Investment* terdiri dari :

- *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

- *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

b. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost adalah jumlah *Direct*, *Indirect*, dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries dan Newton, 1955, *Manufacturing Cost* meliputi :

- *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

- *Indirect Cost*

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

3. *Fixed Cost*

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

a. *General Expense*

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

b. *Percent Return On Investment (ROI)*

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

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

c. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) adalah :

- Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang

diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

- Waktu minimum secara teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

d. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan :

- Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.
- Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
- Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.

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

Keterangan :

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

e. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah :

- Suatu titik atau penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan).
- Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- Level produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

f. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah :

- Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
- Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir selama umur pabrik.

Berikut adalah persamaan Untuk Menghitung DCFR :

$$R = S$$

$$R = (WC + FCI) \times [(1 + i)^n]$$

$$S = \{ [((1 + i)^{n-1}) + \dots + ((1 + i)^{n-n}) + (1 + i) + 1] \times CF \} \\ + (SV + WCI)$$

Keterangan :

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

C = *Cash flow*

N = Umur Pabrik = 10 tahun

(i) = Nilai DCFR

g. Hasil Perhitungan

Tabel 6.4 *Physical Plant Cost (PPC)*

No.	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp61.195.268.759	\$4.070.403
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp15.298.817.190	\$1.017.601
3	<i>Instalation cost</i>	Rp10.804.110.334	\$718.635
4	Pemipaan	Rp14.760.052.113	\$981.765
5	Instrumentasi	Rp15.450.482.772	\$1.027.689
6	Isolasi	Rp2.472.206.621	\$164.439

7	Listrik	Rp6.119.526.876	\$407.040
8	Bangunan	Rp102.575.000.000	\$6.822.776
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp84.410.000.000	\$5.614.531
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp313.085.464.665	\$20.824.879

Tabel 6.5 *Direct Plant Cost (DPC)*

No.	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Engineering and Construction	Rp62.617.092.933	\$4.164.975
Total (DPC + PPC)		Rp375.702.557.598	\$24.989.855

Tabel 6.6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No.	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Plant Cost	Rp375.702.557.598	\$24.989.855
2	Contractor's fee	Rp15.028.102.304	\$999.594
3	Contingency	Rp37.570.255.760	\$2.498.986

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	Rp428.300.915.661	\$28.488.435
--	--------------------------	---------------------

Tabel 6.7 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp1.864.538.535.689	\$124.019.779
2	<i>Labor</i>	Rp18.360.000.000	\$1.221.215
3	<i>Supervision</i>	Rp1.836.000.000	\$122.122
4	<i>Maintenance</i>	Rp8.566.018.313	\$569.769
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp1.284.902.747	\$85.465
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp128.301.000.000	\$8.533.941
7	<i>Utilities</i>	Rp8.405.118.933.054	\$559.066.479
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp10.428.005.389.804	\$693.618.770

Tabel 6.8 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.754.000.000	\$183.182
2	<i>Laboratory</i>	Rp1.836.000.000	\$122.122
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp9.180.000.000	\$610.608
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp641.505.000.000	\$42.669.705
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp655.275.000.000	\$43.585.616

Tabel 6.9 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp34.264.073.253	\$2.279.075
2	<i>Property taxes</i>	Rp4.283.009.157	\$284.884
3	<i>Insurance</i>	Rp4.283.009.157	\$284.884
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp42.830.091.566	\$2.848.884

Tabel 6.10 Manufacturing Cost (MC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp10.428.005.389.804	\$693.618.770
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp655.275.000.000	\$43.585.616
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp42.830.091.566	\$2.848.844
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp11.126.110.481.370	\$740.053.229

Tabel 6.11 Working Capital (WC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp39.550.817.424	\$2.630.723
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp16.857.743.154	\$1.121.293
3	<i>Product Inventory</i>	Rp236.008.404.150	\$15.698.099
4	<i>Extended Credit</i>	Rp272.153.636.364	\$18.102.299
5	<i>Available Cash</i>	Rp1.011.464.589.215	\$67.277.566

<i>Working Capital (WC)</i>	Rp1.576.035.190.307	\$104.829.979
------------------------------------	----------------------------	----------------------

Tabel 6.12 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp333.783.314.441	\$22.201.597
2	<i>Sales expense</i>	Rp556.305.524.068	\$37.002.661
3	<i>Research</i>	Rp389.413.866.848	\$25.901.863
4	<i>Finance</i>	Rp40.086.722.119	\$2.666.368
<i>General Expense (GE)</i>		Rp1.319.589.427.477	\$87.772.490

Tabel 6.13 *Total Production Cost (TPC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp11.126.110.481.370	\$740.053.229
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp1.319.589.427.477	\$87.772.490
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp12.445.699.908.847	\$827.825.719

Tabel 6.14 Fixed Cost (Fa)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp34.264.073.253	\$2.279.075
2	<i>Property taxes</i>	Rp4.283.009.157	\$284.884
3	<i>Insurance</i>	Rp4.283.009.157	\$284.884
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp42.830.091.566	\$2.848.844

Tabel 6.15 Variable Cost (Va)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp1.864.538.535.689	\$124.019.779
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp641.505.000.000	\$42.669.705
3	<i>Utilities</i>	Rp8.405.118.933.054	\$559.066.479
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp128.301.000.000	\$8.533.941
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp11.039.463.468.744	\$853.394.091

Tabel 6.16 Regulated Cost (Ra)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji karyawan	Rp18.360.000.000	\$1.221.215
2	<i>Plant overhead</i>	Rp9.180.000.000	\$610.608
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp2.754.000.000	\$183.182
4	<i>Supervision</i>	Rp1.836.000.000	\$122.122
5	<i>Laboratory</i>	Rp1.836.000.000	\$122.122
6	<i>General expense</i>	Rp1.319.589.427.477	\$87.772.490
7	<i>Maintenance</i>	Rp8.566.018.313	\$569.769
8	<i>Plant supplies</i>	Rp1.284.902.747	\$85.465
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp1.363.406.348.537	\$90.686.972

Berdasarkan rincian perhitungan tersebut maka didapatkan data untuk menguji apakah pabrik layak dibangun, berikut perhitungannya :

Percent Return On Investment (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 82,11 %

ROI setelah pajak = 62,23 %

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko Tinggi minimum adalah 44% (Aries and Newton,1955).

Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

POT sebelum pajak = 1,12 Tahun

POT setelah pajak = 1,45 Tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko Tinggi maksimum yaitu 2 tahun (Aries and Newton,1955).

Break Even Point (BEP)

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

BEP = 54,03 %

Syarat BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40%-60%.

Shut Down Point (SDP)

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

SDP= 48,40 %

Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Didapatkanlah :

Tabel 6.17 Hasil Perhitungan

Umur Pabrik	10 tahun
<i>Fixed capital investment</i>	Rp. 428.300.915.661
<i>Working Capital</i>	Rp. 1.576.035.190.307
<i>Cash Flow</i>	Rp. 328.389.069.559
<i>Salvage Value</i>	Rp. 34.264.073.253

Sehingga diperoleh trial & error dapat dihitung nilai DCFR.

Diperoleh nilai DCFR sebesar 17,09%

Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan = Rp. 12.830.100.000.000

Total Biaya Produksi = Rp. 12.445.699.908.847

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 384.400.091.153

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak = Rp. 96.100.022.788

Keuntungan setelah pajak = Rp. 288.300.068.365

Analisa Resiko Pabrik

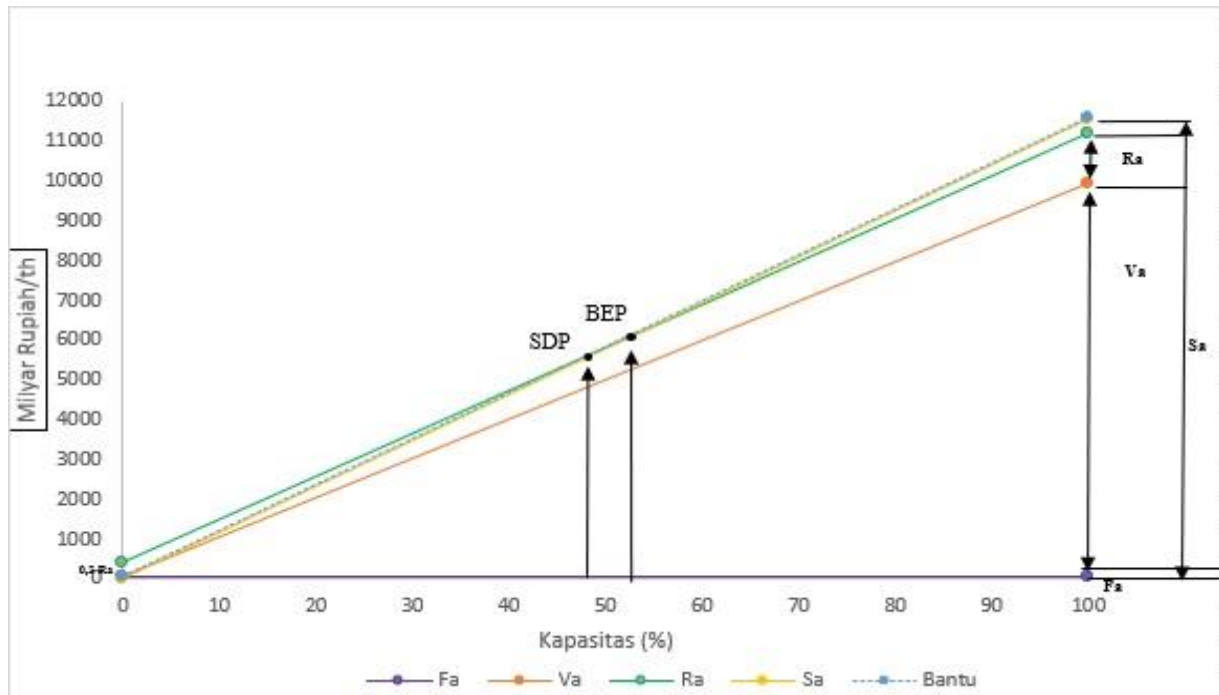
Dalam perancangan ekonomi pabrik ini juga dibahas risk management pada pendirian pabrik Propilen dengan menggunakan pendekatan kualitatif. Risk management adalah suatu proses identifikasi, analisis, penilaian, pengendalian, dan upaya menghindari, meminimalisir, atau menghapus risiko yang mungkin dapat terjadi. Risk management ini diterapkan pada perusahaan dengan tujuan untuk melindungi perusahaan maupun lingkungan sekitar dari risiko kejadian yang dapat merugikan, menciptakan lingkungan kerja yang aman dan terjamin untuk semua staf maupun pelanggan, meningkatkan stabilitas operasional pabrik sekaligus mengatur tanggung

jawab hukum, memberikan proteksi untuk semua orang dan aset yang terlibat dalam risiko berbahaya, membantu menetapkan kebutuhan asuransi perusahaan sehingga dapat meminimalkan premi yang tidak penting. Untuk hasil identifikasi risiko ini dapat menentukan kategori risiko termasuk *low risk* dan *high risk*. Dengan mengetahui kategori risiko maka dapat membantu manajemen perusahaan dalam mengambil keputusan dan tindakan yang tepat untuk mengurangi dampak negatif dan probabilitas yang dapat terjadi di masa yang akan datang.

Tabel 6.18 Parameter Risiko Pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu : 600 °C		√
		Tekanan : 1 atm		
2	Sifat Bahan baku yang digunakan			
	Etana	Berbahaya jika terhirup zat		√
		mudah terbakar		
		Mudah meledak		
		dapat menyebabkan iritasi		
	Propana	Berbahaya jika terhirup zat		√
		Mudah meledak		
		mudah terbakar		
		Dapat menyebabkan iritasi		
	Butana	Berbahaya jika terhirup zat		√
		Mudah meledak		
		Mudah terbakar		
Dapat menyebabkan iritasi				
3.	Sifat produk yang dihasilkan			
	Propilen	Berbahaya jika terhirup zat		√
		mudah meledak		
		mudah terbakar		
		Dapat menyebabkan iritasi		
4.	Ketersediaan Bahan Baku	Ketersediaan bahan baku tersedia di dalam negeri. Bahan baku diperoleh dari PT. Kilang Pertamina Internasional (KPI) RU VI Balongan, Indramayu, Jawa Barat.	√	

Berdasarkan beberapa parameter diatas yaitu dari sisi kondisi operasi, sifat atau karakteristik dari bahan baku dan produk serta ketersediaan bahan baku maka pabrik ini dapat digolongkan memiliki resiko yang tinggi (high risk).



Gambar 6.2 Grafik Analisa Ekonomi

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Pabrik Propilen dari Propana dengan kapasitas 300.000 ton/tahun akan didirikan pada tahun 2027 untuk memenuhi kebutuhan pasar di Indonesia. Dalam perancangan pabrik Propilen ini diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut :

1. Proses mendirikan pabrik Propilen dengan kapasitas 300.000 ton/tahun untuk, memenuhi kebutuhan dalam negeri, menjadikan lapangan kerja baru, dan memajukan perkembangan industri.
2. Pabrik Propilen dari Propana berbentuk Perseroan Terbatas (PT) direncanakan akan dibangun di Balongan, Indramayu dengan luas tanah keseluruhan 42.205 m² dan luas bangunan 41.030 m². Jumlah karyawan 167 orang dan beroperasi 330 hari/tahun.
3. Hasil perhitungan analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan di pabrik ini didapatkan sebagai berikut:
Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 384.400.091.153 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 288.300.068.365 (dengan asumsi pajak 25%).
4. Presentasi Return on Investment (ROI) sebelum pajak adalah 82,11 % dan setelah pajak adalah 62,23 %.
5. Pay Out Time (POT) sebelum pajak adalah 1,12 tahun dan setelah pajak adalah 1,45 tahun.
6. Nilai Break Even Point (BEP) adalah 54,03 % dan Shut Down Point (SDP) adalah 48,40%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40% - 60%
7. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) adalah 17,09 %.
8. Berdasarkan data yang diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik Propilen dari Propana layak ditinjau untuk didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

7.1 Saran

Dalam merancang suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep kompleks yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut:

1. Upaya dalam proses seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku yang perlu diperhatikan sehingga akan lebih optimal dalam menghasilkan keuntungan.
2. Dalam merancang pabrik kimia tidak jauh dari produksi limbah, Sehingga diharapkan berkembangnya pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk Propilen dapat diwujudkan sebagai sarana untuk menanggapi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin lama semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., and R. D. Newton. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw Hill Book Company.
- Brown, G.G., D.K, 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., 1989, *Petrochemical Processes*, 1st ed., Institut Francais du Petrole Publications, France.
- Cheremisinoff, Nicholas P. 2002. *Handbook of Water And Wastewater Treatment Technologies*. Woburn MA : Butterworth-Heinemann.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, "Chemical Engineering", Pergamon Internasional Library, Vol: 1 & 6, New York.
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, "Chemical Reactor Analysis and Design", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Holman, J., 1981, "Heat Transfer", Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.
- J.D. Seader, Ernest J. Henley and D. Keith Roper., 2011., *Separation Process Principles : Chemical and Biochemical Operations*, 3rd Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York.
- 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.
- Mc Ketta, J. J., 1976, "Encyclopedia of Chemical Processing and Design", Marcel Dekker, Inc., New York.

McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, "Unit Operation of Chemical Engineering", 4th Ed. Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, "Perry's Chemical Engineer's Handbook", 6th Ed. Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1991, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 4th Ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., Singapore.

Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", 1st Ed, Mc Graw Hill Book Company inc., New York.

Rase, H.F., and Barrow, H.W., 1957, Project Engineering of Process Plant., John Wiley and Sons., Inc., New York.

Smith, J.M., Van Ness, H.C., & Abbot, M.M., 1987, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 5th Ed. Mc Graw Hill Book Company Inc., New York.

Sularso, Tahara, H, 2000, *Pompa dan Kompresor*, PT. Pradnya Paramitha, Jakarta.

Treyball, R.E., 1981, "Mass Transfer Operation", 3 ed., Mc. Graw Hill Book Company, Inc., Singapore.

Towler, Gavin, and Ray Sinnott. 2008. Chemical Engineering Design : Principles, Practice and Economics of plant and Process Design. USA : Butterworth-Heinemann.

Walas, S.M., 1988, "Chemical Process Equipment", 3rd Ed. Butterworths Series In Chemical Engineering, USA.

Yaws, C.L., 1999, "Chemical Properties Handbook Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic Chemicals", McGraw Hill Book Companies, Inc., New York.

Badan Pusat Statistik, 2012-2021, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia", www.bps.go.id, diakses pada 9 November 2022

"Process Equipment Cost Estimates", www.matche.com, diakses pada 18 juli 2023

"Process Equipment Simulator", www.mhhe.com, diakses pada 18 juli 2023

"Safety Data Sheet", www.sciencelab.com, diakses pada 28 November 2022

" Harga Bahan", www.alibaba.com, diakses pada 07 agustus 2023

“Chemical Engineering Plant Cost Index”, www.chemengoline.com, diakses pada 07 agustus 2023

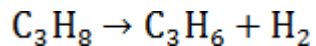
“Suku bunga bank Indonesia”, www.bi.go.id, diakses pada 10 agustus 2023

Neraca massa Reaktor

Komponen	input (Kg/jam)	output (kg/jam)	
	aliran masuk (F1)	aliran keluar (F2)	Fcoke
C ₂ H ₆	1.129,91	7.999,80	0
C ₃ H ₈	62.973,92	2.518,96	0
C ₄ H ₁₀	2.184,50	2.184,50	0
C ₃ H ₆	0	38.471,34	0
H ₂	0	2.289,96	0
CH ₄	0	7.327,87	0
Fcoke	0	0	5.495,91
Total	66.288,34	60.792,43	5.495,91
		66.288,34	

A. Menghitung Kinetika Reaksi

Persamaan kinetika reaksi untuk reaksi dehidrogenasi propana adalah sebagai berikut :



Orde reaksi adalah orde Satu

$$-r_a = k \cdot C_A$$

Dengan :

k = konstanta laju reaksi (m³/kg.s)

C_A = Konsentrasi Parsial Gas Propana (kmol/m³)

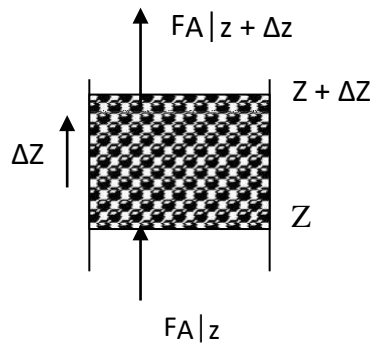
T = Temperatur (K)

Dengan nilai k sebagai berikut :

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

B. Persamaan-persamaan matematis Reaktor

1. Neraca massa propana pada elemen volume sebuah tube



Rate of input – Rate of output – Rate of reaction = Rate of accumulation

$$FA|_z - (FA|_{z+\Delta Z} + (-ra) \Delta v) = 0$$

$$\Delta v = \frac{\pi D i^2}{4} \varepsilon \Delta Z$$

Δv = volume gas diantara katalis pada elemen volume

$$FA|_z - FA|_{z+\Delta Z} + (-ra) \frac{\pi}{4} D i^2 \varepsilon \cdot \Delta Z = 0$$

$$\frac{FA|_{z+\Delta Z} - FA|_z}{\Delta Z} = (-ra) \frac{\pi}{4} D i^2 \varepsilon$$

$$\frac{-FA}{\Delta Z} = \frac{-rA \cdot \pi D i^2}{4} \varepsilon$$

Dimana $F_A = -F_{AO}(1-X_A)$

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

$$F_{AO} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-rA \cdot \pi D i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta Z} = \frac{-rA \cdot \pi D i^2}{4} \varepsilon$$

Lim $\Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-rA) \pi D i^2 \varepsilon}{4 F_{AO}}$$

Dimana :

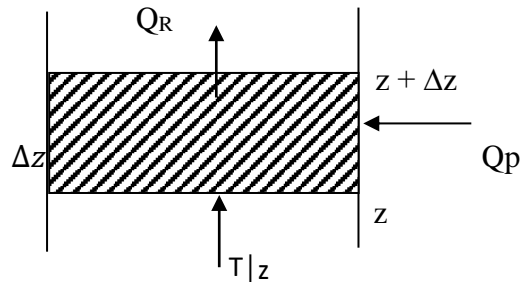
$$\frac{dX_A}{dZ} = \text{perubahan konversi persatuan Panjang}$$

$$\varepsilon = \text{porositas}$$

$$(-rA) = \text{kecepatan reaksi} = k \cdot P_A$$

- F_{A0} = laju alir umpan masuk reaktor. kmol/jam
- Z = tebal tumpukan katalisator
- D_i = diameter dalam pipa

2. Neraca Panas pada elemen Volume



Q_R = panas reaksi

Q_P = pemanasan

Rate of input – Rate of output = Rate of accumulation

$$\sum m \cdot Cp (T|_z - T_o) - [(\sum m \cdot Cp)(T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P]$$

$$\sum m \cdot Cp (T|_z - T|_{z+\Delta z}) = Q_R + Q_P$$

$$(\sum m \cdot Cp) (-\Delta T) = Q_R + Q_P$$

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

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

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

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

$$(\sum m \cdot Cp) (-\Delta T) = \Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z (T - T_s)$$

: Δz

$$(\sum m \cdot Cp) \left(\frac{-\Delta T}{\Delta z} \right) = \Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \left(\frac{-\Delta X_A}{\Delta z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z (T - T_s)$$

$$\left(\frac{-\Delta T}{\Delta z} \right) = \frac{\Delta H_R \cdot F_{A0} \cdot \left(\frac{-\Delta X_A}{\Delta z} \right) + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z (T - T_s)}{(\sum m \cdot Cp)}$$

$$\lim \Delta z \rightarrow 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\Delta HR \cdot FA_0 \cdot \left(\frac{dXA}{dZ}\right) + U \cdot \pi D_o \cdot \Delta Z (T - T_s)}{(\Sigma m \cdot Cp)}$$

dimana :

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

ΔHR = Panas Reaksi

U = Overall heat transfer coefficient

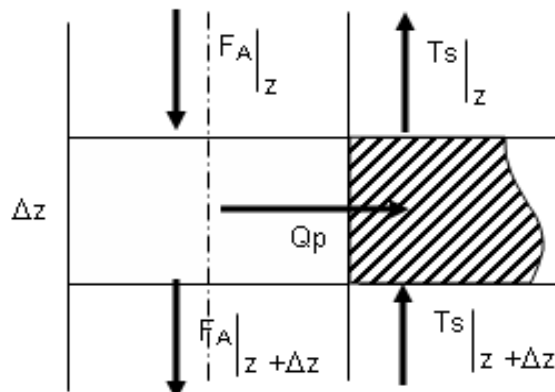
D_o = Diameter luar

T = Suhu gas

T_s = suhu penelitian

$\Sigma m \cdot Cp$ = kapasitas panas

3. Neraca Panas pendingin pada elemen Volume



Rate of input – Rate of output = Rate of accumulation

$$m_p \cdot C_{pp} \cdot (T_s|_{z+\Delta Z} - T_o) + Q_p - m_p \cdot C_{pp} \cdot (T_s|_z - T_o)$$

$$Q_p = U \cdot A \cdot (T - T_s) ; \text{dimana } A = \pi \cdot D_o \cdot \Delta Z$$

$$\text{Sehingga } Q_p = U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)$$

$$m_p \cdot C_{pp} \cdot (T_s|_{z+\Delta Z} - T_s|_z) = - U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z \cdot (T - T_s)$$

$$: m_p \cdot C_{pp} \cdot \Delta z$$

$$\frac{T_s|_{z+\Delta Z} - T_s|_z}{\Delta z} = \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{m \cdot C_{pp}}$$

$\lim \Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{\Delta T_s}{\Delta z} = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{m \cdot C_{pp}}$$

4. Penurunan tekanan (Pressure Drop)

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator (fixed bed) menggunakan rumus persamaan ergun 11.6 (Chapter 11, Rase) hal 492, “ Chemical Reactor Design for Process Plants.”

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

Dimana :

$\frac{dP}{dZ}$ = perubahan tekanan per satuan Panjang

F_k = factor friksi

g_c = konstanta gravitasi

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, g/cm³

P_f = densitas gas, g/cm³

D_p = diameter partikel katalisator, cm

ε = porositas tumpukan katalisator

μ = viskositas gas, g/cm.jam

Sehingga diperoleh 4 persamaan differensial simultan tersebut diatas diselesaikan dengan menggunakan excel dengan metode euler.

C. Data-Data fisis Bahan

1. Menentukan umpan Y_i masuk Reaktor

Komponen masuk	Bm	massa	Mol	Y_i	Bm* Y_i
	(kg/kmol)	(Kg/jam)	(Kmol/jam)		
C ₂ H ₆	30	1.129,91	37,66	0,03	0,75
C ₃ H ₈	44	62.973,92	1.431,23	0,95	41,80
C ₄ H ₁₀	58	2.184,50	37,66	0,03	1,45
Total	132	66.288,34	1.506,55	1,0000	44,00

2. Menentukan Volume gas reactor

$$PV = nRT$$

$$n = 1.506,55 \text{ Kmol/jam} = 418,49 \text{ mol/detik}$$

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

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

$$T = 873 \text{ K}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 29.976.076,89 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

3. Menentukan laju alir volumetric umpan reactor

$$F_{in} = 66.288,34 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{mix} = 1,84 \text{ kg/m}^3$$

$$V = \frac{f_{in}}{\rho} = 35.971,29 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 10,07 \text{ m}^3/\text{s}$$

4. Menentukan Densitas umpan

$$P = \frac{P.BM}{RT} = 0,0018 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 1,84 \text{ kg/m}^3$$

5. Menentukan Viskositas umpan

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

Data viskositas umpan

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₆	0,514	3,3449,E-01	-7,1071,E-05
C ₃ H ₈	-5,462	3,2722,E-01	-1,0672,E-04
C ₄ H ₁₀	-4,946	2,9001,E-01	-6,9665,E-05

Perhitungan viskositas umpan masuk reactor

Komponen masuk	Y _i	η gas mikropoise	μ gas		
			(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
C ₂ H ₆	0,0250	238,3585	0,000024	0,086400	0,000021
C ₃ H ₈	0,9500	198,8667	0,000020	0,072085	0,000017
C ₄ H ₁₀	0,0250	195,1390	0,000020	0,070734	0,000017
Total	1,0000	632,3642	0,000064	0,229219	0,000055

μ gas. Y_i			$y_i \cdot \eta$ gas
(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	
6,00E-07	0,00216	5,22523E-07	5,9590
1,90E-05	0,0685	1,65661E-05	188,9233
4,91E-07	0,0018	4,27778E-07	4,8785
2,01E-05	0,072409	1,75164E-05	199,7608

$$\mu_{\text{gas}} = 0,0000201 \text{ kg/s.m}$$

$$= 0,0002011 \text{ gr/cm.s}$$

6. Menentukan Konduktivitas gas umpan

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

Data konduktivitas umpan masuk reactor

Komponen	A	B	C
C_2H_6	-0,01936	1,2547,E-04	3,8298,E-08
C_3H_8	-0,00869	6,6409,E-05	7,8760,E-08
C_4H_{10}	-0,00182	1,9396,E-05	1,3818,E-07

Perhitungan konduktivitas umpan reactor

Komponen masuk	Y_i	Kgas	$y_i \cdot K_{\text{gas}}$
		W/m.K	
C_2H_6	0,0250	1,1936,E-01	2,9841,E-03
C_3H_8	0,9500	1,0931,E-01	1,0384,E-01
C_4H_{10}	0,0250	1,2042,E-01	3,0106,E-03
Total	1,0000	3,4910,E-01	1,0984,E-01

$$k_{\text{campuran}} = 0,11 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,40 \text{ kJ/jam.m.k}$$

$$= 0,09 \text{ kkal/jam.m.k}$$

$$= 0,0003 \text{ kal/cm.dtk.K}$$

7. Menentukan Kapasitas panas campuran gas

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

Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
C ₂ H ₆	28,146	4,3447,E-02	1,8946,E-04	-1,9082,E-07	5,3349,E-11
C ₃ H ₈	28,277	1,1600,E-01	1,9597,E-04	-2,3271,E-07	6,8669,E-11
C ₄ H ₁₀	20,056	2,8153,E-01	-1,3143,E-05	-9,4571,E-08	3,4149,E-11
delta	25,493	0,146992333	0,000124096	-1,727E-07	5,20557E-11

Perhitungan kapasitas panas campuran gas reaktor

komponen	Yi	Bm	cp			cpi = yi.cp
		(kg/kmol)	joule/mol.k	kjoule/kmol.k	kjoule/kg.k	kjoule/kg.k
C ₂ H ₆	0,0250	30	114,4955	114,4955	3,8165	0,0954
C ₃ H ₈	0,9500	44	163,9542	163,9542	3,7262	3,5399
C ₄ H ₁₀	0,0250	58	212,7284	212,7284	3,6677	0,0917
total	1,0000	132	491,1782	491,1782	11,2105	3,7270

Perhitungan kapasitas panas campuran gas

komponen	Fi (kg/jam)	Fi.cpi (kjoule/h.k)	cp.yi (kjoule/kmol.k)
C ₂ H ₆	1.124,2654	107,2694807	2,8624
C ₃ H ₈	62.659,0584	221.808,0881	155,7565
C ₄ H ₁₀	2.173,5798	199,3026654	5,3182
total	65.956,9036	222.114,6602	163,9371

$$\begin{aligned} \text{cp campuran} &= 163,40 \text{ kJ/kmol.K} \\ &= 221.966,15 \text{ KJ/jam.K} \\ &= 3,73 \text{ kj/kg.k} \end{aligned}$$

8. Menentukan Panas Reaksi

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

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

Data Panas Reaksi Reaktor

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

Perhitungan Panas Reaksi Reaktor

Komponen	$\Delta H_f(\text{kJ/mol})$	$\Delta H_f(\text{kJ/kmol})$	$\Delta H(\text{J/mol})$	$\Delta H(\text{kJ/kmol})$
C ₂ H ₆	-84,68	-84.680	49.210,5222	49.210,5222
C ₃ H ₈	-103,85	-103.850	70.644,2885	70.644,2885
C ₄ H ₁₀	-126,15	-126.150	93.414,8255	93.414,8255
C ₃ H ₆	20,42	20.420	59.316,7631	59.316,7631
H ₂	0	0	16.870,5922	16.870,5922
CH ₄	-74,85	-74.850	29.542,9982	29.542,9982
C	0	0	11.947,0665	11.947,0665
total	-369,11	-369.110	330.947,0562	330.947,0562

Dari data dapat :

$$\Delta H_{R298} = 124.270 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_T = -26.680 \text{ KJ/kmol}$$

$$= -6.372,411 \text{ kkal/kmol}$$

9. Data sifat katalis

Jenis : Alumina (Al₂O₃)

Diameter : 0,0035 m

Density : 4.265 kg/m³

Bulk density : 4.051,75 kg/m³

Porositas Tumpukan : 0,95

D. Dimensi Reaktor

Dalam pemilihan pipa harus diperhatikan faktor perpindahan panas. Pengaruh bahan isian di dalam pipa terhadap koefisien transfer panas konveksi didelik oleh Colburn (Smith, JM., p.571) dan diperoleh hubungan pengaruh rasio (D_p/D_t) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding transfer panas konveksi pada pipa kosong yaitu h_w/h yaitu:

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
H_w/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0

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

Dari data diatas diperoleh H_w/h terjadi pada 7,8 pada $(D_p/D_t) = 0,15$, sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

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

$$D_t = 0,35/0,15 \\ = 2,33 \text{ cm} = 0,92 \text{ in}$$

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, table 11) :

$$N P_s = 2 \text{ in}$$

$$O D = 2,38 \text{ in}$$

$$I D = 2,07 \text{ in}$$

$$S c h = 40$$

$$\text{Flow area per pipe} = 3,35 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per in ft (Outside)} = 0,62 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Surface per in ft (Inside)} = 0,54 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Weight per in g} = 3,66 \text{ lb steel}$$

Aliran pipa turbule dipilih $N_{Re} = 3.100$

$$G_t = \frac{\mu \cdot N_{re}}{D_t} = \frac{(0,0002)(3100)}{5,2502} = 0,1188 \frac{gr}{cm^2} \cdot s = 4.275,44 \frac{kg}{m^2} \cdot jam$$

$$A_t = \frac{G}{G_t} = \frac{18321,3621}{0,1188} = 155.044,50 \text{ cm}^2$$

Luas penampang pipa :

$$\left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right) 5,2502^2 = 21,64 \text{ cm}^2$$

Jumlah pipa dalam reactor :

$$\frac{154.269,29 \text{ cm}^2}{21,64 \text{ cm}^2} = 7165 \text{ buah}$$

a. Menghitung diameter dalam reactor

Pipa (tube) disusun dengan pola 'triangular pitch' agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o). Sehingga, transfer panas lebih baik dari pada susunan square pitch (Kern, 1983)

$$Pt = 1,25 \times OD_t$$

$$= 2,98 \text{ in}$$

$$C' = Pt - OD_t$$

$$= 0,60 \text{ in}$$

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

$$= 216,63 \text{ cm}$$

Jadi diameter dalam reactor adalah 216,63 cm = 85,29 in

b. Menghitung Tinggi dan Volume Reaktor

1. Tebal Shell (t_s)

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan berikut :

Digunakan persamaan;

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

(Eq.13-12, P.25 Brownell & Young)

Dimana :

T_s = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

r = jari-jari dalam shell, in

C = factor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85

f = 12.650 psi

C = 0,125

R = 1,0335 in

P = 17,64 psi

$$\text{Maka } t_s = \frac{17,64 (1,0335)}{12.650 \times 0,85 - 0,6 \times 17,64} + 0,125$$
$$= 0,13 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding reactor standar 0,1875 in

Diameter luar reactor = ID + 2*ts

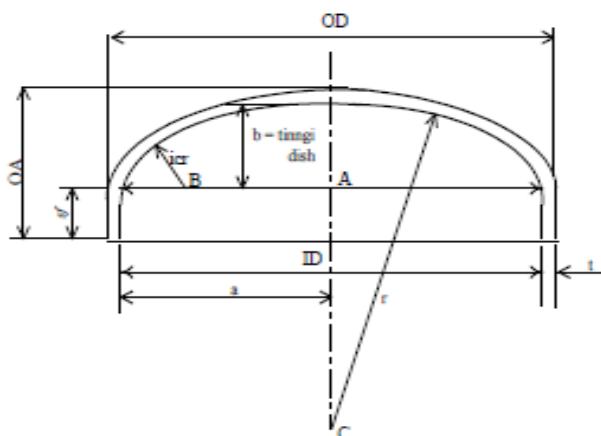
$$= 84,77 + (2 \times 0,13)$$

$$= 85,54 \text{ in}$$

Dipilih diameter luar reactor 90 in

2. Tebal head (th)

Bahan yang digunakan untuk head sama dengan bahan shell yaitu Carbon Steel SA 283 Grade C dan head yang dipilih berbentuk Torispherical head karena cocok digunakan untuk range tekanan 15-200 psi (Brownell, hal 83)



Tebal head dapat dihitung dengan persamaan :

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$th = \frac{P.r.W}{2.f.E-0,2.P} + C$$

dimana :

th = tebal head, in

r = crown radius = 66 in (table 5.7 brownell)

icr = 4 in (table 5.7 brownell)

p = tekanan

f = maximum allowable stress

E = joint efficiency

W = stress intensification factor

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{90}{5,5}} \right) = 1,76$$

$$th = \frac{17,64 \times 90 \times 1,7613}{2 \times 12.650 \times 0,85 - 0,2 \times 17,64} + 0,125$$

$$= 0,26 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar adalah 0,3125 in

Digunakan straight flange standar adalah 3 in

3. Tinggi head

Depth of dished

$$b = r - \sqrt{(r - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$b = 90 - \sqrt{(90 - 5,5)^2 - \left(\frac{2,067}{2} - 5,5\right)^2}$$

$$= 5,62 \text{ in}$$

Tinggi head

$$hH = th + b + sf$$

$$= 0,26 + 5,62 + 3$$

$$= 8,88 \text{ in}$$

$$= 0,23 \text{ m}$$

4. Tinggi total reactor

Merupakan tinggi tube yang digunakan, ditambah 2 kali tinggi head. Untuk mencari tinggi tube diperoleh dari hasil persamaan differensial simultan diselesaikan dengan menggunakan excel

$$\begin{aligned} h \text{ reaktor} &= H + 2 h \text{ head} \\ &= 288,00 + 2 \times 8,88 \\ &= 305,76 \text{ in} \\ &= 7,77 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Volume reactor

$$\begin{aligned} V_{\text{dish}} &= 0,000049D^3 \\ &= 30,40 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{sf}} &= \frac{\pi}{4} D^2 \cdot Z \\ &= 1.644.558,49 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{head}} &= V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}} \\ &= 29,85 + 1.624.661,31 \\ &= 1.624.691,16 \text{ in}^3 \\ &= 26,95 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

c. Perhitungan Hasil simulasi Panjang reactor menggunakan metode euler

$$\Delta z = 0,05$$

Z	X	T(K)	Ts(K)
0	0	873	923
0,05	0,003454544	873,0000	923,0184
0,1	0,006909088	873,0000	923,0368
0,15	0,010363633	873,0000	923,0552
0,2	0,013818177	873,0000	923,0737
0,25	0,017272721	873,0000	923,0921
0,3	0,020727265	873,0000	923,1105
0,35	0,02418181	873,0000	923,1290
0,4	0,027636354	873,0000	923,1474
0,45	0,031090898	873,0000	923,1659
0,5	0,034545442	873,0000	923,1844
0,55	0,037999987	873,0000	923,2028
0,6	0,041454531	873,0000	923,2213
0,65	0,044909075	873,0000	923,2398
0,7	0,048363619	872,9999	923,2583
0,75	0,051818163	872,9999	923,2768
0,8	0,055272708	872,9999	923,2953
0,85	0,058727252	872,9999	923,3138
0,9	0,062181796	872,9999	923,3323
0,95	0,06563634	872,9999	923,3509
1	0,069090885	872,9999	923,3694
1,05	0,072545429	872,9999	923,3879
1,1	0,075999973	872,9999	923,4065
1,15	0,079454517	872,9999	923,4250
1,2	0,082909062	872,9999	923,4436
1,25	0,086363606	872,9999	923,4622
1,3	0,08981815	872,9999	923,4807
1,35	0,093272694	872,9999	923,4993
1,4	0,096727238	872,9999	923,5179
1,45	0,100181783	872,9999	923,5365
1,5	0,103636327	872,9999	923,5551
1,55	0,107090871	872,9999	923,5737
1,6	0,110545415	872,9999	923,5923
1,65	0,11399996	872,9999	923,6110
1,7	0,117454504	872,9999	923,6296
1,75	0,120909048	872,9999	923,6482
1,8	0,124363592	872,9999	923,6669
1,85	0,127818137	872,9999	923,6855

1,9	0,131272681	872,9999	923,7042
1,95	0,134727225	872,9999	923,7228
2	0,138181769	872,9999	923,7415
2,05	0,141636313	872,9999	923,7602
2,1	0,145090858	872,9998	923,7789
2,15	0,148545402	872,9998	923,7976
2,2	0,151999946	872,9998	923,8163
2,25	0,155454449	872,9998	923,8350
2,3	0,158909035	872,9998	923,8537
2,35	0,162363579	872,9998	923,8724
2,4	0,165818123	872,9998	923,8911
2,45	0,169272667	872,9998	923,9099
2,5	0,172727211	872,9998	923,9286
2,55	0,176181756	872,9998	923,9473
2,6	0,1796363	872,9998	923,9661
2,65	0,183090844	872,9998	923,9849
2,7	0,186545388	872,9998	924,0036
2,75	0,189999933	872,9998	924,0224
2,8	0,193454477	872,9998	924,0412
2,85	0,196909021	872,9998	924,0600
2,9	0,200363565	872,9998	924,0788
2,95	0,20381811	872,9998	924,0976
3	0,207272654	872,9998	924,1164
3,05	0,210727198	872,9998	924,1352
3,1	0,214181742	872,9998	924,1540
3,15	0,217636286	872,9998	924,1728
3,2	0,221090831	872,9998	924,1917
3,25	0,224545375	872,9998	924,2105
3,3	0,227999919	872,9998	924,2294
3,35	0,231454463	872,9998	924,2482
3,4	0,234909008	872,9998	924,2671
3,45	0,238363552	872,9998	924,2860
3,5	0,241818096	872,9998	924,3048
3,55	0,24527264	872,9998	924,3237
3,6	0,248727185	872,9997	924,3426
3,65	0,252181729	872,9997	924,3615
3,7	0,255636273	872,9997	924,3804
3,75	0,259090817	872,9997	924,3993
3,8	0,262545361	872,9997	924,4183
3,85	0,265999906	872,9997	924,4372
3,9	0,269454445	872,9997	924,4561
3,95	0,272908994	872,9997	924,4751
4	0,276363538	872,9997	924,4940
4,05	0,279818083	872,9997	924,5130

4,1	0,283272627	872,9997	924,5319
4,15	0,286727171	872,9997	924,5509
4,2	0,290181715	872,9997	924,5699
4,25	0,29363626	872,9997	924,5889
4,3	0,297090804	872,9997	924,6078
4,35	0,300545348	872,9997	924,6268
4,4	0,303999892	872,9997	924,6458
4,45	0,307454436	872,9997	924,6649
4,5	0,310908981	872,9997	924,6839
4,55	0,314363525	872,9997	924,7029
4,6	0,317818069	872,9997	924,7219
4,65	0,321272613	872,9997	924,7410
4,7	0,324727158	872,9997	924,7600
4,75	0,328181702	872,9997	924,7791
4,8	0,331636246	872,9997	924,7981
4,85	0,33509079	872,9997	924,8172
4,9	0,338545335	872,9997	924,8363
4,95	0,341999879	872,9997	924,8554
5	0,345454423	872,9997	924,8744
5,05	0,348908967	872,9997	924,8935
5,1	0,352363511	872,9997	924,9126
5,15	0,355818056	872,9997	924,9317
5,2	0,3592726	872,9996	924,9509
5,25	0,362727144	872,9996	924,9700
5,3	0,366181688	872,9996	924,9891
5,35	0,369636233	872,9996	925,0083
5,4	0,373090777	872,9996	925,0274
5,45	0,376545321	872,9996	925,0466
5,5	0,379999865	872,9996	925,0657
5,55	0,38345441	872,9996	925,0849
5,6	0,386908954	872,9996	925,1040
5,65	0,390363498	872,9996	925,1232
5,7	0,393818042	872,9996	925,1424
5,75	0,397272586	872,9996	925,1616
5,8	0,400727131	872,9996	925,1808
5,85	0,404181675	872,9996	925,2000
5,9	0,407636219	872,9996	925,2192
5,95	0,411090763	872,9996	925,2385
6	0,414545308	872,9996	925,2577
6,05	0,417999852	872,9996	925,2769
6,1	0,421454396	872,9996	925,2962
6,15	0,42490894	872,9996	925,3154
6,2	0,428363485	872,9996	925,3347
6,25	0,431818029	872,9996	925,3539

6,3	0,435272573	872,9996	925,3732
6,35	0,438727117	872,9996	925,3925
6,4	0,442181661	872,9996	925,4118
6,45	0,445636206	872,9996	925,4311
6,5	0,44909075	872,9996	925,4504
6,55	0,452545294	872,9996	925,4697
6,6	0,455999838	872,9996	925,4890
6,65	0,459454383	872,9996	925,5083
6,7	0,462908927	872,9996	925,5276
6,75	0,466363471	872,9996	925,5470
6,8	0,469818015	872,9996	925,5663
6,85	0,473272559	872,9996	925,5857
6,9	0,476727104	872,9995	925,6050
6,95	0,480181648	872,9995	925,6244
7	0,483636192	872,9995	925,6438
7,05	0,487090736	872,9995	925,6631
7,1	0,490545281	872,9995	925,6825
7,15	0,493999825	872,9995	925,7019
7,2	0,497454369	872,9995	925,7213
7,25	0,500908913	872,9995	925,7407
7,3	0,504363458	872,9995	925,7601
7,35	0,507818002	872,9995	925,7796
7,4	0,511272546	872,9995	925,7990
7,45	0,51472709	872,9995	925,8184
7,5	0,518181634	872,9995	925,8379
7,55	0,521636179	872,9995	925,8573
7,6	0,525090723	872,9995	925,8768
7,65	0,528545267	872,9995	925,8962
7,7	0,531999811	872,9995	925,9157
7,75	0,535454356	872,9995	925,9352
7,8	0,5389089	872,9995	925,9547
7,85	0,542363444	872,9995	925,9742
7,9	0,545817988	872,9995	925,9937
7,95	0,549272533	872,9995	926,0132
8	0,552727077	872,9995	926,0327
8,05	0,556181621	872,9995	926,0522
8,1	0,559636165	872,9995	926,0717
8,15	0,563090709	872,9995	926,0913
8,2	0,566545254	872,9995	926,1108
8,25	0,569999798	872,9995	926,1304
8,3	0,573454342	872,9995	926,1499
8,35	0,576908886	872,9995	926,1695
8,4	0,580363431	872,9995	926,1891
8,45	0,583817975	872,9995	926,2086

8,5	0,587272519	872,9995	926,2282
8,55	0,590727063	872,9995	926,2478
8,6	0,594181608	872,9995	926,2674
8,65	0,597636152	872,9995	926,2870
8,7	0,601090696	872,9995	926,3066
8,75	0,60454524	872,9994	926,3263
8,8	0,607999784	872,9994	926,3459
8,85	0,611454329	872,9994	926,3655
8,9	0,614908873	872,9994	926,3852
8,95	0,618363417	872,9994	926,4048
9	0,621817961	872,9994	926,4245
9,05	0,625272506	872,9994	926,4441
9,1	0,62872705	872,9994	926,4638
9,15	0,632181594	872,9994	926,4835
9,2	0,635636138	872,9994	926,5032
9,25	0,639090683	872,9994	926,5229
9,3	0,642545227	872,9994	926,5426
9,35	0,645999771	872,9994	926,5623
9,4	0,649454315	872,9994	926,5820
9,45	0,652908859	872,9994	926,6017
9,5	0,656363404	872,9994	926,6215
9,55	0,659817948	872,9994	926,6412
9,6	0,663272492	872,9994	926,6609
9,65	0,666727036	872,9994	926,6807
9,7	0,670181581	872,9994	926,7005
9,75	0,673636125	872,9994	926,7202
9,8	0,677090669	872,9994	926,7400
9,85	0,680545213	872,9994	926,7598
9,9	0,683999758	872,9994	926,7796
9,95	0,687454302	872,9994	926,7994
10	0,690908846	872,9994	926,8192
10,05	0,694363339	872,9994	926,8390
10,1	0,697817934	872,9994	926,8588
10,15	0,701272479	872,9994	926,8786
10,2	0,704727023	872,9994	926,8985
10,25	0,708181567	872,9994	926,9183
10,3	0,711636111	872,9994	926,9381
10,35	0,715090656	872,9994	926,9580
10,4	0,7185452	872,9994	926,9779
10,45	0,721999744	872,9994	926,9977
10,5	0,725454288	872,9994	927,0176
10,55	0,728908833	872,9994	927,0375
10,6	0,732363377	872,9994	927,0574
10,65	0,735817921	872,9994	927,0773

10,7	0,739272465	872,9993	927,0972
10,75	0,742727009	872,9993	927,1171
10,8	0,746181554	872,9993	927,1370
10,85	0,749636098	872,9993	927,1569
10,9	0,753090642	872,9993	927,1769
10,95	0,756545186	872,9993	927,1968
11	0,759999731	872,9993	927,2168
11,05	0,763454275	872,9993	927,2367
11,1	0,766908819	872,9993	927,2567
11,15	0,770363363	872,9993	927,2767
11,2	0,773817908	872,9993	927,2967
11,25	0,777272452	872,9993	927,3166
11,3	0,780726996	872,9993	927,3366
11,35	0,78418154	872,9993	927,3566
11,4	0,787636084	872,9993	927,3766
11,45	0,791090629	872,9993	927,3967
11,5	0,794545173	872,9993	927,4167
11,55	0,797999717	872,9993	927,4367
11,6	0,801454261	872,9993	927,4568
11,65	0,804908806	872,9993	927,4768
11,7	0,80836335	872,9993	927,4968
11,75	0,811817894	872,9993	927,5169
11,8	0,815272438	872,9993	927,5370
11,85	0,818726982	872,9993	927,5571

KESIMPULAN REAKTOR (R-01)

Fungsi : tempat terjadinya reaksi dehidrogenasi propana menjadi propilen

Tipe : Multitube fixedbed Reactor

Kondisi operasi :

Suhu (T) : 600 C

Tekanan (P) : 1 atm

Jumlah : 1 buah

Fase : Gas

Katalis : Al_2O_3

Bahan : carbon steel SA 283 Grade C

Diameter luar shell : 2,29 m

Diameter luar tube : 0,06 m

diameter dalam shell : 2,17 m

diameter dalam tube : 0,05 m

tinggi reaktor : 7,77 m

Tebal shell : 0,0048 m

Tebal head : 0,0079 m

Tinggi head : 0,23 m

Volume reactor : 26,95 m³

Harga (USD) : 105.600 dollar

LAMPIRAN B
KARTU BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Achmad Hisyam
No. MHS : 19521137
2. Nama Mahasiswa : Buchara Surya Al Falah
No. MHS : 19521043

Judul Prarancangan *) : PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI
PROPANA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **08 April 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	6 oktober 2022	Membahas Penentuan kapasitas Pabrik	
2.	15 November 2022	Diskusi penentuan kapasitas dan Revisi Penentuan kapasitas	
3.	14 Desember 2022	Diskusi terkait luaran 2 (Tinjauan Pustaka) dan Luaran 3 (Perancangan Produk)	
4.	15 februari 2023	Membahas terkait diagram Alir Kualitatif	
5.	20 maret 2023	Diskusi dan revisi terkait luaran 5 (neraca massa)	

Disetujui Draft Penulisan:

Dosen Pembimbing

6 Sept 2023

A handwritten signature in blue ink, appearing to read 'Ajeng Yulianti Dwi Lestari'.

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T.,M.T.







KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Achmad Hisyam
No. MHS : 19521137
2. Nama Mahasiswa : Buchara Surya Al Falah
No. MHS : 19521043

Judul Prarancangan *) : PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN DARI PROPANA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **09 April 2023**

Batas Akhir Bimbingan : **06 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	11 Mei 2023	Membahas dan mendiskusikan terkait Kinetika Reaksi dan Menghitung Design Reactor	
2.	3 Juni 2023	Mendiskusikan mengenai perhitungan spesifikasi Alat Besar dan Alat Kecil	
3.	26 Juni 2023	Mendiskusikan mengenai perhitungan spesifikasi Alat Besar, Transportasi Bahan, dan Alat Kecil	
4.	28 Juli 2023	Mendiskusikan terkait dengan perhitungan Transportasi Bahan, Alat Kecil, PEFD, dan design Utilitas	
5.	7 agustus 2023	Mendiskusikan mengenai diagram PEFD, Design Utilitas dan membahas ekonomi	
6.	31 agustus 2023	Revisi dan mendiskusikan terkait Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Dosen Pembimbing

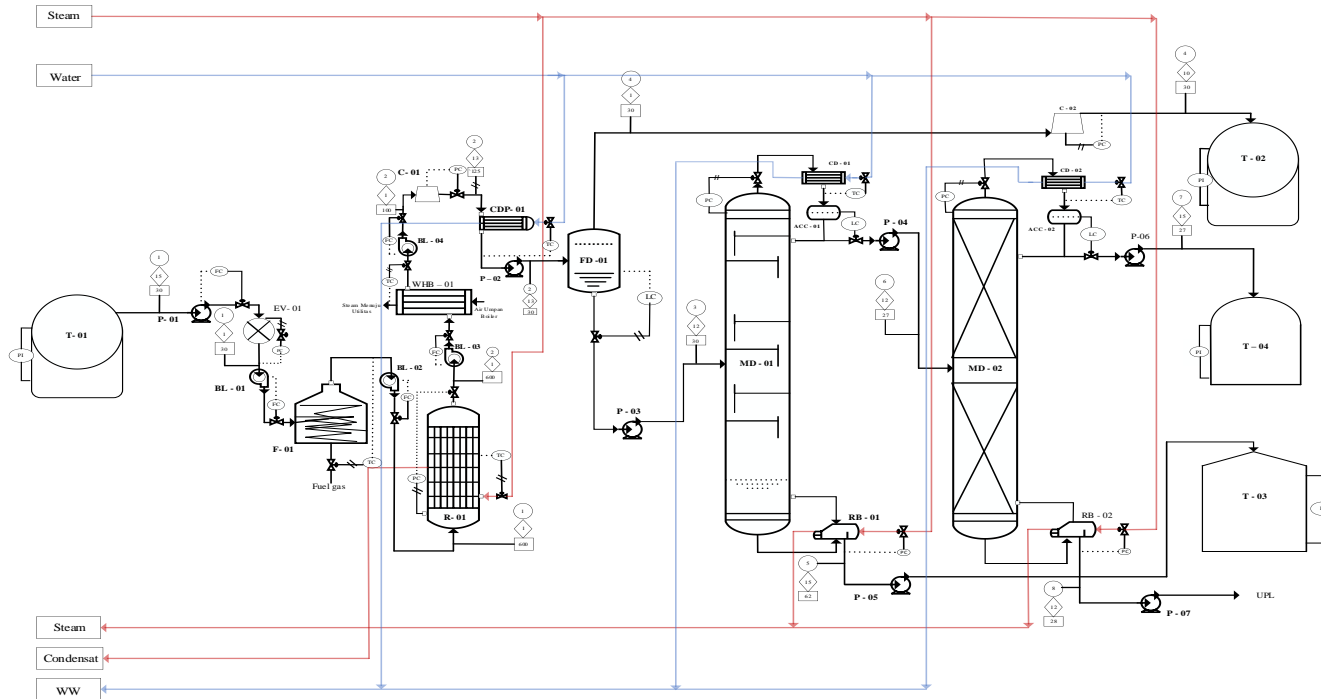


6 Sept 2023

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T.,M.T.

LAMPIRAN C PEFD

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA PROPILEN DARI PROPANA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)							
	1	2	3	4	5	6	7	8
C ₂ H ₆	1129,91	7999,81		7999,81				
C ₃ H ₈	62973,92	2518,96	2518,96		2506,36	12,59	0,63	11,97
C ₄ H ₁₀	2184,5	2184,51	2184,51		2184,51			
C ₁ H ₄		38471,34	38471,34		402,84	38068,52	37878,16	190,34
H ₂		2289,96		2289,96				
CH ₄		7327,87		38471,34				
C		5495,91						
TOTAL	66288,33	66288,36	43174,81	48761,11	5093,71	38081,11	37878,79	202,31

ALAT	KETERANGAN
ACC	Accumulator
C	Compressor
CD	Condensor
CO	Cooler
EV	Expansion Valve
F	Furnace
FD	Flash Drum
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
R	Reactor
RB	Reboiler
T	Tangki Penyimpanan
WHB	Waste Heat Boiler
BL	Blower
CDP	Condenser Parsial

SIMBOL	KETERANGAN
(FC)	Flow Controller
(LC)	Level Controller
(PC)	Pressure Controller
(PI)	Pressure Indicator
(TC)	Temperature Controller
○	Nomor Arus
□	Suhu
◇	Tekanan, atm
⊗	Control Valve
—	Pipa
#-#	Udara Tekan
.....	Listrik

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA
	PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK PROPILEN DARI PROPANA KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN
Dikerjakan oleh : 1. Buchara Surya Al – Falah (19521043) 2. Achmad Hisyam (19521137)	
Dosen Pembimbing : 1. Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T, M.T.	