



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

PRA DESAIN PABRIK POLYPROPYLENE DARI PROPYLENE

**Riza Miftahul Azmi
NRP. 02211640000006**

**Agung Hanifianto Rahardjo
NRP. 02211640000059**

**Dosen Pembimbing :
Prof.Dr.Ir.Arief Widjaja,M.Eng
NIP.1966 05 23 1991 02 1001**

**Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T, M.MT, Ph.D
NIP.1978 09 22 2008 12 1001**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA
SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**

Halaman ini sengaja dikosongkan



PLANT DESIGN PROJECT – TK 184803

**POLYPROPYLENE HOMOPOLYMER FROM
PROPYLENE PLANT DESIGN**

By :

**Riza Miftahul Azmi
NRP. 0221164000006**

**Agung Hanifianto Rahardjo
NRP. 0221164000059**

Advisor I :

**Prof.Dr.Ir.Arief Widjaja,M.Eng
NIP.1966 05 23 1991 02 1001**

Advisor II :

**Hakun Wirawasista Aparamarta, S.T, M.MT, Ph.D
NIP.1978 09 22 2008 12 1001**

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND
SYSTEMS ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan judul :

“Pra Desain Pabrik Polypropylene Homopolimer dari Propylene”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

Riza Miftahul Azmi

0221164000006

Agung Hanifianto Rahardjo

0221164000059

Telah diajukan dan diperbaiki sesuai dengan saran-saran dari dosen penguji :

1. Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng.
(Pembimbing I)
2. Hakun W. Aparamarta, S.T, M.MT, Ph.D
(Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng
(Penguji I)
4. Siti Zullaikah, ST., MT., Ph.D
(Penguji II)
5. Dr. Rendra Panca Anugraha, ST.
(Penguji III)


.....

.....

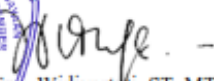
.....

.....

.....



Mengetahui,
Kepala Departemen Teknik Kimia


Dr. Eng. Widiyastuti, ST., MT
NIP. 197503062002122002

Surabaya, Agustus 2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

PRA DESAIN PABRIK POLYPROPYLENE HOMOPOLYMER DARI PROPYLENE

Nama/ NRP : 1. Riza Miftahul Azmi/02211640000006
2. Agung Hanifianto Rahardjo/02211640000059
Departemen : Teknik Kimia FTIRS-ITS
Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng.
Hakun Wirawasista A., S.T, M.MT., Ph.D

ABSTRAK

Industri plastik, terutama polypropylene merupakan salah satu yang perkembangannya cukup pesat dan memiliki prospek masa depan yang baik. Hal ini disebabkan plastik memiliki fungsi yang luas mulai dari kebutuhan rumah tangga hingga kebutuhan industri manufaktur. Polypropylene terdiri dari berbagai jenis, yaitu homopolymer, random copolymer dan impact copolymer. Homopolymer terbentuk oleh satu jenis polymer yaitu propylene tanpa ada bahan lain yang ditambahkan. Polypropylene homopolymer dihasilkan melalui reaksi polimerisasi monomer propylene. Untuk mencapai produksi polypropylene sebesar 190 KTPA, pabrik ini direncanakan berlokasi di Indramayu, mendekati pusat sumber produksi propylene dari PT. Pertamina RU VI untuk menutupi 200 KTPA propylene yang dibutuhkan oleh pabrik dengan kemurnian 99.6%. %. Proses pertama adalah menghilangkan Sulfur, MAP dan Air. Kemudian bahan baku diumpankan ke dalam reaktor dengan kondisi operasi tekanan 35 bar dan suhu 65oC. Produk dari reaktor berupa resin dan gas yang kemudian dipisahkan pada sistem degassing. Resin diproses menjadi bentuk pelet sementara gas di recovery kembali ke dalam reaktor. Pendirian pabrik polypropylene ini membutuhkan biaya investasi modal tetap (fix capital) sebesar Rp 618.517.013.120 ,

modal kerja (working capital) sebesar Rp 68.730.112.569, investasi total (total capital) Rp 687.301.125.689, dengan rincian bahan baku pertahun sebesar Rp 3.286.642.848.454, dan total penjualan pertahun sebesar Rp 4.549.512.000.000. Dari analisa ekonomi didapatkan internal rate of return (IRR) sebesar 63,2%, pay out time (POT) selama 3,05 tahun, dan break even point sebesar 23%. Ditinjau dari aspek teknis dan ekonomi pabrik polypropylene homopolymer ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci— Analisa ekonomi, Desain pabrik, Homopolymer, Polypropylene, UNIPOL

POLYPROPYLENE HOMOPOLYMER FROM PROPYLENE PLANT DESIGN

Name/ NRP : 1. Riza Miftahul Azmi/02211640000006
2. Agung Hanifianto Rahardjo/02211640000059
Departement : Teknik Kimia FTIRS-ITS
Advisor : Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng.
Hakun Wirawasista A., S.T, M.MT., Ph.D

ABSTRACT

The plastic industry, especially polypropylene, is one that is developing rapidly and has good future prospects. This is because plastic has a wide range of functions, from household needs to the needs of the manufacturing industry. Propylene consists of various types, namely homopolymers, random copolymers and impact copolymers. Homopolymer is formed by one type of monomer propylene without any other monomer added. Polypropylene homopolymer is produced by polymerization reaction of propylene monomer. To achieve a polypropylene production of 190 KTPA, the plant is planned to be located in Indramayu, close to the propylene production source from PT Pertamina RU VI to cover the 200 KTPA propylene required by the plant with a purity of 99.6%. The process begins with removing sulfur, MAP and water from the raw materials and then the stream is fed into the reactor under operating conditions of 35 bar pressure and 65oC temperature. The product from the reactor in the form of resin and gas is then separated in a degassing system. The resin is processed into pellets while the gas is recovered back into the reactor. The establishment of this polypropylene plant requires fixed capital investment costs of IDR 618,517,012,120, working capital of IDR 68,730,112,569, total investment of IDR 687,301,125,689, with annual raw material requirements of IDR 3,286. .642,848,454, and total annual sales of IDR

4,549,512,000,000. From the economic analysis, it was found that the internal rate of return (IRR) was 63.2%, the payout time (POT) was 3.05 years and the break even point was 23%. In terms of technical and economic aspects, the polypropylene homopolymer plant is feasible to establish.

Keywords— Economic analysis, Homopolymer, Plant design, Polypropylene, UNIPOL

KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT karena hanya dengan rahmat dan berkah-Nya sehingga kami dapat menulis dan telah menyelesaikan Tugas Desain Pabrik yang berjudul “Pra Desain Pabrik Polypropylene Homopolimer dari Propylene”. Proposal Tugas Penelitian ini merupakan salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Dalam penyusunan proposal ini, penulis banyak mendapat bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung dari beberapa pihak. Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Ibu Widiyastuti, ST, M.T. selaku Kepala Departemen S1 Teknik Kimia FTI – ITS.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng selaku Kepala Laboratorium Biokimia, Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS dan Dosen Pembimbing atas bimbingan dan saran yang diberikan
3. Bapak Hakun W. Aparamarta, S.T, M.MT, Ph.D. selaku Dosen Pembimbing Laboratorium Teknologi Biokimia, Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS atas bimbingan, saran dan motivasi yang telah diberikan.
4. Bapak dan Ibu Dosen pengajar dan seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
5. Orang tua dan seluruh keluarga yang telah memberikan dukungan, doa, dan kasih sayang kepada kami.

Demikian, penulis menyadari bahwa dalam penulisan proposal ini masih banyak terdapat kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat diperlukan agar dapat diperbaiki menjadi lebih baik di kemudian hari.

Surabaya, Agustus 2020
Penulis

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
ABSTRAK	iv
ABSTRACT	vi
KATA PENGANTAR.....	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
DAFTAR TABEL	xvi
BAB I PENDAHULUAN.....	I-1
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Perkembangan Industri <i>Polypropylene</i>	I-2
I.3 Aspek Marketing.....	I-2
I.4 Bahan Baku dan End Product dari Polypropylene .	I-4
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1 Kapasitas	II-1
II.2 Lokasi	II-3
II.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	II-11
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	III-1
III.1 Seleksi Proses.....	III-1
III.2 Uraian Proses.....	III-9
III.2.1 Sistem Purifikasi Bahan Baku.....	III-10
III.2.2 Sistem Reaktor	III-12
III.2.3 Sistem Pemisahan Gas dan Resin	III-15
III.2.4 Sistem <i>Recovery</i> Gas Buang	III-16
III.2.5 Sistem Finishing.....	III-17
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1
IV.1 Neraca Massa	IV-1
IV.1.1 Unit Purifikasi	IV-3
IV.1.2 Unit Reaktor	IV-7

IV.1.3	Unit Separasi	IV-10
a.	Upper Zone.....	IV-11
b.	Intermediate Zone.....	IV-12
IV.1.4	Recovery System.....	IV-13
IV.1.5	Finishing Unit.....	IV-18
IV.2	Neraca Panas	IV-20
IV.2.1	Nitrogen Preheater (E-160)	IV-22
IV.2.2	Reaktor (R-210).....	IV-23
IV.2.3	Cycle Gas Cooler (E-212)	IV-24
IV.2.4	Mix Point Cycle Gas dan Recovered Vent Gas IV-25	
IV.2.5	Mix Point Make-Up Feed dan Cycle Gas...IV-25	
IV.2.6	Resin Degassing Column (D-320).....	IV-26
IV.2.7	Mixer (M-510).....	IV-28
IV.2.8	Pellet Chamber (F-513)	IV-30
IV.2.9	Cycle Water Cooler (E-515).....	IV-31
IV.2.10	Pellet Dryer (B-520).....	IV-32
IV.2.11	Air Heater (E-522).....	IV-33
IV.2.12	Vent Recovery Cooler (E-411a) dan Vent Recovery Chiller (E-411b).....	IV-34
a.	Vent Recovery Cooler (E-411a).....	IV-34
b.	Vent Recovery Chiller (E-411b)	IV-34
BAB V DAFTAR HARGA DAN PERALATAN		V-1
V.1	Unit Purifikasi	V-1
V.1.1	Sulfur Removal Tank	V-1
V.1.2	Methyl Acetylene Propadiene Removal Tank. V- 1	
V.1.3	Propylene Dehydration.....	V-2
V.1.4	Propylene Compressor.....	V-2
V.1.5	N ₂ Catalyst Carrier Compressor	V-3
V.1.6	Nitrogen Preheater.....	V-3
V.2	Unit Reaktor	V-4

V.2.1	Reaktor	V-4
V.2.2	Cycle Gas Compressor	V-5
V.2.3	Cycle Gas Cooler	V-6
V.3	Unit Separasi	V-7
V.3.1	Resin Chamber	V-7
V.3.2	Resin Degassing Column	V-8
V.4	Recovery System.....	V-9
V.4.1	Vent Recovery Compressor	V-9
V.4.2	Vent Gas Recovery Chamber.....	V-9
V.4.3	C ₃ Distillation Column.....	V-10
V.4.4	Propylene Condenser	V-11
V.4.5	Propane Reboiler.....	V-12
V.4.6	C ₃ Recycle Compressor.....	V-13
V.5	Unit Finishing.....	V-13
V.5.1	Mixer	V-13
V.5.2	Melt Pump.....	V-14
V.5.3	Melt Screen	V-14
V.5.4	Pellet Chamber	V-14
V.5.5	Cycle Water Pump	V-15
V.5.6	Cycle Water Cooler.....	V-15
V.5.7	Pellet Dryer	V-16
V.5.8	Air Blower.....	V-17
V.5.9	Air Heater.....	V-17
V.5.10	Pellet Classifier	V-18
V.5.11	Product Silo.....	V-18
BAB VI	ANALISA EKONOMI.....	VI-1
VI.1	Pengelolaan Sumber Daya Manusia.....	VI-1
VI.1.1	Bentuk Badan Perusahaan.....	VI-1
VI.1.2	Sistem Organisasi Perusahaan.....	VI-2
VI.1.3	Struktur Organisasi.....	VI-3
VI.1.4	Perincian Jumlah Tenaga Kerja	VI-7
VI.1.5	Sistem Kerja.....	VI-9

VI.2 Utilitas	VI-11
VI.2.1 Unit Pengolahan Air	VI-12
VI.2.2 Unit Penyediaan Steam.....	VI-13
VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik	VI-13
VI.2.4 Unit Penanganan Limbah	VI-13
VI.3 Analisa Ekonomi	VI-13
VI.3.1 Laju Pengembalian Modal (<i>Internal Rate of Return, IRR</i>).....	VI-14
VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal (<i>Pay Out Time , POT</i>)	VI-14
VI.3.3 Titik Impas (<i>Break Even Point, BEP</i>)	VI-14
BAB VII KESIMPULAN.....	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	1
RIWAYAT PENULIS.....	3

DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1 <i>Grafik supply dan demand polypropylene</i> di Indonesia (Nexant, 2016).....	I-3
Gambar II. 1 Trendline impor polypropylene di Indonesia.....	II-1
Gambar II. 2 Trendline ekspor polypropylene di Indonesia	II-2
Gambar II. 3 Kebutuhan lahan <i>polypropylene plant</i> PT. Chandra Asri Petrochemical	II-5
Gambar II. 4 Rencana lokasi pabrik <i>polypropylene</i>	II-5
Gambar II. 5 Random Sampling Lokasi Konsumen Polypropylene	II-7
Gambar II. 6 Diagram hirarki dalam pemilihan lokasi pabrik ..	II-9
Gambar II. 7 Digram hirarki dalam pemilihan lokasi pabrik	II-9
Gambar III. 1 Proses umum pembuatan <i>polypropylene</i>	III-2
Gambar III. 2 Proses produksi polipropilen pada proses Spheripol (anonim, 2000)	III-3
Gambar III. 3 Proses produksi polipropilen pada proses Unipol	III-5
Gambar III. 4 Diagram hirarki dalam pemilihan lisensor pabrik	III-8
Gambar III. 5 Resin Degassing Column.....	III-16
Gambar IV. 1 Sulphur removal tank.....	IV-3
Gambar IV. 2 MAP removal tank.....	IV-4
Gambar IV. 3 Proppylene Dehydration	IV-4
Gambar IV. 4 Mix point propylene dan hydrogen	IV-5
Gambar IV. 5 Mix point cycle gas dan feed	IV-5
Gambar IV. 6 Split point nitrogen feed	IV-6
Gambar IV. 7 Mix point nitrogen dan katalis	IV-6
Gambar IV. 8 Mix point kokatalis.....	IV-7
Gambar IV. 9 Reaktor	IV-8
Gambar IV. 10 Cycle gas dan recovered vent gas	IV-9
Gambar IV. 11 Resin chamber	IV-10
Gambar IV. 12 Resin degassing column	IV-11
Gambar IV. 13 Vent gas recovery chamber.....	IV-13
Gambar IV. 14 Split point recovered nitrogen.....	IV-14

Gambar IV. 15 Propylene propane separation vessel	IV-15
Gambar IV. 16 Mixing point recycled nitrogen dan propylene .IV-15	
Gambar IV. 17 Mix point to flare	IV-16
Gambar IV. 18 Mixer	IV-18
Gambar IV. 19 Pellet dryer	IV-19
Gambar IV. 20 Mix point cycle water	IV-20
Gambar IV. 21 Nitrogen preheater	IV-22
Gambar IV. 22 Reaktor	IV-23
Gambar IV. 23 Cycle gas cooler	IV-24
Gambar IV. 24 Mix point cycle gas dan recovered vent gas .IV-25	
Gambar IV. 25 Mix point make-up feed dan cycle gas	IV-25
Gambar IV. 26 Resin degassing column	IV-26
Gambar IV. 27 Mixer	IV-28
Gambar IV. 28 Pellet chamber	IV-30
Gambar IV. 29 Cycle water cooler	IV-31
Gambar IV. 30 Pellet dryer	IV-32

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Tabel ekspor impor polypropylene di Indonesia	I-4
Tabel II. 1 Tabel impor propylene di Indonesia.....	II-4
Tabel II. 2 Produksi propylene di USA dalam KTA.....	II-6
Tabel II. 3 Perbandingan lokasi pendirian pabrik	II-10
Tabel II. 4 Spesifikasi <i>raw material propylene</i> (Dow Technology, 2005)	II-11
Tabel II. 5 Spesifikasi produk <i>polypropylene</i> (PT Chandra Asri Petrochemical, 2019).....	II-12
Tabel III. 1 Data inlet dan outlet tiap proses.....	III-6
Tabel III. 2 Data parameter teknis dan ekonomi tiap proses....	III-7
Tabel III. 3 Perbandingan lisensor pabrik.....	III-9
Tabel III. 4 Spesifikasi bahan baku <i>propylene</i> (Dow Technology, 2005)	III-11
Tabel IV. 1 Data komponen dan berat molekul senyawa.....	IV-1
Tabel IV. 2 Spesifikasi bahan baku <i>polypropylene homopolymer</i>	IV-2
Tabel IV. 3 Spesifikasi produk <i>polypropylene homopolymer</i>	IV-2
Tabel IV. 4 Neraca massa sulphur removal tank	IV-3
Tabel IV. 5 Neraca massa MAP removal tank.....	IV-4
Tabel IV. 6 Neraca massa propylene dehydration	IV-4
Tabel IV. 7 Neraca massa mix point propylene dan hydrogen	IV-5
Tabel IV. 8 Neraca massa mix point cycle gas dan feed.....	IV-5
Tabel IV. 9 Neraca massa split point nitrogen feed	IV-6
Tabel IV. 10 Neraca massa mix point nitrogen dan katalis.....	IV-6
Tabel IV. 11 neraca massa mix point kokatalis	IV-7
Tabel IV. 12 Neraca massa reaktor.....	IV-8
Tabel IV. 13 Neraca massa cycle gas dan recovered vent gas	IV-9
Tabel IV. 14 Neraca massa resin chamber.....	IV-10
Tabel IV. 15 Neraca massa resin degassing column upper zone	IV-11
Tabel IV. 16 Neraca massa resin degassing column intermediate zone.....	IV-12
Tabel IV. 17 Neraca massa vent gas recovery chamber.....	IV-13

Tabel IV. 18 Neraca massa split point recovered nitrogen	IV-14
Tabel IV. 19 Neraca massa propylene propane separation vessel	IV-15
Tabel IV. 20 Neraca massa mixing point recycled nitrogen dan propylene.....	IV-16
Tabel IV. 21 Neraca massa point to flare	IV-16
Tabel IV. 22 Neraca massa mixer	IV-18
Tabel IV. 23 Neraca massa pellet dryer.....	IV-19
Tabel IV. 24 Neraca massa mix point cycle water.....	IV-20
Tabel IV. 25 Thermal properties suatu senyawa.....	IV-20
Tabel IV. 26 Kalor laten suatu senyawa	IV-21
Tabel IV. 27 Neraca panas nitrogen preheater.....	IV-22
Tabel IV. 28 Neraca panas reaktor	IV-23
Tabel IV. 29 Neraca panas cycle gas cooler	IV-24
Tabel IV. 30 Neraca panas mix point cycle gas dan recovered vent gas	IV-25
Tabel IV. 31 Neraca panas mix point make-up feed dan cycle gas	IV-26
Tabel IV. 32 Resin degassing column upper zone.....	IV-27
Tabel IV. 33 Resin degassing column intermediate zone	IV-27
Tabel IV. 34 Neraca panas mixer	IV-28
Tabel IV. 35 Neraca panas pellet chamber	IV-30
Tabel IV. 36 Neraca panas cycle water cooler	IV-31
Tabel IV. 37 Neraca panas pellet dryer	IV-32
Tabel V. 1 Spesifikasi Sulphur Removal Tank.....	V-1
Tabel V. 2 Spesifikasi Methyl Acetylene Removal Tank.....	V-1
Tabel V. 3 Spesifikasi Propylene Dehydration.....	V-2
Tabel V. 4 Spesifikasi Propylene Compressor	V-2
Tabel V. 5 Spesifikasi Nitrogen Compressor	V-3
Tabel V. 6 Spesifikasi Nitrogen Preheater.....	V-3
Tabel V. 7 Spesifikasi Reaktor	V-4
Tabel V. 8 Spesifikasi Cycle Gas Compressor	V-5
Tabel V. 9 Spesifikasi Cycle Gas Cooler	V-6
Tabel V. 10 Spesifikasi Resin Chamber	V-7
Tabel V. 11 Spesifikasi Resin Degassing Column	V-8

Tabel V. 12 Spesifikasi Vent Recovery Compressor.....	V-9
Tabel V. 13 Spesifikasi Vent Gas Recovery Chamber	V-9
Tabel V. 14 Spesifikasi Distillation Column	V-10
Tabel V. 15 Spesifikasi Propane Condenser.....	V-11
Tabel V. 16 Spesifikasi Nitrogen Preheater.....	V-12
Tabel V. 17 Spesifikasi Nitrogen Compressor.....	V-13
Tabel V. 18 Spesifikasi Mixer	V-13
Tabel V. 19 Spesifikasi Melt Pump.....	V-14
Tabel V. 20 Spesifikasi Melt Screen	V-14
Tabel V. 21 Spesifikasi Pellet Chamber	V-14
Tabel V. 22 Spesifikasi Cycle Water Pump.....	V-15
Tabel V. 23 Spesifikasi Cycle Water Cooler	V-15
Tabel V. 24 Spesifikasi Pellet Dryer	V-16
Tabel V. 25 Spesifikasi Air Blower.....	V-17
Tabel V. 26 Spesifikasi Air Heater.....	V-17
Tabel V. 27 Spesifikasi Pellet Classifier	V-18
Tabel V. 28 Spesifikasi Silo	V-18

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Plastik pada saat ini sangat dibutuhkan di Indonesia. Hal ini disebabkan karena konsumsi plastik di Indonesia yang tinggi seperti kantong plastik, peralatan elektronik, tempat makanan, botol minum dan lain-lain. Plastik sendiri terdiri dari berbagai macam jenis seperti polypropylene (PP), High Density Polyethylene (HDPE), Linear Low Density Polyethylene (LLDPE) dan jenis plastik lain. Semua jenis-jenis plastik tersebut termasuk polimer. Polimer merupakan suatu makro molekul yang terdiri dari banyak pengulangan unit yang disebut monomer, saling terikat dan memiliki struktur identik (Karian, 2003). Polypropylene merupakan gabungan monomer-monomer dari propylene yang saling tersambung menjadi rantai panjang.

Industri plastik, terutama *polypropylene* merupakan salah satu yang perkembangannya cukup pesat dan memiliki prospek masa depan yang baik. Hal ini disebabkan plastik memiliki fungsi yang luas mulai dari kebutuhan rumah tangga hingga kebutuhan industri manufaktur.

Polypropylene terdiri dari berbagai jenis, yaitu *homopolymer*, *random copolymer* dan *impact copolymer*. *Homopolymer* terbentuk oleh satu jenis *polymer* yaitu *propylene* tanpa ada bahan lain yang ditambahkan. *Random copolymer* terbentuk dengan penambahan *ethylene* (7% atau kurang) dan memiliki sifat yang berbeda dari *homopolymer* yaitu memiliki sifat yang elastis, lebih bening, dan tidak buram dibandingkan dengan *homopolymer*, namun sifat kekristalannya yang berkurang karena sifat elastisnya. Sedangkan *impact copolymer* merupakan campuran antara *propylene* dan *ethylene* (kadar 6-15%) dan memiliki sifat seperti karet dan memiliki ketahanan yang lebih dibandingkan dengan jenis-jenis yang lainnya (Karian, 2003).

I.2 Perkembangan Industri *Polypropylene*

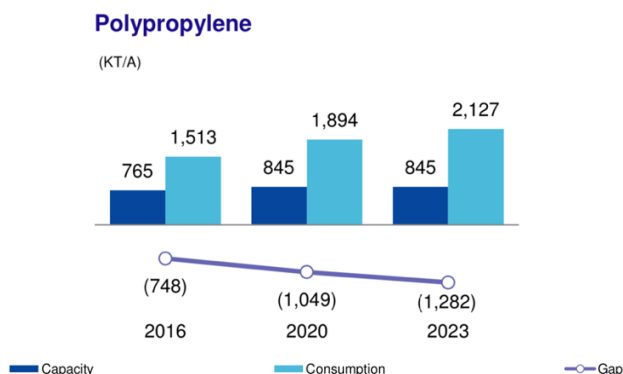
Sejak ditemukan pada tahun 1950, *polypropylene* telah berkembang menjadi salah satu polimer yang paling banyak digunakan saat ini. Pada tahun 1980, industri *polypropylene* dunia mengalami perkembangan secara signifikan sejak ditemukannya *polypropylene* pada tahun 1950. Perkembangan ini terjadi pada alat produksi dan teknologi katalis yang digunakan. Hal tersebut tidak lepas dari peran Karl Ziegler dan Giulio Natta melalui penemuan katalis gabungan $TiCl_4$ dan $AlEt_3$ yang sangat mutakhir dan masih digunakan pada banyak *plant* produksi *polypropylene* hingga saat ini. Akibat perkembangan pesat ini, pada tahun 1988 kapasitas produksi *polypropylene* dunia mencapai 11.000 KTA (30% Amerika, 30% Eropa dan 14% Jepang) (Ven, 1990).

Saat ini terdapat 3 produsen *polypropylene* resin di Indonesia yaitu PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk., PT. Polytama Propindo dan PT. Pertamina Plaju. Industri *polypropylene* di Indonesia dimulai dengan dibangunnya kilang *polypropylene* PT. Pertamina Plaju di Sumatera Selatan dengan kapasitas produksi 20 KTA pada tahun 1971 dan ekspansi menjadi 45 KTA pada tahun 1994. Produksi *polypropylene* Indonesia meningkat ketika dibangun *plant polypropylene* milik PT. Chandra Asri Petrochemical Tbk (sebelumnya PT. Tri Polyta Indonesia) pada tahun 1992 dengan kapasitas 180 KTA yang kemudian melakukan ekspansi menjadi 240 KTA pada tahun 1995. PT. Polytama Propindo juga membangun *plant polypropylene* di Indramayu dengan kapasitas 180 KTA pada 1996. Ketiga perusahaan tersebut terus mengembangkan produksinya baik dari segi kapasitas maupun teknologi hingga saat ini (Sidik, 2007).

I.3 Aspek Marketing

Pada tahun 2016 kebutuhan *polypropylene* di Indonesia mencapai 1.513 KTPA dengan jumlah produksi hanya 765 KTPA, sehingga untuk memenuhi kebutuhan *polypropylene* pemerintah Indonesia masih melakukan impor. Kebutuhan tersebut akan terus meningkat dan diprediksi pada tahun 2020 akan mencapai 1,894

KTPA dengan produksi hanya 845 KTPA, *gap* antara *supply* dan *demand* yang ada mencapai 1,049 KTPA. Jika dilakukan interpolasi terhadap data dengan asumsi bahwa peningkatan *supply* dan *demand* dianggap konstan maka pada tahun 2019 didapatkan kebutuhan *polypropylene* nasional sebesar 1.817 KTPA, dengan *supply* dalam negeri sebesar 765 KTPA dan impor sebesar 1.052 KTPA. Data tersebut ditampilkan pada gambar berikut.



Gambar I. 1 Grafik *supply* dan *demand polypropylene* di Indonesia (Nexant, 2016)

Pada tahun 2018 *supply polypropylene* di Indonesia mencapai angka 1,65 juta ton yang didominasi oleh impor sebesar 53%, 29% dari PT. Chandra Asri Petrochemical, 15% dari PT. Polytama dan 3% dari PT. Pertamina (Nexant, 2018). Sementara menurut data dari Badan Pusat Statistik pada tahun 2018 Indonesia melakukan impor *polypropylene* sebesar 743,6 KT. Berikut adalah data impor *polypropylene*.

Tabel I.1 Tabel ekspor impor polypropylene di Indonesia

Tahun	Impor		Ekspor	
	Harga (US \$)	Netweight (ton)	Harga (US \$)	Netweight (ton)
2016	689.611.101	652.727,917	7.488.560	4.805,283
2017	710.028.867	607.362,584	12.677.780	7.798,980
2018	743.661.377	576.676,113	34.562.070,5	24.844,359
2019*	459.927.382	396.346,593	6.244.925	3.432,571

(bps.go.id diakses pada 15 September 2019)

I.4 Bahan Baku dan End Product dari Polypropylene

Dalam pembuatan *polypropylene*, bahan baku utama yang digunakan ialah *propylene* (IUPAC : Propena) dan gas hidrogen. Propena sendiri merupakan senyawa organik tidak jenuh yang disebabkan karena adanya ikatan rangkap dua sehingga bisa diadisi oleh hidrogen sehingga ikatan rangkap tersebut putus dan menjadi senyawa jenuh. Di Indonesia, *propylene* diproduksi oleh dua perusahaan besar yaitu PT. Chandra Asri Petrochemical dengan kapasitas produksi sebesar 470 KTPA (sedang dikembangkan menjadi 1070 KTPA), dan PT. Pertamina Persero (RU VI Balongan) yang memproduksi *propylene* sebesar 608 KTPA. Dalam proses produksi, bahan baku *propylene* akan terus bereaksi membentuk rantai *polypropylene* pada reaktor dan akan berhenti ketika diputus oleh *hydrogen* (Nexant, 2017).

Polypropylene biasanya dijadikan sebagai bahan baku untuk berbagai macam jenis produk. *Polypropylene* dalam bentuk *homopolymer* biasanya digunakan sebagai kemasan makanan, peralatan rumah tangga, tas woven, dan lain-lain. Hal ini disebabkan karena sifat dari *homopolymer* yang bersifat kaku dan memiliki warna mengkilap. Selain itu terdapat *random copolymer* yang biasanya digunakan dalam wadah-wadah yang bersifat bening, tutup botol, dan lain-lain. Hal ini dikarenakan sifat dari *random copolymer* yang bening dan bersifat elastis. Terdapat pula *impact copolymer* yang biasanya digunakan dalam pembuatan

ember plastik, produk elektronik, dan otomotif yang bersifat Bahan *impact copolymer* bersifat kuat dan mudah dibentuk.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Kapasitas merupakan elemen yang penting dalam mendirikan suatu pabrik. Dalam menentukan kapasitas, banyak factor yang harus dipertimbangkan seperti kebutuhan/permintaan akan produk yang dihasilkan, peraturan pemerintah, ataupun melakukan penyesuaian kapasitas produksi dengan pabrik sejenis yang sudah ada. Dalam perhitungan ini, akan diasumsikan:

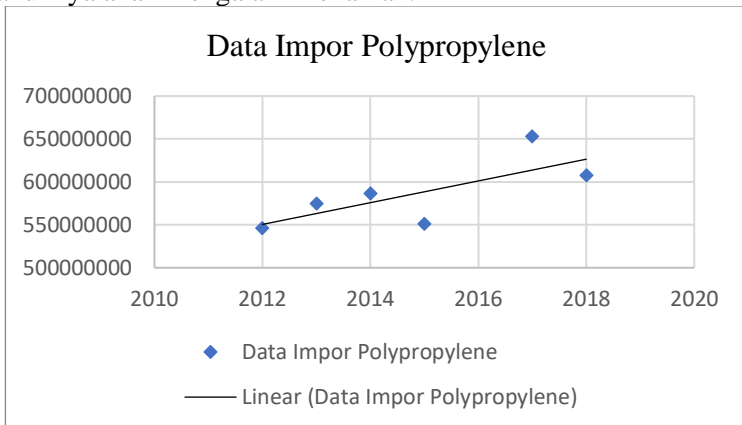
1 tahun = 330 hari kerja

1 hari = 24 jam

Produksi komersial = dimulai pada 2024

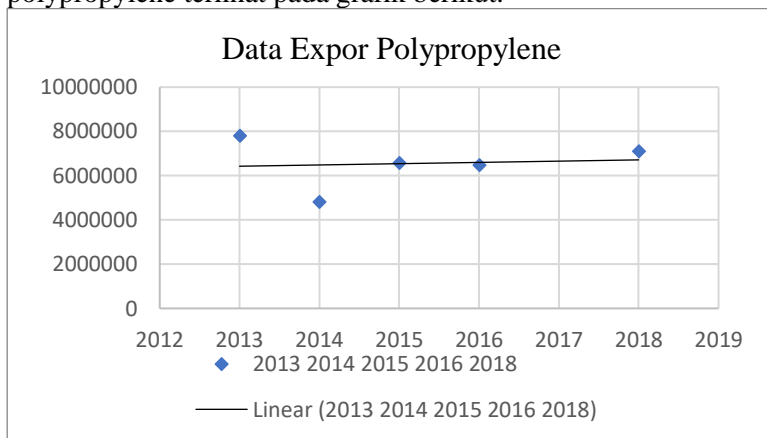
Telah dipaparkan pada bab sebelumnya bahwa antara *supply* dan *demand polypropylene* di Indonesia pada tahun 2019 masih terdapat *gap* sebesar 1.052 KTPA. Hingga saat ini, produsen dalam negeri masih mengalami kesulitan dalam memenuhi kebutuhan *polypropylene* domestik.

Selain itu jika diproyeksikan data impor memiliki trendline positif, atau dengan kata lain maka kebutuhan polypropylene tiap tahunnya akan mengalami kenaikan.



Gambar II. 1 Trendline impor polypropylene di Indonesia

Sedangkan pada data ekspor didapatkan penurunan polypropylene terlihat pada grafik berikut.



Gambar II. 2 Trendline ekspor polypropylene di Indonesia

Hingga saat ini, produsen dalam negeri masih mengalami kesulitan dalam memenuhi kebutuhan *polypropylene* domestik. Sementara sejak tahun 2014 pemerintah mewajibkan penggunaan produk-produk dalam negeri yang tertuang dalam Peraturan Menteri Perindustrian No.2 Tahun 2014. Pemerintah juga menentukan produk-produk yang menjadi prioritas untuk dikembangkan, salah satunya adalah *polypropylene*. Jika diproyeksikan, kebutuhan polypropylene di Indonesia pada tahun 2024 mencapai angka 2127 kiloton per tahun, sedangkan produksi polypropylene di Indonesia hanya 845 kiloton per tahun. Sedangkan data ekspor dan impor polypropylene di Indonesia tidak dapat diproyeksikan karena nilainya fluktuatif. Demi keamanan produksi (supply berlebih) kami memutuskan untuk menggunakan data ekspor tertinggi dan data impor di tahun yang sama. Sehingga jika menggunakan rumus kapasitas produksi didapat :

$$\text{kapasitas produksi} = \text{kebutuhan} - \text{produksi} + \text{ekspor} - \text{impor}$$

$$\text{kapasitas produksi}^* = 2127 - 845 + 0 - 653$$

$$\text{kapasitas produksi}^* = 629 \text{ KTPA}$$

Dilatarbelakangi permasalahan tersebut maka sudah jelas bahwa pengembangan kapasitas produksi *polypropylene* sangat dibutuhkan di Indonesia. Sebagai tambahan informasi, untuk mendukung program pemerintah tersebut pada saat ini PT. Chandra Asri Petrochemical sedang melakukan proyek pembangunan CAP 2 dengan salah satu produksinya adalah *polypropylene* dengan kapasitas 450 KTPA yang direncanakan untuk selesai pada tahun 2024. Dengan tambahan produksi tersebut, masih terdapat selisih antara kebutuhan dan produksi *polypropylene* sebesar 179 KTPA. Untuk itu pembangunan pabrik *polypropylene* baru di Indonesia saat ini cukup menjanjikan dari segi ekonomi karena adanya kebutuhan nasional yang belum terpenuhi secara mandiri dan adanya dukungan dari pemerintah melalui Peraturan Menteri Perindustrian No.2 Tahun 2014. Kapasitas produksi pabrik yang akan dibangun adalah 180 KTPA mengacu pada desain dari lisensor UNIPOL untuk *polypropylene plant train 1* milik PT Chandra Asri Petrochemical.

II.2 Lokasi

Letak geografis suatu pabrik mempunyai pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik tersebut. Karena itu penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan sangat penting dalam perencanaannya. Idealnya lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun lingkungan di sekitar pabrik, serta adanya kemungkinan untuk penambahan luas area pabrik tersebut. Beberapa hal yang dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik adalah ketersediaan bahan baku, lokasi pemasaran, sumber energi dan sumber air, dan sumber tenaga kerja.

a. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku utama pembuatan polypropylene adalah propylene polymer grade yang diproduksi oleh PT Chandra Asri Petrochemical (kapasitas 470 KTPA akan dikembangkan menjadi 1070 KTPA, sebagian besar untuk supply ke PT Chandra Asri Petrochemical) dan PT Pertamina RU VI Balongan (kapasitas 608

KTPA). Untuk produksi polypropylene dengan kapasitas 190 KTPA dibutuhkan propylene sebanyak 200 KTPA sehingga sumber pasokan dari kedua perusahaan tersebut sudah cukup, ditambah dengan supply melalui impor sebagai cadangan jika arus supply bahan baku terganggu. Berikut adalah data impor propylene di Indonesia.

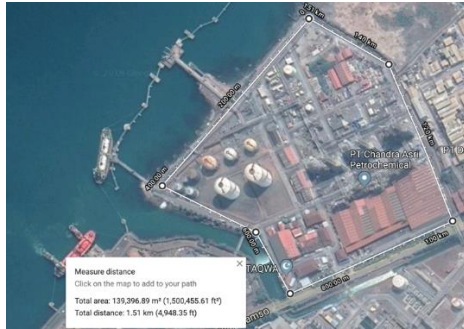
Tabel II. 1 Tabel impor propylene di Indonesia

Tahun	Impor	
	Harga (US \$)	Netweight (ton)
2016	132.765.733	183.283,855
2017	102.502.296	112.767,934
2018	4.780.055	4.976,835
2019*	59.728.039	66.530,590

(bps.go.id diakses pada 23 September 2019)

Berdasarkan ketersediaan bahan baku, maka lokasi pendirian pabrik yang ideal adalah berlokasi dekat dengan PT Chandra Asri Petrochemical atau PT Pertamina RU VI Balongan. Kedua lokasi tersebut adalah Kota Cilegon, Banten dan Kota Indramayu, Jawa Barat.

Sebelum penentuan lokasi secara akurat, diperlukan data luas area yang dibutuhkan untuk pembangunan pabrik. Karena tidak ada literatur khusus yang menjelaskan mengenai kebutuhan lahan pabrik, maka kebutuhan lahan mengacu pada *existing plant* yaitu PT. Chandra Asri Petrochemical dengan kebutuhan area sekitar 14 ha. Berikut adalah data kebutuhan lahan untuk *polypropylene plant* PT. Chandra Asri Petrochemical yang diambil melalui *google map*.



Gambar II. 3 Kebutuhan lahan *polypropylene plant* PT. Chandra Asri Petrochemical

Jika mempertimbangkan kebutuhan lahan, kedua lokasi memiliki cukup area untuk mendirikan pabrik *polypropylene*. Berikut adalah rencana lokasi pabrik *polypropylene* di Cilegon dan Indramayu. Keduanya berdekatan dengan produsen bahan baku sehingga memudahkan transportasi bahan baku melalui saluran pipa.



Gambar II. 4 Rencana lokasi pabrik *polypropylene*

Selain kedua kebutuhan tersebut, pabrik *polypropylene* membutuhkan *supply* hidrogen. Di kota Cilegon hidrogen dapat disediakan oleh PT Air Liquide Indonesia sementara di kota Indramayu hidrogen dapat disediakan oleh PT Pertamina RU VI

Balongan. Berdasarkan alasan bahan baku maka kota Indramayu lebih memungkinkan untuk dipilih sebagai lokasi pendirian pabrik.

Jika terdapat masalah pada supply bahan baku, maka dapat dilakukan impor untuk menutupi kekurangan bahan baku. Salah satu negara yang dapat dijadikan supplier adalah USA dengan gap produksi *propylene* sebesar 600.000 KTA. Berikut adalah tabel total produksi *propylene* dari berbagai produsen di USA.

Tabel II. 2 Produksi *propylene* di USA dalam KTA

Produsen	2017*	2018*	2019*	2020*
Cracker				
CP Chemical	42.918	51.193	51.193	51.333
Dow	30.015	51.193	51.193	51.333
ExxonMobil	4.348	51.193	51.193	51.333
Formosa			30.856	41.067
Occidental Chemical	10.914	18.616	18.616	18.667
Sasol		30.014	51.193	51.333
Shintech				14.306
PDH				
Dow	675.068	675.068	675.068	676.917
Entreprise Product	675.068	675.068	675.068	676.917
Formosa		675.002	675.002	676.851
Total	1.438.330	2.227.346	2.279.380	2.340.071

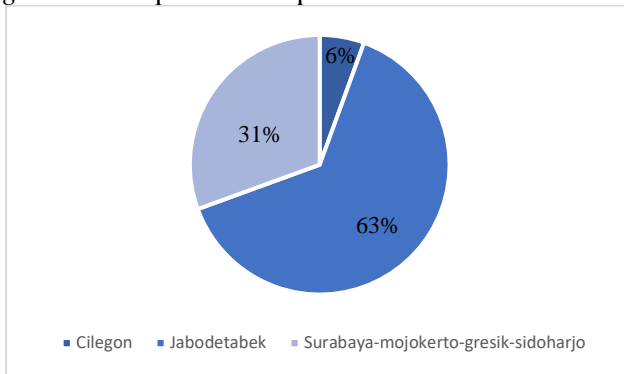
(Platts Analytic, 2016)

a. Lokasi pemasaran

Karena alasan pemenuhan kebutuhan nasional, maka tujuan pemasaran produk *polypropylene* adalah produsen plastik lokal dan tidak ada yang diproyeksikan untuk menjadi komoditi ekspor. Lokasi pemasaran tidak berpengaruh terhadap pemilihan lokasi pabrik karena kemudahan dalam *handling* dan transportasi produk yang akan dikemas dalam bentuk karung.

Konsumen dari resin *homopolymer polypropylene* yang akan dihasilkan adalah perusahaan-perusahaan *downstream* yang memproduksi plastik *polypropylene* seperti produsen kemasan bahan makanan, karung plastik, terpal, tali raffia, sedotan, hingga

peralatan rumah tangga. Berikut merupakan hasil *random sampling* lokasi dari perusahaan-perusahaan tersebut:



Gambar II. 5 Random Sampling Lokasi Konsumen Polypropylene

Random sampling ini didapati dari data anggota inaplas (Asosiasi Industri Olefin, Aromatik, dan Plastik Indonesia) bagian downstream yang menggunakan polypropylene sebagai bahan utama.

b. Sumber energi dan air

Sumber energi merupakan faktor yang berpengaruh dalam keberlangsungan suatu pabrik. Berdasarkan Statistik Ketenagalistrikan 2018 Kementerian ESDM, Provinsi Cilegon memiliki pembangkit dengan kapasitas listrik sebesar 4.940 MW bersumber dari PLTU Suralaya, Labuhan dan Lontar. Sedangkan Provinsi Jawa Barat memiliki pembangkit dengan kapasitas listrik sebesar 5.521 MW dengan sumber listrik berupa PLTU, PLTA, PLTG dan PLTP yang tersebar di beberapa kota di Jawa Barat.

Jika dilihat dari segi ketersediaan air, kedua lokasi memiliki sumber air tak terbatas yaitu air laut. Namun penggunaan air laut sebagai utilitas akan memakan biaya *pretreatment* dan *maintenance* yang lebih besar sehingga penggunaan air sungai dianggap lebih menguntungkan bagi pabrik.

Lokasi pabrik di Indramayu memiliki jarak 9 km dari Sungai Cimanuk dengan debit air 325 m³/detik dan memiliki jarak dari bibir pantai sejauh 2,8 km. Sementara pabrik di Cilegon tidak memiliki sungai besar untuk dijadikan sumber air namun jarak dari bibir pantai hanya 2,4 km sehingga memungkinkan untuk mengambil air laut sebagai pasokan untuk utilitas. Namun jika kembali ke alasan ekonomis, maka pendirian pabrik di kota Indramayu lebih ekonomis jika dilihat dari biaya utilitas air.

c. Sumber tenaga kerja

Ketersediaan sumber daya manusia menjadi hal penting yang harus dipertimbangkan. Lingkungan yang memiliki sumber tenaga kerja yang memadai lebih ideal untuk dijadikan target pembangunan suatu pabrik karena akan lebih ekonomis mempekerjakan masyarakat sekitar. Jika pabrik mengambil pekerja dari luar daerah maka dibutuhkan tunjangan tambahan seperti perumahan dan transportasi ke kampung halaman bagi pegawai.

Menurut data sensus penduduk tahun 2015 jumlah penduduk Indramayu adalah 1.789.000 jiwa sedangkan jumlah penduduk Cilegon adalah 416.464 jiwa. Berdasarkan jumlah penduduk maka potensi SDM lebih besar dimiliki oleh kota Indramayu.

d. Aksesibilitas dan Transportasi

Lokasi pabrik sebaiknya didirikan di wilayah yang memiliki system transportasi yang baik sehingga mempermudah pengiriman maupun pemasokan barang. Kedua lokasi yang dipilih memiliki akses dan transportasi yang baik. Lokasi pabrik di Cilegon terhubung ke Jalan Raya Anyer dan pelabuhan peti kemas (Pelabuhan Banten dan Pelabuhan Merak). Sementara lokasi pabrik di Indramayu terhubung ke Jalan Pantura Lohbener-Cirebon dan pelabuhan peti kemas Cirebon.

Iklm dan Topografi

Berikut ini adalah kondisi wilayah berdasarkan data dari Badan Meteorologi, Klimatologi dan Geofisika tahun 2019. Kondisi wilayah ini dapat

dijadikan pertimbangan untuk menentukan lokasi pabrik.

Kota Cilegon, Banten

Kelembaban udara rata-rata : 79 – 87 %

Suhu udara rata-rata : 22 – 33 °C

Potensi gempa dan tsunami : Ada

Kecepatan angin rata-rata : 4 – 30 km/jam

Kota Indramayu, Jawa Barat

Kelembaban udara rata-rata : 70 – 80 %

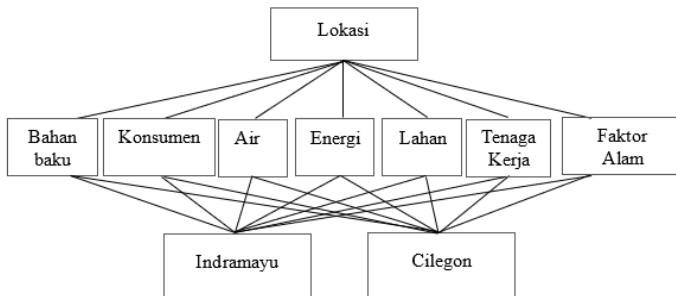
Suhu udara rata-rata : 22 – 30 °C

Potensi gempa dan tsunami : Tidak ada

Kecepatan angin rata-rata : 11 – 28 km/jam

Kondisi kedua kota relatif normal sehingga tidak dibutuhkan penanganan khusus dalam hal penyimpanan bahan baku dan perawatan *equipment* produksi. Namun dari aspek keselamatan, kota Indramayu dipilih karena tidak adanya potensi gempa dan tsunami.

Berdasarkan beberapa pertimbangan di atas, maka dapat dilakukan analisa selanjutnya untuk penentuan lokasi pabrik yang paling baik. Analisa dilakukan dengan menggunakan metode Analytical Hierarchy Process (AHP). Berikut ini adalah diagram hirarki dalam penentuan lokasi pabrik polypropylene.



Gambar II. 6 Diagram hirarki dalam pemilihan lokasi pabrik

Berdasarkan beberapa diagram hirarki di atas, maka dapat dilakukan analisa selanjutnya untuk menentukan lokasi pabrik

dengan menggunakan metode AHP. Setiap pertimbangan memiliki bobot masing-masing dan bobot terbesar yaitu pada ketersediaan bahan baku. Ketersediaan bahan baku menjadi hal utama yang perlu dipertimbangkan dalam memilih lokasi demi mudahnya transportasi bahan baku, murah nya harga bahan baku, serta proses produksi yang memiliki keberlangsungan baik. Berikut adalah hasil dari analisa tersebut.

Tabel II. 3 Perbandingan lokasi pendirian pabrik

No	Parameter	Indikator	Bobot	Cilegon	Indramayu
1	Ketersediaan Bahan baku	Jumlah bahan baku dan biaya transportasi	0,377	0.129	0.258
2	Permintaan Konsumen	Jumlah permintaan dan biaya transportasi	0,113	0.026	0.077
3	Ketersediaan Air	Aliran air sungai dengan debit besar	0,187	0.043	0.128
4	Ketersediaan Energi	Kapasitas pembangkit listrik	0.187	0.064	0.128
5	Ketersediaan lahan	Adanya lahan untuk pendirian pabrik	0,035	0.24	0.24
6	Tenaga Kerja	Tersedianya tenaga kerja	0,059	0.02	0.04
7	Faktor Alam	Kondisi iklim, cuaca, gempa	0.044	0.01	0.03

Total	1	0.315	0.685
-------	---	-------	-------

Berdasarkan hasil analisa tersebut maka lokasi pabrik *polypropylene* yang terbaik adalah di kota Indramayu, Jawa Barat dengan alamat Jalan Raya Mulya Asri.

II.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Bahan baku pabrik *polypropylene* memiliki spesifikasi khusus untuk mencegah kegagalan pada proses reaksi. Spesifikasi bahan baku tersebut umumnya disebut dengan *polymer grade*. Produk yang dihasilkan juga harus memiliki spesifikasi tertentu agar dapat diterima oleh pasar.

a. Spesifikasi Bahan Baku

Bahan utama homopolimer *polypropylene* adalah *propylene* dan tidak ditambahkan dengan monomer lain. Bahan baku *propylene* sebagian merupakan *supply* dari PT Pertamina RU VI Balongan. Spesifikasi *propylene* yang dibeli memiliki kualitas kadar *polypropylene* sebesar 99,6% dan tidak ada informasi mengenai *impurities*nya. Berikut adalah spesifikasi standar untuk *propylene* yang akan masuk ke reaktor.

Tabel II. 4 Spesifikasi raw material propylene (Dow Technology, 2005)

No.	Komponen	Spesifikasi Polymer Grade
1.	Propylene	Min 99,5 % weight
2.	Propane	Max 0,5 % weight
3.	Ethylene	Max 50 ppm volume
4.	Methane dan Ethane	Max 100 ppm volume
5.	Total C4 Hydrocarbon	Max 20 ppm volume
6.	Methylacetylene	Max 2 ppm volume
7.	Propadiene	Max 1 ppm volume
8.	Acetylene	Max 1 ppm volume
9.	1,3-Butadiene	Max 2 ppm volume
10.	CO	Max 1 ppm volume
11.	CO ₂	Max 2 ppm volume
12.	Total Carbonyl	Max 1 ppm volume

13.	O ₂	Max 1 ppm volume
14.	Total Sulphur	Max 0,3 ppm weight
15.	Chlorides	Max 1 ppm weight
16.	H ₂ O	Max 10 ppm volume
17.	Methanol	Max 1 ppm volume
18.	Heavy Hydrocarbon	Max 1 ppm weight
19.	Total Combined Nitrogen	Max 0,5 ppm volume

b. Spesifikasi Produk

Produk yang dihasilkan dari pabrik ini adalah *polypropylene* resin yang cocok digunakan sebagai bahan baku barang plastik yang tipis, peralatan rumah tangga, tas kecil, *injection molding*, produk tekstil, popok, tisu basah dan kain untuk agrikultur. Sifat dari polimer ini adalah flow-ability yang baik, mold release yang baik, rentang distribusi berat molekul kecil dan bersifat anti lengket. Berikut adalah spesifikasi dari produk homopolymer *polypropylene*. Spesifikasi ditetapkan sama seperti *existing plant* PT Chandra Asri Petrochemical.

Tabel II. 5 Spesifikasi produk *polypropylene* (PT Chandra Asri Petrochemical, 2019)

No.	Spesifikasi	Satuan	Nilai
1.	Melt Flow Rate (230°C/2,16 kg)	g/10 min	35
2.	Density	g/cm ³	0,9
3.	Tensile Yield Strength	MPa	33
4.	Tensile Yield Elongation	%	13
5.	Flexural Modulus (@1,3 mm/min)	MPa	1.300
6.	Notched Izod Impact Strength (@23°C)	J/m	30
7.	Hardness	R-scale	100
8.	Deflection Temperature	°C	104

	(@0,455 MPa)		
9.	Vicat Softening Temperature	°C	152
10.	Melting Temperature	°C	163
11.	Molecular Weight	g/mol	179.000
12.	Particle Distribution Index	-	3,62

Dalam spesifikasi produk dari *polypropylene* ini terdapat 3 spesifikasi utama yang menyebabkan apakah suatu *polypropylene* dapat dinilai berkualitas baik diantaranya adalah *melt flow rate*, *molecular weight*, dan *particle distribution index*. *Melt flow rate* sendiri merupakan indikator mudah tidaknya suatu bijih *polypropylene* saat dilelehkan untuk mengalir ketika akan dibentuk menjadi produk pada tangan konsumen. Selain itu *melt flow rate* dipengaruhi juga oleh *molecular weight*. *Molecular weight* sendiri dipengaruhi oleh banyaknya fraksi hidrogen yang ditambahkan pada reaktor. Semakin banyak hidrogen yang ditambahkan, maka semakin pendek rantai polimer tersebut. Jika semakin sedikit hidrogen yang di *supply* maka semakin panjang ikatan rantai dari polimer tersebut. *Particle distribution index* sangat dipengaruhi oleh jenis *cocatalyst* yang dimasukkan kedalam reaktor. Untuk mencapai spesifikasi produk sesuai yang diinginkan (*Molecular Weight*, *Melt Flow Rate* dan *Particle Distribution Index*) rasio C3/H2 diatur sedemikian rupa dengan cara simulasi pada ASPEN Plus hingga didapatkan spesifikasi produk yang sesuai.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Seleksi Proses

Dalam pembuatan *polypropylene* terdapat beberapa lisensi teknologi proses yang ada di dunia. Pembagian tersebut dibedakan berdasarkan fasa yang terdapat didalam reaksi. Pembagian proses tersebut adalah:

1. Solution Polymerization
2. Slurry (or diluent) polymerization (Borstar PP)
3. *Gas phase polymerization* (Unipol, Horizone, Novolen, dan Innovone PP)
4. Bulk (or liquid propylene) polymerization (Spheripol, Hypol II)
5. Hybrid (bulk and gas phase) polymerization (Hypol, Spherizone)

(Townsend Solutions, 2016)

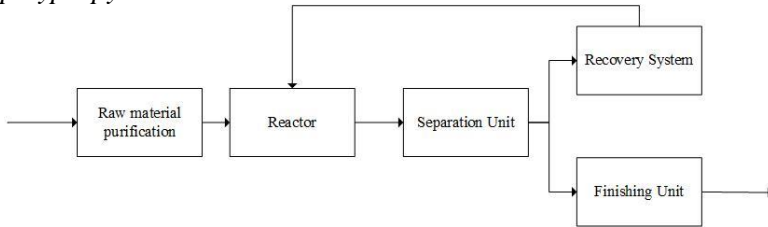
Selain fasa yang terdapat yang ada didalam reaktor, terdapat perbedaan pula pada *recovery system* untuk bahan *propylene* tersebut. Pada lisensor yang menggunakan fasa gas, maka menggunakan *vent recovery system* pada prosesnya, sedangkan untuk lisensi fasa liquid maka *diluent recovery system* lah yang digunakan di dalam prosesnya.

Secara umum terdapat beberapa tahap dalam proses pembuatan *polypropylene* dari bahan baku *propylene*, yaitu:

1. Tahap *purification system* dimana bahan baku dimurnikan agar menghasilkan *propylene* murni
2. Tahap *reactor system* atau proses terjadinya reaksi perubahan *propylene* menjadi *polypropylene* yang terjadi pada reaktor
3. *Resin Degassing System*, dengan istilah lain ialah mematikan katalis yang telah digunakan
4. *Finishing system*. Pada tahap ini terjadi beberapa proses yaitu penambahan bahan aditif yang berfungsi untuk membedakan

produk-produk nantinya dan *pelettizer* (pembentukan *polypropylene* menjadi bentuk *pellet*)

Berikut adalah diagram alir untuk proses produksi *polypropylene* secara umum.



Gambar III. 1 Proses umum pembuatan *polypropylene*

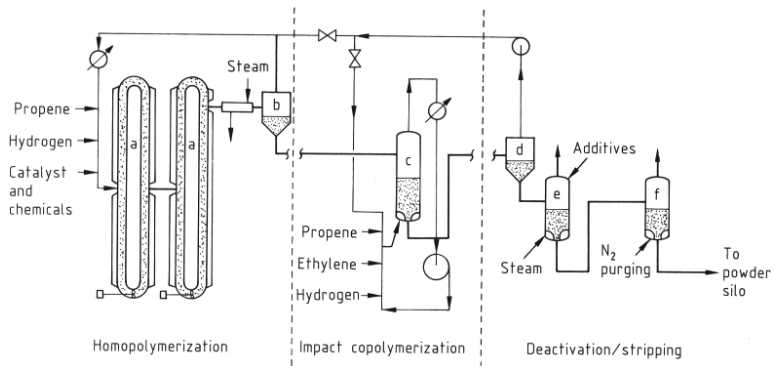
Ada beberapa lisensi dalam pembuatan *polypropylene*, namun lisensi yang paling umum digunakan adalah:

- a. Spheripol (fasa liquid)
- b. Unipol PP (Fasa Gas)

Berikut adalah perbandingan dari masing-masing lisensi.

- a. Proses Spheripol (*Liquid Phase*)

Pada pembentukan katalis dengan lisensi Spheripol proses reaksinya dapat menghasilkan *homopolymer* maupun *impact copolymer* bergantung pada katalis yang nantinya akan digunakan. Katalis tersebut bersifat sangat aktif sehingga menyatu dengan produk dan tidak dipisahkan.



Gambar III. 2 Proses produksi polipropilen pada proses Spheripol (anonim, 2000)

Proses polimerisasi terjadi pada suhu sekitar 70°C dan pada tekanan 4 MPa pada propylene fasa liquid yang nantinya akan berputar (*looping*) pada reaktor. Adanya agitator axial berguna untuk menjaga *flowrate* agar tetap tinggi, Hal ini berguna agar terjadinya kontak antara liquid dengan dinding yang mengandung air pendingin, selain itu agar tidak terjadinya pengendapan pada larutan suspensi yang ada. Konsentrasi normal pada larutan tersebut ialah sekitar 40% w/w. Pada awal polimerisasi, katalis harus dilakukan aktivasi dengan polimer yang sudah ada (*mother liquor*) agar katalis tersebut menjadi aktif. Proses ini biasanya disebut *pre-polymerized* dimana proses ini dilakukan pada suhu rendah sehingga reaksi belum terjadi. Waktu tinggal untuk terjadinya satu reaksi sekitar 1 hingga 2 jam.

Aliran suspensi yang mengalir secara kontinyu mengalir menuju *cyclone* (b) untuk memisahkan propilen yang tidak bereaksi dan dikembalikan menuju reaktor kembali. Untuk proses pada homopolimer, maka untuk proses *copolymerization* dilewati dan menuju *cyclone* (d). Pada *cyclone* tersebut terjadi proses pengembalian propilen menuju reaktor lagi agar memastikan tidak ada propilen yang lolos pada tahap selanjutnya. Polimer kemudian dibawa ke tangki (e) untuk dilakukan proses deaktivasi katalis dengan menggunakan *steam* dan ditambahkan bahan aditif. Setelah

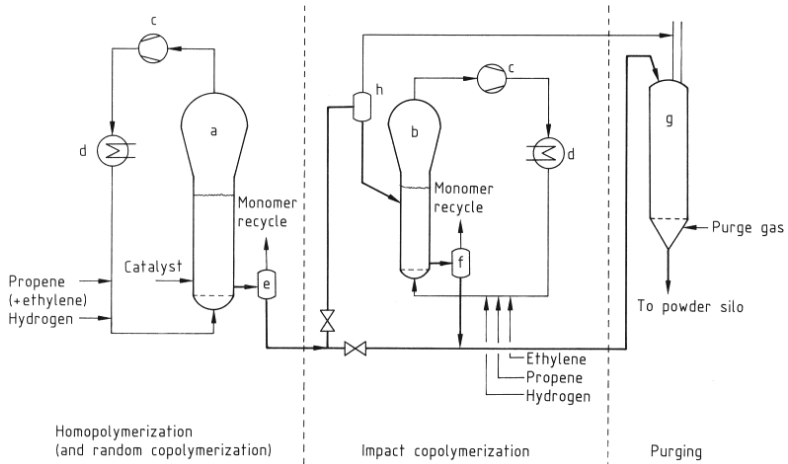
itu dipindahkan menuju tangka selanjutnya untuk dialiri oleh nitrogen panas, hal ini bertujuan agar polimer menjadi stabil.

Karena pelarut yang digunakan adalah *propylene* cair dan bukan hidrokarbon lain, biaya energi untuk *steam*, listrik, dll, yang dibutuhkan untuk *recovery* pelarut dapat dikurangi. Selain itu penggunaan *propylene* cair sebagai monomer sekaligus pelarut menyebabkan reaksi berlangsung cepat dan mempermudah penyimpanan (Sato, 2009).

b. Proses Unipol PP (*Gas Phase*)

Dalam proses fasa gas, propilen dalam wujud gas bereaksi dengan katalis solid, dimana katalis didispersikan dalam polimer kering. Perbedaan yang mencolok diantara jenis reaktor lainnya ialah pada proses fasa gas ini memiliki puncak reaktor yang membesar. Hal ini bertujuan untuk mengurangi kecepatan gas sehingga resin tidak keluar menuju atas. Proses ini bekerja pada kondisi operasi pada suhu 88°C dan tekanan 4 MPa. Pada reaktor fasa gas, polimer yang bereaksi dilakukan *looping* diluar reaktor berbeda pada reaktor fasa liquid yang sistem *looping* berada didalam reaktor itu sendiri. Setelah itu dilakukan proses netralisasi yang berada di tanki (g) untuk proses deaktivasi katalis.

Selain itu pada reaksi fasa gas, polimerisasi dapat dilakukan dengan 2 cara yaitu menggunakan *fluidized-bed* dan *stirred-bed*. Pada proses fasa gas, proses reaksi harus memiliki kondisi operasi mendekati suhu *dew point* agar menghasilkan *yield* yang tinggi. Selain itu morfologi katalis harus dikontrol untuk mencegah aglomerasi dan melelehnya partikel karena batas perpindahan panas dari gas (Maier, 2014). Berikut adalah diagram proses produksi dengan lisensi unipol.



Gambar III. 3 Proses produksi polipropilen pada proses Unipol

Reaktor dari proses UNIPOL menggunakan jenis reaktor *vertical fluidized bed* dan tidak membutuhkan pengaduk mekanik, prinsip fluidisasi bergantung pada volume besar dari gas fluidisasi untuk pencampiran dalam reaktor, penghilangan panas polimerisasi dan kontrol suhu. Bentuk dari reaktor UNIPOL ini memiliki keunikan yakni bagian atas yang membesar. Hal ini bertujuan sebagai zona *disengagement*, dimana partikel padat yang menuju keatas akan turun kembali dan tidak keluar reaktor karena adanya prinsip *Bernoulli*.

Selain itu proses Unipol memiliki biaya investasi dan operasi lebih rendah sekitar 10-15% jika dibandingkan dengan lisensi proses generasi lain yang baru. Selain itu dalam 1 kg katalis, sebuah proses Unipol dapat menghasilkan 20.000 kg polypropylene, namun dalam katalis unipol memiliki beberapa syarat diantaranya :

1. Produktivitas katalis yang tinggi
2. Kontrol berat molekul polimer
3. Kontrol distribusi berat molekul polimer
4. Inkorporasi comonomer yang baik

5. Morfologi polimer yang baik
 6. Persiapan katalis yang sederhana
 7. Indeks polimer isotaktis yang tinggi
- c. Perbandingan Proses Unipol PP (*Gas Phase*) dengan Spheripol (*Liquid Phase*)

Dari uraian yang telah dijelaskan di atas, terdapat beberapa perbedaan antara proses Unipol (*gas phase*) dengan Spheripol (*liquid phase*). Jika pada proses Unipol, proses recycle berada pada luar reaktor, Sedangkan pada proses Spheripol proses recycle berada dalam satu kesatuan di dalam reaktor. Berikut ini adalah tabel perbandingan data inlet dan outlet antara Unipol (*gas phase*) dan Spheripol (*liquid phase*).

Tabel III. 1 Data inlet dan outlet tiap proses

Parameter	Unipol (gas phase)	Spheripol (liquid phase)
Produk Polipropilen	1 kg	1 kg
Pengotor	0.02-0.04 kg	
Energi Listrik	0.4– 0.6 kWh	0.15 – 0.6 kWh
Steam	0.25 – 0.35 kg	0.15 – 0.5 kg
Gas Pemanas		0.1 – 0.2 Nm ³
Material Propilen	1.02-0.05 kg	
Gas Inert	0.04 – 0.05 Nm ³	0.05 – 0.07 Nm ³
Air pendingin	40 – 60 kg	70 – 120 kg
Air proses	-	2.5 – 3.5 kg
Udara bertekanan	1.10 ⁻⁴ – 2.10 ⁻⁴ kg	3.10 ⁻⁵ – 5.10 ⁻³ kg
Hidrogen	2.5.10 ⁻⁵ – 3.10 ⁻⁴ kg	1.4.10 ⁻⁶ – 1.10 ⁻³ kg
Katalis	kg	
Emisi Udara Partikel	3.10 ⁻⁴ – 5.10 ⁻⁴ kg	1.5.10 ⁻⁵ – 4.10 ⁻⁵ kg
CO	-	2.10 ⁻⁶ – 1.5.10 ⁻³ kg
CO ₂	-	0.1 – 0.3 kg

Limbah Cair		
COD	-	$1.5 \cdot 10^{-4} - 2 \cdot 10^{-4}$ kg
BOD	-	$2 \cdot 10^{-5} - 4 \cdot 10^{-5}$ kg
Suspended Solid	-	$< 1.4 \cdot 10^{-5}$ kg
Nitrat	-	$1.8 \cdot 10^{-5} - 2.1 \cdot 10^{-4}$ kg
Hidrokarbon	-	$1 \cdot 10^{-5} - 1.6 \cdot 10^{-6}$ kg
Limbah		
Limbah Domestik	$1.5 \cdot 10^{-3} - 1 \cdot 10^{-5}$ kg	$1.5 \cdot 10^{-3} - 1 \cdot 10^{-5}$ kg
Limbah Berbahaya	-	$5.5 \cdot 10^{-4} - 7.5 \cdot 10^{-4}$ kg

Jika dilihat dari tabel diatas, maka dari segi produk yang dihasilkan lisensi spheripol memiliki keunggulan dikarenakan produk yang dihasilkan tidak memiliki pengotor yang terdapat didalam produknya. Namun jika dilihat dari parameter energi, material, emisi udara, limbah cair maupun limbah domestic yang dihasilkan, maka Unipol lah yang unggul dibandingkan spheripol. Dari segi limbah cair Unipol sangatlah unggul, hal ini dikarenakan proses yang digunakan ialah proses fasa gas sehingga tidak menghasilkan limbah cair. Sama halnya pula pada emisi udara gas CO dan CO₂ yang dihasilkan sangatlah kecil maka ditiadakan.

Selain membandingkan faktor kebutuhan (inlet) dan produk (outlet) masing-masing lisensor, berikut ini adalah data parameter teknsi reactor beserta dengan parameter ekonomi dari masing-masing lisensor.

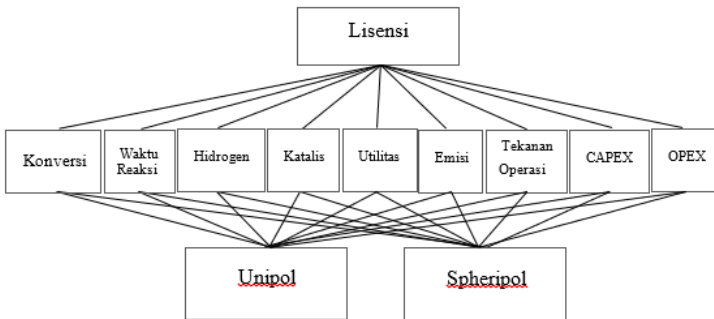
Tabel III. 2 Data parameter teknis dan ekonomi tiap proses

Parameter	Unipol (gas phase)	Spheripol (liquid phase)
Parameter Teknik		
Tekanan polimerisasi	20 – 40 bar	20 – 50 bar
Suhu Polimerisasi	70° – 90°C	60° – 80°C
Konversi	97%	95%
Waktu Polimerisasi	1 jam	2 jam

Parameter Ekonomi		
Kapasitas produksi	75.000 ton	80.000 ton
Biaya investasi	± \$ 48.866.400	± € 59.725.600
Biaya bahan baku	± \$ 428 / ton PP	± € 358.35 / ton PP
Biaya inikator	± \$ 48.87 / ton PP	± € 48.87 / ton PP
Biaya energi	± \$ 38 / ton PP	± € 27.15 / ton PP
Biaya personal	± \$ 32.5 / ton PP	± € 16.29 / ton PP
Biaya perawatan	± \$ 5.5 / ton PP	± € 21.72 / ton PP

Jika dilihat dari tabel diatas, lisensi unipol lebih unggul karena konversi yang besar dan waktu reaksi yang lebih singkat. Namun dari kondisi operasi lisensi spheripol lebih unggul. Sementara jika dilihat dari kapasitas produksi, teknologi spherepol lebih unggul namun membutuhkan biaya investasi dan operasional yang lebih besar dari teknologi unipol.

Berdasarkan beberapa pertimbangan di atas, maka dapat dilakukan analisa selanjutnya untuk penentuan lisensor pabrik yang paling baik. Analisa dilakukan dengan menggunakan metode Analytical Hierarchy Process (AHP). Berikut ini adalah diagram hirarki dalam penentuan lisensi pabrik polypropylene.



Gambar III. 4 Diagram hirarki dalam pemilihan lisensor pabrik

Berdasarkan beberapa diagram hirarki di atas, maka dapat dilakukan analisa selanjutnya untuk menentukan lisensor pabrik dengan menggunakan metode AHP. Setiap pertimbangan memiliki bobot masing-masing dan bobot terbesar yaitu pada CAPEX dan OPEX. Faktor ekonomi menjadi hal utama yang perlu dipertimbangkan dalam memilih lisensor karena tujuan utama pendirian pabrik adalah memperoleh keuntungan. Dengan pemilihan lisensor yang tepat dari segi ekonomi, proses produksi pabrik dapat memiliki keuntungan yang maksimal. Berikut adalah hasil dari analisa tersebut.

Tabel III. 3 Perbandingan lisensor pabrik

No	Parameter	Bobot	Unipol	Spheripol
1	Konversi	0,137	0.103	0.034
2	Waktu Reaksi	0,096	0.072	0.024
3	Hidrogen	0,014	0.010	0.005
4	Katalis	0.038	0.025	0.013
4	Utilitas	0,026	0.017	0.009
5	Emisi	0,034	0.027	0.007
6	Tekanan Operasi	0.039	0.019	0.019
7	Suhu Operasi	0.034	0.011	0.023
8	CAPEX	0.245	0.163	0.082
9	OPEX	0.337	0.112	0.225
Total		1	0.56	0.44

Berdasarkan hasil analisa tersebut maka lisensor pabrik *polypropylene* yang terbaik adalah lisensi milik Unipol dengan reaktor berfasa gas.

III.2 Uraian Proses

Proses yang dipilih dalam desain pabrik ini menggunakan lisensi dari UNIPOL yang merupakan produksi polipropilen dengan reaktor berfasa gas. Proses produksi tersebut terbagi ke dalam 5 sistem yaitu Sistem purifikasi bahan baku, Sistem reaktor, Sistem pemisahan gas dan resin, Sistem *recovery gas buang dan* Sistem *finishing*. Berikut adalah uraian dari masing-masing sistem.

III.2.1 Sistem Purifikasi Bahan Baku

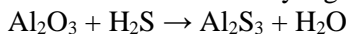
Sebelum direaksikan di dalam reaktor, harus dilakukan *pretreatment* terhadap seluruh *raw material* untuk mencegah adanya kontaminan yang dapat mengganggu jalannya proses, baik dengan mekanisme meracuni katalis ataupun menghambat laju alir dalam proses. Unit yang menangani masalah *pretreatment raw material* disebut sistem purifikasi bahan baku. Bahan baku utama berupa propilen harus dimurnikan hingga polimer grade sebelum masuk ke dalam reaktor. Sementara bahan baku lain seperti hydrogen, nitrogen, katalis, ko-katalis dan bahan aditif sudah memenuhi spesifikasi sehingga tidak perlu dilakukan purifikasi.

Propilen yang didapat dari PT Pertamina RU VI sudah memenuhi spesifikasi polimer grade namun masih memiliki pengotor berupa Sulfur, Metil Asetilen, Propadien, Oksigen dan Air. Berikut adalah perbandingan spesifikasi bahan baku polimer grade dengan bahan baku yang digunakan. Propylene feed harus bebas dari MAP, sulfur, oksigen, air, dan gas CO. Hal ini dikarenakan MAP dapat mengganggu proses reaksi polimerisasi yang menyebabkan bentuk polimer tidak sempurna. Sulfur dapat mengubah sifat produk menjadi warna kekuningan dan bersifat asam. Air dan oksigen dapat bereaksi dengan propylene menyebabkan putusnya ikatan rangkap dan gas CO dapat bereaksi dengan katalis sehingga katalis bersifat inert. Perbandingan antara bahan baku antara propylene industrial grade dengan propylene polymer grade, terdapat perbedaan harga yaitu untuk industrial grade berada pada harga 25 cent/lb sedangkan pada *polymer grade* berada pada harga 26.5 cent/lb. PT Pertamina RU VI memiliki bahan baku propylene industrial grade dan bahan baku propylene polymer grade tidak tersedia di Indonesia. Jika menggunakan bahan baku dari luar negeri maka terdapat biaya ongkos kirim, asuransi, dan pajak sehingga menyebabkan mahalnya biaya operasi tersebut (total 34 cent/lb). Berikut adalah spesifikasi bahan baku propylene polymer grade dari Dow Technology yang juga menjadi standard bahan baku pada lisensor unipol.

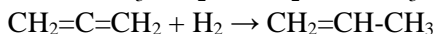
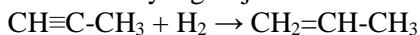
Tabel III. 4 Spesifikasi bahan baku *propylene* (Dow Technology, 2005)

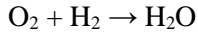
No.	Komponen	Spesifikasi Polymer Grade	Spesifikasi bahan baku
1.	Propylene	Min 99,5 % weight	99.6 % weight
2.	Propane	Max 0,5 % weight	0.4 % weight
3.	Ethylene	Max 50 ppm volume	50 ppm volume
4.	Methane dan Ethane	Max 100 ppm volume	100 ppm volume
5.	Total C4 Hydrocarbon	Max 20 ppm volume	1 ppm volume
6.	Methylacetylene	Max 2 ppm volume	3 ppm volume
7.	Propadiene	Max 1 ppm volume	3 ppm volume
8.	Acetylene	Max 1 ppm volume	1 ppm volume
9.	1,3-Butadiene	Max 2 ppm volume	1 ppm volume
10.	CO	Max 1 ppm volume	0.2 ppm volume
11.	CO ₂	Max 2 ppm volume	2 ppm volume
12.	Total Carbonyl	Max 1 ppm weight	0 ppm weight
13.	O ₂	Max 1 ppm volume	2 ppm volume
14.	Total Sulphur	Max 0,3 ppm weight	1 ppm weight
15.	Chlorides	Max 1 ppm weight	0 ppm weight
16.	H ₂ O	Max 10 ppm volume	5 ppm volume
17.	Methanol	Max 1 ppm volume	0 ppm volume
18.	Heavy Hydrocarbon	Max 1 ppm weight	0 ppm weight
19.	Total Combined Nitrogen	Max 0,5 ppm volume	0 ppm volume

Proses purifikasi pertama adalah penghilangan sulfur dengan menggunakan *packed bed* berisi adsorben alumina aktif (Selexorb COS). Abсорben dapat diregenerasi dengan N₂ panas pada suhu 250 – 380 °C. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Proses selanjutnya adalah penghilangan metil asetilen, propadien dan oksigen dengan menggunakan *packed bed* berisi katalis Pd dan Al₂O₃ (United Catalyst G-68F). Senyawa-senyawa tersebut diubah menjadi propilen yang dapat digunakan sebagai bahan baku. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.





Proses terakhir adalah penyerapan air dengan menggunakan *molecular sieve* zeolite(UOP 4A). Zeolit yang sudah jenuh dapat diregenerasi dengan cara mengalirkan nitrogen panas sehingga air yang teradsorb pada zeolite dapat menguap.

III.2.2 Sistem Reaktor

Sistem reaktor terdiri dari reaktor, kompresor *cycle gas*, *cycle gas cooler* dan *Product Discharge System*. Tipe reaktor yang digunakan adalah *fluidized bed* dengan *bed* berupa resin PP yang diumpankan dari seed resin bin. Fungsi resin ini adalah sebagai media terbentuknya reaksi polimerisasi. Fluidized bed reaktor dapat dianggap sebagai CSTR karena fluidized bed memiliki sifat atau karakteristik yang sama dengan CSTR. Pertimbangan pertama adalah dari segi aliran, pada fluidized bed reaktor ini aliran feed dan aliran produk besarnya sama sehingga tidak ada akumulasi massa di reaktor menunjukkan bahwa reaktor tersebut bersifat continous. Pertimbangan kedua adalah adanya fluidisasi dalam reaktor menyebabkan efek mixing pada reaktor dan diasumsikan terjadi pencampuran sempurna. Kemudian asumsi tersebut dibuktikan dengan menggunakan simulasi ASPEN plus dan didapatkan hasil keluaran reaktor dengan setting reaktor CSTR sesuai dengan literatur.

Reactor (R-210) polimerisasi merupakan bejana silinder dengan bagian atas yang berdiameter lebih besar untuk menjaga agar resin tidak terbawa ke aliran *cycle gas*. Untuk mencegah resin polypropylene terbawa ke *cycle gas*, maka perlu dibuat velocity reduction zone pada reaktor yang dibuat dengan diameter yang lebih besar. Sehingga kecepatan aliran dikendalikan oleh ukuran diameter reaktor. Kecepatan aliran minimum untuk fluidisasi adalah 2.96 cm/s sementara terminal velocity dari resin dalam aliran tersebut adalah 0.056 cm/s. Sehingga untuk mencegah carry out resin, kecepatan aliran harus diturunkan dari 2.96 cm/s menjadi lebih rendah dari 1.68 cm/s dengan memperbesar diameter reaktor

bagian atas menjadi 2.2x lebih besar dari reaktor bagian bawah sehingga kecepatan aliran menjadi 0.61 cm/s sesuai dengan paten US PATENT4588790. Kondisi operasi reaktor dijaga pada suhu 65°C dengan tekanan 35 bar. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.

1. Aktivasi katalis membentuk sites aktif
 - a. Spontan

$$\text{Katalis}_{(i)} \rightarrow \text{Polimer}_{(0,i)} \quad K_{as}$$
 - b. Oleh cocatalyst

$$\text{Katalis}_{(i)} + \text{Co-katalis} \rightarrow \text{Polimer}_{(0,i)} \quad K_{ac}$$
 - c. Oleh H₂

$$\text{Katalis}_{(i)} + \text{Hidrogen} \rightarrow \text{Polimer}_{(0,i)} \quad K_{ah}$$
2. Inisiasi pembentukan rantai

$$\text{Polimer}_{(0,i)} + \text{Monomer} \rightarrow \text{Polimer}_{(1,i)} \quad K_{ini}$$
3. Propagasi tactic

$$\text{Polimer}_{(n,i)} + \text{Monomer} \rightarrow \text{Polimer}_{(n+1,i)} \quad K_p$$
 Propagasi atactic

$$\text{Polimer}_{(n,i)} + \text{Monomer} \rightarrow \text{Polimer}_{(n+1,i)} \quad K_{pa}$$
4. Transfer rantai
 Perpindahan rantai disebabkan oleh H₂/Monomer
 - a. Oleh monomer

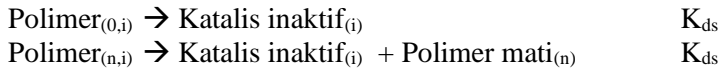
$$\text{Polimer}_{(n,i)} + \text{Monomer} \rightarrow \text{Polimer}_{(n+1,i)} + \text{Polimer mati}_{(n)} \quad K_{tm}$$
 - b. Oleh H₂

$$\text{Polimer}_{(n,i)} + \text{Hidrogen} \rightarrow \text{Polimer}_{(n+1,i)} + \text{Polimer mati}_{(n)} \quad K_{th}$$
5. Inhibisi H₂
 Inhibisi H₂ menempatkan H₂ kepada sites aktif suatu katalis.
 - a. Inhibisi

$$\text{Katalis}_{(l)} + \text{Hidrogen} \rightarrow \text{Katalis ter Inhibisi}_{(l)} \quad K_{fsinh}$$
 - b. Pembebasan

$$\text{Katalis ter Inhibisi}_{(l)} \rightarrow \text{Katalis}_{(l)} + \text{Hidrogen} \quad K_{rsinh}$$
6. Deaktivasi

Deaktivasi katalis membentuk rantai mati dan katalis inaktif



(Shamiri, A. 2014)

Reaksi polimerisasi berjalan lambat dengan single pass conversion hanya 5.5% sementara *overall conversion* yang diinginkan adalah 100%. Katalis heterogen untuk polimerisasi olefin dapat mereplikasi morfologi dari partikel polimer. Katalis akan berperan sebagai template untuk pembentukan partikel polimer. Untuk katalis dengan aktifitas tinggi, partikel polimer yang terbentuk dapat mencapai 15-20 kali lebih besar dari partikel katalis. Pembentukan partikel polimer dipengaruhi oleh aktifitas spesifik katalis, matriks support atau bed, profil kinetika reaksi polimerisasi dan viskositas polimer yang baru terbentuk (Karol, dkk. 1986).

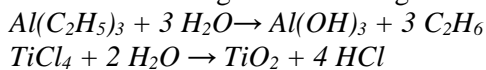
Reaksi polimerisasi bersifat eksoterm sehingga perlu adanya mekanisme pendinginan untuk menjaga kondisi operasi reaktor tetap 65°C. Pendinginan dilakukan dengan menggunakan *cycle gas*. Gas yang tidak bereaksi akan dialirkan melalui bagian atas reaktor kemudian dikompresi di *Cycle Gas Compressor* (G-211) untuk mengembalikan tekanan gas menjadi 30 kg/cm²g. Setelah melalui kompresor, gas dilewatkan melalui *Cycle Gas Cooler* (E-212) untuk menurunkan suhu dari 72°C menjadi 65°C. Sebelum masuk ke reaktor, *cycle gas* dicampurkan dengan *raw material stream*, *SCA stream* dan *propylene* dari *vent recovery system*. Sementara katalis dialirkan melalui pipa yang berbeda agar reaksi polimerisasi hanya terjadi di dalam reaktor. Resin *polypropylene* hasil reaksi dalam reaktor kemudian dialirkan menuju *Resin Degassing System* dengan memanfaatkan perbedaan tekanan.

III.2.3 Sistem Pemisahan Gas dan Resin

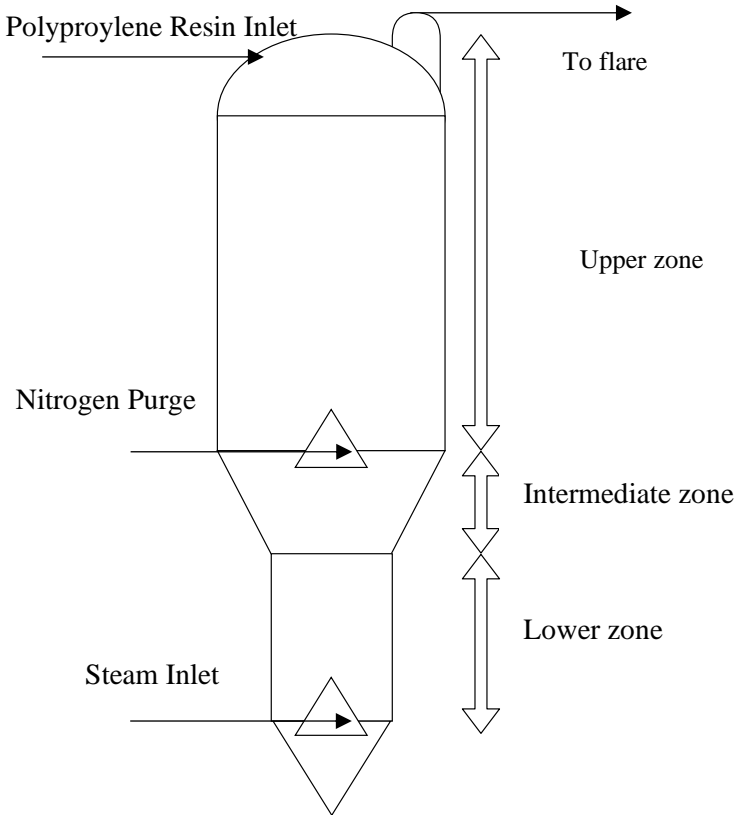
Dalam sistem separasi ini terdapat beberapa alat yang terdiri dari *Resin Chamber* (D-310) dan *Resin Degassing Column* (D-320), kedua alat ini bertujuan untuk memisahkan gas monomer hidrokarbon yang masih tersisa didalam resin dan bertujuan untuk mendeaktivasi residu katalis dan kokatalis. Deaktivasi ini bertujuan untuk keamanan, dimana jika akumulasi konsentrasi monomer hidrokarbon memiliki potensi bahaya ledakan. Selain itu sebagai standar lingkungan untuk emisi hidrokarbon yang menjadi alasan utama dalam penanganan monomer hidrokarbon yang tidak ikut bereaksi didalam reaktor. Tujuan dari deaktivasi katalis dan kokatalis ini dilakukan agar reaksi antara residu katalis dan kokatalis dapat beraksi dengan udara membentuk alkohol, aldehida, keton, dan alakana yang jika beraksi dengan oksigen nantinya akan menyebabkan bau pada resin.

Resin Chamber (D-310) merupakan flash drum untuk memisahkan gas yang tidak bereaksi (propylene, propane, H₂ dan N₂). Gas dipisahkan pada kondisi suhu 72°C dan tekanan 26 bar. Produk mengalir dari rector ke resin chamber menggunakan prinsip perbedaan tekanan (tekanan rector 35 bar). Gas akan mengalir ke Vent recovery system sementara resin PP akan mengalir ke Resin Degassing. Menurut paten US4372758A masih terdapat 1.5% gas monomer yang terikat pada resin PP. Kemudian resin tersebut akan dialirkan ke Resin Degassing Column.

Resin Degassing (D-320) merupakan tangki vertical yang terdiri dari tiga zona (upper, intermediate dan lower.) Pada upper zone, produk dikontakkan dengan N₂ panas untuk melepaskan gas yang masih terikat pada resin PP. N₂ panas juga digunakan sebagai preheater sebelum masuk ke mixer (72⁰C menjadi 90⁰C). Pada intermediate zone, produk dikontakkan dengan steam untuk mendeaktivasi katalis dengan reaksi sebagai berikut.



Selain mematikan katalis dan kokatalis, steam juga berfungsi untuk memanaskan produk (90°C menjadi 112°C) sebelum dilelehkan pada mesin pelletizer. Desain resin degassing mengikuti US Patent 4758654. Berikut ini adalah gambar dari resin degassing column.



Gambar III. 5 Resin Degassing Column

III.2.4 Sistem *Recovery Gas Buang*

Efisiensi reaktor tidak akan mencapai 100% sehingga masih ada gas yang tidak bereaksi. Gas tersebut dipisahkan dengan

resin di dalam *resin degassing system* dan masuk ke dalam *vent recovery system*. Gas keluaran *resin degassing system* disebut light gas dan terdiri dari *propylene, propane, hydrogen, nitrogen*, dan *trace impurities (catalyst, cocatalyst dan resin)*. Tujuan sistem ini adalah untuk *me-recovery propylene* dari light gas untuk diumpankan kembali ke dalam reaktor.

Recovery System terdiri dari VR Compressor (G-410), VR Cooler (E-411), Vent Gas Recovery Chamber (D-420), C3 Distillation Column (D-430), Proylene Condenser (E-431), Propane Reboiler (E-432), dan C3 Recycle Compressor (G-440). Recovery system berfungsi untuk merecovery gas propylene untuk digunakan kembali di reaktor. Gas propylene dipisahkan dari gas-gas inert untuk menjaga agar gas inert tidak terakumulasi di reaktor. Vent Gas Recovery Chamber (G-410) adalah Flash Tank yang berfungsi untuk memisahkan light gas (H₂ dan N₂) dari vent gas. C3 Distillation Column (D-430) berfungsi untuk memisahkan propene dari vent gas agar tidak terbawa pada stream recycle dan menyebabkan akumulasi di reaktor

Kolom destilasi bekerja pada kondisi operasi tekanan 40 bar dan suhu 15°C. Hal ini dikarenakan tekanan awal (keluaran reaktor) sudah tinggi, sehingga tidak membutuhkan proses cyrogenik. Proses cyrogenik dinilai mahal karena menggunakan refrigerant. Sementara dengan tekanan yang sudah tinggi, kondisi operasi untuk destilasi sudah dicapai dengan pendinginan menggunakan cooling water dan chilled water. Namun kekurangannya adalah kebutuhan material yang lebih kuat untuk kolom destilasi, nantinya CAPEX akan lebih mahal namun OPEX menjadi jauh lebih rendah. Top product berupa propylene akan di recycle sementara bottom product akan dialirkan menuju penampungan propane.

III.2.5 Sistem Finishing

Finishing system berfungsi untuk mencampurkan resin dengan aditif dan dibentuk menjadi pellet. Resin yang keluar dari *Resing Degassing Column* (D-320) diumpkan kedalam *Mixer* (M-

510) yang dicampur dengan aditif. Panas untuk *mixer* disuplai dari *steam* yang dialirkan melalui *line* khusus yang melewati pelat, selama 12 jam, ditujukan untuk mengkondisikan temperatur diseluruh bagian *mixer* sehingga memiliki temperatur yang seragam. Setelah operasi berjalan normal *supply steam* dihentikan dikarenakan proses pencampuran dilakukan dalam kondisi adiabatik namun *supply* panas tetap ada yang berasal dari perputaran *mixer*. Kondisi operasi dalam *mixer* terjadi pada suhu 230°C. Hal ini bertujuan untuk melelehkan resin bersamaan dengan *additive*. Lelehan resin yang keluar dari *mixer* dipompa menggunakan *Melt Pump* (L-511) menuju *Pellet Chamber* (F-513) melalui *Melt Screen* (H-512) yang berguna untuk menyaring benda asing yang tercampur didalam lelehan resin.

Pada *Pellet Chamber* ini lelehan resin (*melt*) dilewatkan pada suatu *plate* yang berlubang sehingga *melt* yang keluar berbentuk seperti mie, setelah keluar, *melt* dipotong dengan menggunakan *Cutter Blade* dengan putaran yang dapat diatur, sehingga terbentuk *pellet* dengan ketebalan tertentu, tergantung pada kecepatan perputaran *Cutter Blade*. *Cutter Blade* tersebut berada di dalam air (*Under Water Pelletizer*) dengan temperatur 70°C. Kemudian *pellet* ditranfer ke *Pellet Dryer* (B-520). *Pellet* yang sudah kering ini dialirkan menuju *Pellet Classifier* (H-521), pada *pellet classifier* dipisahkan antara *undersize* dan *onsize*, *pellet off spec* dijual sebagai *scrap*, sedangkan *pellet* yang *onspec* dialirkan menuju *silo* kemudian *pellet* dikirim ke *Bagging Section* untuk dilakukan pengemasan.

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa

Kapasitas Produksi = 190 KTA
 = 23989 kg/jam

Basis Perhitungan

Satuan waktu = 1 jam

Hari Kerja = 330 hari

Waktu Kerja per Hari = 24 jam

Data berat molekul :

Tabel IV. 1 Data komponen dan berat molekul senyawa

Komponen	Berat Molekul
C_3H_6	42.081
C_3H_8	44.097
O_2	32
H_2O	18.016
N_2	28.02
HCl	36.47
H_2	2.016
$TiCl_4$	189.667
TEAL	114.1675
$Al(OH)_3$	78.018
TiO_2	79.866
Katalis	1728.634
PEEB	194.227
PP	179000.00
C_3H_4	40.031
$MgCl_2$	95.211
$C_6H_5COOC_6H_5$	198.2173
C_2H_6	30.07

Tabel IV. 2 Spesifikasi bahan baku *polypropylene homopolymer*

No.	Komponen	Spesifikasi bahan baku
1.	Propylene	99.6 % weight
2.	Propane	0.4 % weight
3.	Ethylene	50 ppm volume
4.	Methane dan Ethane	100 ppm volume
5.	Total C4 Hydrocarbon	1 ppm volume
6.	Methylacetylene	3 ppm volume
7.	Propadiene	3 ppm volume
8.	Acetylene	1 ppm volume
9.	1,3-Butadiene	1 ppm volume
10.	CO	0.2 ppm volume
11.	CO ₂	2 ppm volume
12.	Total Carbonyl	0 ppm weight
13.	O ₂	2 ppm volume
14.	Total Sulphur	1 ppm weight
15.	Chlorides	0 ppm weight
16.	H ₂ O	5 ppm volume
17.	Methanol	0 ppm volume
18.	Heavy Hydrocarbon	0 ppm weight
19.	Total Combined Nitrogen	0 ppm volume

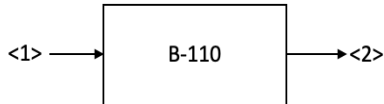
Tabel IV. 3 Spesifikasi produk *polypropylene homopolymer*

No.	Spesifikasi	Satuan	Nilai
1.	Melt Flow Rate (230°C/2,16 kg)	g/10 min	35
2.	Density	g/cm ³	0,9
3.	Tensile Yield Strength	MPa	33
4.	Tensile Yield Elongation	%	13

5.	Flexural Modulus (@1,3 mm/min)	MPa	1.300
6.	Notched Izod Impact Strength (@23°C)	J/m	30
7.	Hardness	R-scale	100
8.	Deflection Temperature (@0,455 MPa)	°C	104
9.	Vicat Softening Temperature	°C	152
10.	Melting Temperature	°C	163
11.	Molecular Weight	g/mol	179.000
12.	Particle Distribution Index	-	3,62

IV.1.1 Unit Purifikasi

IV.1.1.1 Sulphur Removal Tank (B-110)

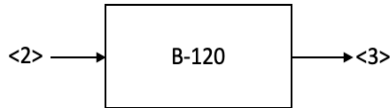


Gambar IV. 1 Sulphur removal tank

Tabel IV. 4 Neraca massa sulphur removal tank

Masuk				Keluar			
<1>				<2>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
C ₃ H ₆	24332.7	0.996	578.23	C ₃ H ₆	24332.7	0.996	578.23
C ₃ H ₈	95.067	0.003	2.1558	C ₃ H ₈	95.067	0.003	2.1558
Sulfur	0.02442	1E-6	0.0007	e	0.07328	3E-6	0.0018
Me-Ac	0.07328	3E-6	0.0018	=C3=	0.07328	3E-6	0.0018
=C3=	0.07328	3E-06	0.0018	H ₂ O	0.12213	5E-6	0.0067
H ₂ O	0.12213	5E-06	0.0067				
	9	06	79				
Total	24428.1		580.40	Total	24428.1	1	580.40
Akumulasi							
Komponen	kg	fraksi	Kgmol				
Sulfur	0.02443	1	0.0007				

IV.1.1.2 MAP Removal Tank (B-120)

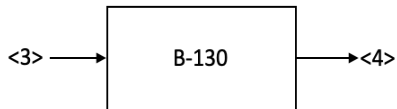


Gambar IV. 2 MAP removal tank

Tabel IV. 5 Neraca massa MAP removal tank

Masuk				Keluar			
<2>				<3>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
C ₃ H ₆	24332.7	0.99	578.2	C ₃ H ₆	24332.	0.99	578.2
C ₃ H ₈	95.067	0.00	2.156	C ₃ H ₈	95.067	0.00	2.156
H ₂	0.103	4E-6	0.004	H ₂ O	0.1221	5E-6	0.006
Me-Ac	0.07328	3E-6	0.001				
=C3=	0.07328	3E-6	0.001				
H ₂ O	0.12213	5E-6	0.0067				
Total	24428.2	1	580.4	Total	24427.9	1	580.4

IV.1.1.3 Propylene Dehydration (B-130)

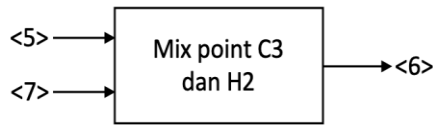


Gambar IV. 3 Propylene Dehydration

Tabel IV. 6 Neraca massa propylene dehydration

Masuk				Keluar			
<3>				<4>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
C ₃ H ₆	24332.7	0.99	578.237	C ₃ H ₆	24332.	0.99	578.237
C ₃ H ₈	95.067	0.00	2.156	C ₃ H ₈	95.067	0.004	2.156
H ₂ O	0.12213	5E-6	0.00677				
Total	24427.9	1	580.399	Total	24427	1	580.392
Akumulasi							
Komponen	kg	fraksi	Kgmol				
H ₂ O	0.12213	1	0.00677				

IV.1.1.4 Mix Point Propylene dan Hidrogen

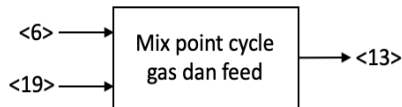


Gambar IV. 4 Mix point propylene dan hydrogen

Tabel IV. 7 Neraca massa mix point propylene dan hydrogen

Masuk				Keluar			
<5>				<6>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
C ₃ H ₆	24332.7	0.996	578.2	C ₃ H ₆	24332.7	0.996	578.24
C ₃ H ₈	95.067	0.003	2.16	C ₃ H ₈	95.067	0.003	2.16
Total stream	24427.8	1	580.4	H ₂	0.11881	4E-6	0.00659
<7>							
Komponen	kg	fraksi	Kgmol				
H ₂	655.503	1	325.1				
Total Stream	655.503	1	325.1				
Total	25083.3	1	905.5	Total	25083.3	1	905.54

IV.1.1.5 Mix Point Make-Up Feed dan Cycle Gas



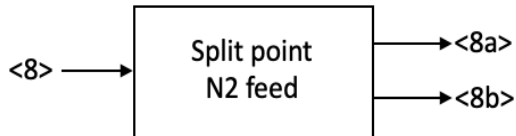
Gambar IV. 5 Mix point cycle gas dan feed

Tabel IV. 8 Neraca massa mix point cycle gas dan feed

Masuk				Keluar			
<6>				<13>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
C ₃ H ₆	399966	0.77	9504.6	C ₃ H ₆	424299.	0.78	10082.9
C ₃ H ₈	49689.2	0.09	1126.81	C ₃ H ₈	49784.2	0.09	1128.97
H ₂	11224.8	0.02	5567.89	H ₂	11880.3	0.02	5893.05
N ₂	55528.9	0.107	1981.76	N ₂	55528.9 36	0.10 2	1981.76 1

Total stream	516409.	1	18181.166				
<19>							
Komponen	kg	fraksi	Kgmol				
C ₃ H ₆	24332.791	0.97	578.237				
C ₃ H ₈	95.067	0.0037	2.156				
H ₂	655.503	0.0261	325.151				
Total Stream	25083.361	1	905.544				
Total	541493.2	1	19086.71	Total	541493.2	1	19086.709

IV.1.1.6 Split Point Nitrogen Feed

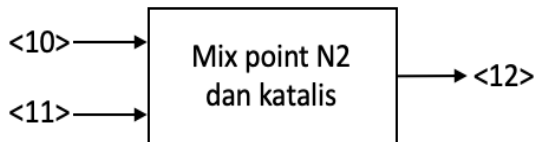


Gambar IV. 6 Split point nitrogen feed

Tabel IV. 9 Neraca massa split point nitrogen feed

Masuk				Keluar			
<8>				<8a>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
N ₂	739.923	1	26.407	N ₂	729.923	0.986	26.050
				<8b>			
				N ₂	10.000	0.014	0.357
Total	739.923	1	26.407	Total	739.923	1	26.407

IV.1.1.7 Mix Point Nitrogen dan Katalis



Gambar IV. 7 Mix point nitrogen dan katalis

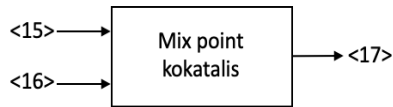
Tabel IV. 10 Neraca massa mix point nitrogen dan katalis

Masuk				Keluar			
<10>				<12>			

Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
N ₂	10.000	0.7237	0.357	N ₂	10.000	0.7237	0.357
<11>				Katalis			
Katalis	3.816	0.2763	0.002	Katalis	3.816	0.2763	0.002
Total	13.816	1	0.359	Total	13.816	1	0.359

IV.1.2 Unit Reaktor

IV.1.2.1 Mix Point Kokatalis

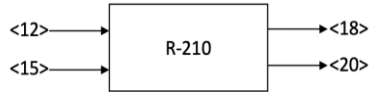


Gambar IV. 8 Mix point kokatalis

Tabel IV. 11 neraca massa mix point kokatalis

Masuk				Keluar			
<15>				<17>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
C ₃ H ₆	424299.6	0.7835	10082.926	C ₃ H ₆	424299.6	0.783542	10082.93
C ₃ H ₈	49784.296	0.0919	1128.972	C ₃ H ₈	49784.296	0.091935	1128.972
H ₂	11880.389	0.02194	5893.050	H ₂	11880.389	0.021939	5893.050
N ₂	55528.936	0.1025	1981.761	N ₂	55528.936	0.102544	1981.761
Total Stream	541493.22	1	19086.71	PEEB	5.515	1.02E-05	0.028393
<16>				TEAL	15.967	2.95E-05	0.139852
Komponen	kg	fraksi	Kgmol				
PEEB	5.515	0.2567	0.028				
TEAL	15.967	0.7432	0.140				
Total Stream	21.482	1	0.168				
Total	541514.7	1	14401.539	Total	541514.7	1	14401.539

IV.1.2.2 Reaktor (R-210)



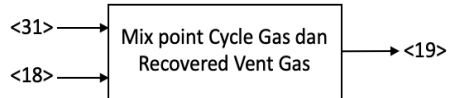
Gambar IV. 9 Reaktor

Tabel IV. 12 Nereca massa reaktor

Masuk				Keluar			
<17>				<18>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
C ₃ H ₆	424299.6	0.783542	10082.93	C ₃ H ₆	398977.0	0.7748	9481.168
C ₃ H ₈	49784.296	0.091935	1128.972	C ₃ H ₈	49537.698	0.0962	1123.38
H ₂	11880.389	0.021939	5893.05	H ₂	11170.832	0.0217	5541.087
N ₂	55528.936	0.102544	1981.761	N ₂	55263.834	0.1073	1972.3
PEEB	5.515	1.02E-05	0.028393	Total stream	514949.36	1	18117.94
TEAL	15.967	2.95E-05	0.139852		<20>		
Total Stream	541514.7	1	19086.88	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
<12>				C ₃ H ₆	1986.100	0.0747	47.19707
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	C ₃ H ₈	246.598	0.0093	5.592165
N ₂	10.000	0.7238	56.135	H ₂	56.135	0.0021	27.84466
Katalis	3.816	0.2762	275.102	N ₂	275.102	0.0104	9.81807
Total	13.816	1	331.237	Resin PP	24015.196	0.903536	0.304473
				PP*	23989.899	0.9026*	0.134022
				Katalis*	3.816	0.0001*	0.002207
				TEAL*	15.967	0.0006*	0.139852
				PEEB*	5.515	0.0002*	0.028393
Total	541528.5		19087.24	Total	541528.5	1	18208.69

* Terikat dalam resin

IV.1.2.3 Cycle Gas dan Recovered Vent Gas

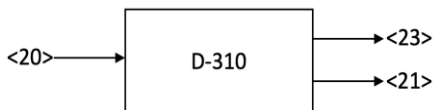


Gambar IV. 10 Cycle gas dan recovered vent gas

Tabel IV. 13 Neraca massa cycle gas dan recovered vent gas

Masuk				Keluar			
<18>				<19>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg		Kgmol
C ₃ H ₆	398977.0	0.7000	9481.168	C ₃ H ₆	399966.8		9504.689
C ₃ H ₈	49537.698	0.0869	1123.380	C ₃ H ₈	49689.229		1126.817
H ₂	11170.832	0.0196	5541.087	H ₂	11224.885		5567.899
N ₂	55263.834	0.0970	1972.300	N ₂	55528.936		1981.761
Total stream	514949.36	1	18117.94				
<31>							
Komponen	kg	fraksi	Kgmol				
C ₃ H ₆	989.992	0.6308	23.526				
C ₃ H ₈	108.990	0.0694	2.472				
H ₂	54.049	0.0344	26.810				
N ₂	265.051	0.1689	9.459				
Total stream	1418.082	1	62.267				
Total	516367.5	1	18180.202	Total	516409.9		18181.165

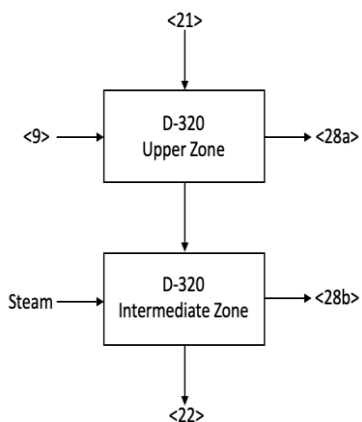
IV.1.3 Unit Separasi
IV.1.3.1 Resin Chamber (D-310)



Gambar IV. 11 Resin chamber
Tabel IV. 14 Neraca massa resin chamber

Masuk				Keluar			
<20>				<23>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
C ₃ H ₆	1986.100	0.0747	47.19707	C ₃ H ₆	1665.658	0.7558	39.58219
C ₃ H ₈	246.598	0.0093	5.592165	C ₃ H ₈	206.811	0.0938	4.689913
H ₂	56.135	0.0021	27.84466	H ₂	56.135	0.0255	27.84466
N ₂	275.102	0.0104	9.818068	N ₂	275.102	0.1248	9.818068
Resin PP	24015.196	0.903536	0.304473	Total Stream	2203.706	1	81.93483
PP*	23989.899	0.9026*	0.134022	<21>			
Katalis*	3.816	0.0001*	0.002207	Komponen	kg	Fraksi	Kgmol
TEAL*	15.967	0.0006*	0.139852	C ₃ H ₆	320.441	0.0131	7.61487
PEEB*	5.515	0.0002*	0.028393	C ₃ H ₈	39.787	0.0016	0.902251
				Resin PP	24015.196	0.9852	0.304473
				PP*	23989.90	0.9842	0.134022
				Katalis*	3.816	0.0002	0.002207
				TEAL*	15.967	0.0007	0.139852
				PEEB*	5.515	0.0002	0.028393
Total	26579.13	1	90.76	Total	26579.13	1	90.76

IV.1.3.2 Resin Degassing Column (D-320)



Gambar IV. 12 Resin degassing column

a. Upper Zone

Tabel IV. 15 Neraca massa resin degassing column upper zone

Masuk				Keluar			
<21>				<28a>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
C ₃ H ₆	320.441	0.0131	7.614870	C ₃ H ₆	320.441	0.2939	7.615
C ₃ H ₈	39.787	0.0016	0.902251	C ₃ H ₈	39.787	0.0365	0.902
PP	23989.899	0.9842	0.134022	N ₂	729.9233	0.6696	26.050
Katalis	3.816	0.0002	0.002207	Total stream	1090.1513	1	34.567
TEAL	15.967	0.0007	0.139852	To intermediate zone			
PEEB	5.515	0.0002	0.028393	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
Total Stream	24375.425	1	8.821595	PP	23989.899	0.9989	0.134
	<9>			Katalis	3.816	0.0002	0.002
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	TEAL	15.967	0.0007	0.140

N ₂	729.923	1	26.050	PEEB	5.515	0.000 2	0.028
Total stream	729.923	1	26.050	Total stream	24015.1 97	1	0.304
Total	25105.3 5	1	34.872	Total	25105.3 47	1	34.87 2

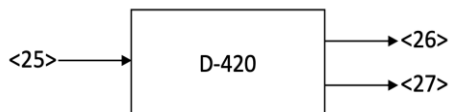
b. Intermediate Zone

Tabel IV. 16 Neraca massa resin degassing column intermediate zone

Masuk				Keluar			
From upper zone				<22>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmo 1	Komponen	kg	fraksi	Kgmo 1
PP	23989.89 9	0.998 9	0.134	PP	23989.89 9	0.999 2	0.134
Katalis	3.816	0.000 2	0.002	PEEB	5.515	0.000 2	0.028
TEAL	15.967	0.000 7	0.140	TiO ₂	0.176	0.000 0	0.002
PEEB	5.515	0.000 2	0.028	Al(OH) ₃	10.911	0.000 5	0.140
Total Fraksi	24015.19 7	1	0.304	MgCl ₂	2.522	0.000 1	0.026
Steam				Total Fraksi	24009.02 3	1	0.33
Komponen	kg	fraksi	Kgmo 1	<28b>			
H ₂ O	15.276	1	0.848	Komponen	kg	fraksi	Kgmo 1
Total Fraksi	15.276	1	0.848	H ₂ O	7.638	0.356 1	0.424
				HCl	0.322	0.015 0	0.009
				C ₂ H ₆	12.616	0.588 1	0.420
				C ₆ H ₅ COOC ₆ H ₅	0.875	0.040 8	0.004
				Total Fraksi	21.451	1	0.857
Total	24030.47 2	1	1.152	Total	24030.47 4	1	1.188

IV.1.4 Recovery System

IV.1.4.1 Vent Gas Recovery Chamber (D-420)



Gambar IV. 13 Vent gas recovery chamber

Tabel IV. 17 Neraca massa vent gas recovery chamber

Masuk				Keluar			
<25>				<26>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
C ₃ H ₆	1665.927	0.7560	39.58858	C ₃ H ₆	568.505	0.5990	13.50979
C ₃ H ₈	206.656	0.0938	4.686396	C ₃ H ₈	64.912	0.0684	1.472023
H ₂	56.125	0.0255	27.83981	H ₂	54.399	0.0573	26.98367
N ₂	275.022	0.1248	9.815214	N ₂	261.273	0.2753	9.324522
				Total stream	949.089	1	51.29001
				<27>			
				Komponen	kg	fraksi	Kgmol
				C ₃ H ₆	1097.376	0.8748	26.0777
				C ₃ H ₈	141.599	0.1129	3.211072
				H ₂	1.730	0.0014	0.85792
				N ₂	13.737	0.0110	0.49024
				Total stream	1254.442	1	30.63693
Total	2203.707		81.93484	Total	2203.530	1	81.9269

IV.1.4.2 Split Point Recovered Nitrogen

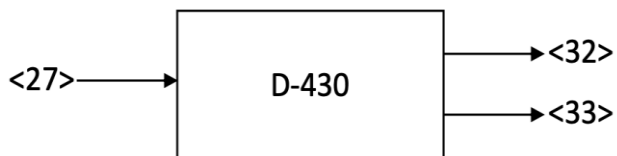


Gambar IV. 14 Split point recovered nitrogen

Tabel IV. 18 Neraca massa split point recovered nitrogen

Masuk				Keluar			
<26>				<28c>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
C ₃ H ₆	568.505	0.5990	13.50979	C ₃ H ₆	21.759	0.5990	0.517075
C ₃ H ₈	64.912	0.0684	1.472023	C ₃ H ₈	2.484	0.0684	0.05634
H ₂	54.399	0.0573	26.98367	H ₂	2.082	0.0573	1.032776
N ₂	261.273	0.2753	9.324522	N ₂	10.000	0.2753	0.356888
Total stream	949.089	1	51.29001	Total stream	36.325	1	1.963079
				<27>			
				Komponen	kg	fraksi	Kgmol
				C ₃ H ₆	546.746	0.5990	12.99271
				C ₃ H ₈	62.427	0.0684	1.415683
				H ₂	52.317	0.0573	25.95089
				N ₂	251.273	0.2753	8.967634
				Total stream	912.763	1	49.32692
Total	558.007	1	16.8	Total	558.007	1	16.8

IV.1.4.3 Propylene Propane Separation Vessel

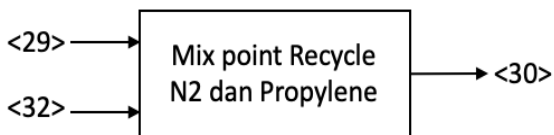


Gambar IV. 15 Propylene propane separation vessel

Tabel IV. 19 Neraca massa propylene propane separation vessel

Masuk				Keluar			
<27>				<32>			
Komponen	kg	fraksi	Kg/mol	Komponen	kg	fraksi	Kg/mol
C ₃ H ₆	1097.376	0.8748	26.078	C ₃ H ₆	443.246	0.8772	10.533
C ₃ H ₈	141.599	0.1129	3.211	C ₃ H ₈	46.562	0.0921	1.056
H ₂	1.730	0.0014	0.858	H ₂	1.732	0.0034	0.859
N ₂	13.737	0.0110	0.490	N ₂	13.778	0.0273	0.492
				Total stream	505.318	1	12.94
				<33>			
				Komponen	kg	fraksi	Kg/mol
				C ₃ H ₆	654.113	0.8731	15.544
				C ₃ H ₈	95.067	0.1269	2.156
				Total stream	749.18	1	17.7
Total	1254.441	1	30.64	Total	1254.498	1	30.64

IV.1.4.4 Mixing Point Recycled Nitrogen dan Propylene

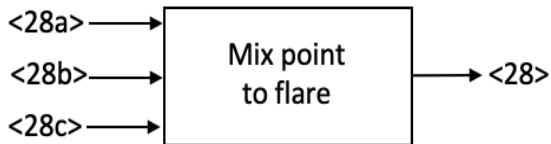


Gambar IV. 16 Mixing point recycled nitrogen dan propylene

Tabel IV. 20 Neraca massa mixing point recycled nitrogen dan propylene

Masuk				Keluar			
<29>				<30>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmo	Komponen	kg	fraksi	Kgmo
C ₃ H ₆	546.746	0.599 0	12.99 3	C ₃ H ₆	989.992	0.698 1	23.52 6
C ₃ H ₈	62.427	0.068 4	1.416	C ₃ H ₈	108.990	0.076 9	2.472
H ₂	52.317	0.057 3	25.95 1	H ₂	54.049	0.038 1	26.81 0
N ₂	251.273	0.275 3	8.968	N ₂	265.051	0.186 9	9.459
Total stream	912.763	1	49.32 8	Total stream	1418.08 2	1	62.26 7
<32>							
Komponen	kg	fraksi	Kgmo				
C ₃ H ₆	443.246	0.877 2	10.53 3				
C ₃ H ₈	46.562	0.092 1	1.056				
H ₂	1.732	0.003 4	0.859				
N ₂	13.778	0.027 3	0.492				
Total stream	505.318	1	12.94				
Total	1418.08 2	1	62.26 7	Total	1418.08 2	1	62.26 7

IV.1.4.5 Mix Point to Flare



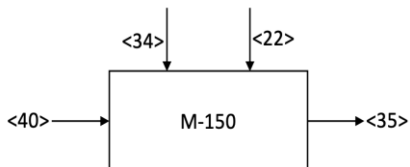
Gambar IV. 17 Mix point to flare

Tabel IV. 21 Neraca massa point to flare

Masuk	Keluar
<28a>	<28>

Komponen	kg	fraksi	Kgm ol	Komponen	kg	fraksi	Kgm ol
C ₃ H ₆	320.441	0.264 4	7.615	C ₃ H ₆	342.200	0.761 7	8.132
C ₃ H ₈	39.787	0.032 8	0.902	C ₃ H ₈	42.271	0.094 1	0.959
H ₂	851.899	0.702 8	30.40 3	H ₂	2.082	0.004 6	1.033
Total stream	1212.12 7	1	38.92	N ₂	41.265	0.091 8	1.473
<28b>				H ₂ O	7.638	0.017 0	0.424
Komponen	kg	fraksi	Kgm ol	HCl	0.322	0.000 7	0.009
H ₂ O	7.638	0.356 1	0.424	C ₂ H ₆	12.616	0.028 1	0.420
HCl	0.322	0.015 0	0.009	(C ₂ H ₅) ₂ CO O	0.875	0.001 9	0.004
C ₂ H ₆	12.616	0.588 1	0.420				
(C ₂ H ₅) ₂ CO O	0.875	0.040 8	0.004				
Total stream	21.451	1	0.857				
<28c>							
C ₃ H ₆	21.759	0.599 0	0.517				
C ₃ H ₈	2.484	0.068 4	0.056				
H ₂	2.082	0.057 3	1.033				
N ₂	10.000	0.275 3	0.357				
Total stream	36.325	1	1.963				
Total	1147.92 8	1	37.38 7				

IV.1.5 Finishing Unit
IV.1.5.1 Mixer (M-510)



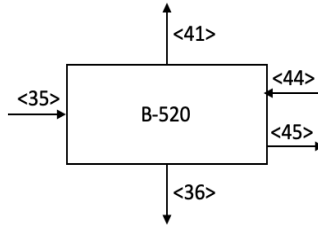
Gambar IV. 18 Mixer

Tabel IV. 22 Neraca massa mixer

Masuk				Keluar			
<22>				<35>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
PP	23989.90	0.9992	0.134	PP	23989.90	0.8986	0.134022
PEEB	5.515	0.0002	0.028	PEEB	5.515	0.0002	0.028393
TiO ₂	0.176	0.0000	0.002	TiO ₂	0.176	0.0000	0.002207
Al(OH) ₃	10.911	0.0005	0.140	Al(OH) ₃	10.911	0.0004	0.139852
MgCl ₂	2.522	0.0001	0.026	MgCl ₂	2.522	0.0001	0.026487
Total stream	24009.024	1	0.33	IRGANO X@ 1010	96.412	0.0036	0.076650
<34>				IRGANO X@ 1076	96.412	0.0036	0.181576
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	TINUVIN @ 770	242.490	0.0091	0.504336
IRGANO X@ 1010	96.412	0.2215	0.134	H ₂ O	2251.394	0.0843	124.9664
IRGANO X@ 1076	96.412	0.2215	0.028				
TINUVIN @ 770	242.490	0.5570	0.002				
Total stream	435.314	1	0.33				
<40>							
Komponen	kg	fraksi	Kgmol				
H ₂ O	2251.394	1	124.9664				

Total stream	2251.39 4	1	124.96 64				
Total	26695.7 3	1	126.06 0	Total	26695. 73	1	126.06 0

IV.1.5.2 Pellet Dryer



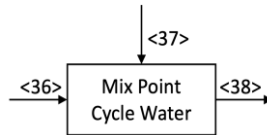
Gambar IV. 19 Pellet dryer

Tabel IV. 23 Neraca massa pellet dryer

Masuk				Keluar			
<35>				<36>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
PP	23989.90	0.8986	0.134	H ₂ O	2011.495	1	111.650
PEEB	5.515	0.0002	0.028	Total stream	2011.495	1	111.650
TiO ₂	0.176	0.0000	0.002	<41>			
Al(OH) ₃	10.911	0.0004	0.140	Komponen	kg		Kgmol
MgCl ₂	2.522	0.0001	0.026	H ₂ O	236.9233		13.151
IRGANO X@ 1010	96.412	0.0036	0.077	Udara	993.6389		28798.87
IRGANO X@ 1076	96.412	0.0036	0.182	Total stream	1230.562	1	28812.02
TINUVIN @ 770	242.490	0.0091	0.504	<45>			
H ₂ O	2251.43	0.0843	124.966	PP	23989.90	0.9806	0.134
Total stream	26695.73	1	126.060	PEEB	5.515	0.0002	0.028
<44>				TiO ₂	0.176		0.002
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Al(OH) ₃	10.911	0.0004	0.140
H ₂ O	16.216	0.0158	0.900	MgCl ₂	2.522	0.0001	0.026

Udara	1009.8 55	0.984 2	28785. 72	IRGANO X® 1010	96.412	0.003 9	0.077
Total stream	1026.0 71	1	28786. 62	IRGANO X® 1076	96.412	0.003 9	0.182
				TINUVIN ® 770	242.49 0	0.009 9	0.504
				H ₂ O	19.192	0.000 8	1.065
				Total stream	24463. 53	1	2.158
Total	27705. 6		28912. 68	Total	27705. 6		28912. 68

IV.1.5.3 Mix Point Cycle Water



Gambar IV. 20 Mix point cycle water

Tabel IV. 24 Neraca massa mix point cycle water

Masuk				Keluar			
<36>				<35>			
Komponen	kg	fraksi	Kgmol	Komponen	kg	fraksi	Kgmol
H ₂ O	2011.49 5	0.893 4	111.650 5	H ₂ O	2251.39 4	1	124.96 6
<37>							
H ₂ O	239.899	0.106 6	13.316				
Total	2251.39 4	1	124.966	Total	2251.39 4	1	124.96 6

IV.2 Neraca Panas

Tabel IV. 25 Thermal properties suatu senyawa

Komponen	A	B	C	D	E	Fasa/Ran ge T	Per s
Propane	1.213	0.028 8	-8.824E- 06	0	0	Gas	1
Propylene	1.637	0.022 7	-6.915E- 06	0	0	Gas	1

PP	-64.55	0.3837	0	1591200	0	Solid	1
PP	42.96	0.1513	0	0	0	Liquid	1
H2O	8.712	0.0013	-0.00000018	0	0	Liquid	1
H2O	3.47	0.0015	0	12100	0	Gas	1
H2	3.249	0.0004	0	8300	0	Gas	1
Udara	3.355	0.575	0	-0.016	0	Gas	1
N2	3.28	0.0006	0	4000	0	Gas	1
O2	3.639	0.0005	0	-22700	0	Gas	1
TEAL	239	0	0	0	0	ALL	1
Katalis	143.05	0.0076	0.00000153	-5.3E-10	-20638	298-1000 K	2
PEEB	3175.6	0	0	0	0	298-1000 K	3
TiO2	67.298	0.0187	-1.1579E-05	2.44E-09	-1485471	solid	2
HCl	3.156	0.0006	0	15100	0	Gas	1
Al(OH)3	93.07	0	0	0	0	Solid	1
C2H6	1.131	0.0192	-5.561E-06	0	0	Gas	1
IRGANO X 1010	776500	0	0	0	0	298-1000 K	3
IRGANO X 1076	4525.4	0	0	0	0	298-1000 K	3
TINUVI N 770	17078	0	0	0	0	298-1000 K	3

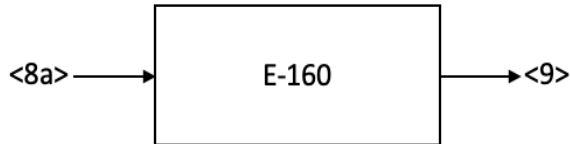
Tabel IV. 26 Kalor laten suatu senyawa

Komponen	Kalor Laten	Satuan
Propane	-	kJ/kgmol
Propylene	-	kJ/kgmol
PP	2700	kJ/kgmol
PP	-	kJ/kgmol
H2O	-	kJ/kgmol
H2O	-	kJ/kgmol
H2	-	kJ/kgmol
Udara	-	kJ/kgmol

N2	-	kJ/kgmol
O2	-	kJ/kgmol
TEAL	10600	kJ/kgmol
Katalis	9370	kJ/kgmol
PEEB	23455	kJ/kgmol
TiO2	65493.4	kJ/kgmol
HCl	-	kJ/kgmol
Al(OH)3	10700	kJ/kgmol
C2H6	-	kJ/kgmol
IRGANOX 1010	125432	kJ/kgmol
IRGANOX 1076	74993	kJ/kgmol
TINUVIN 770	58956	kJ/kgmol

$$T_{\text{reference}} = 273.15 \text{ K}$$

IV.2.1 Nitrogen Preheater (E-160)



Gambar IV. 21 Nitrogen preheater

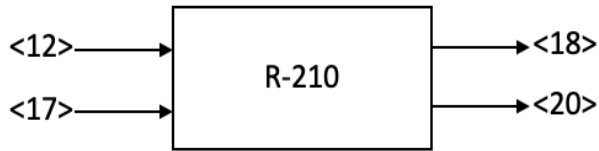
Tabel IV. 27 Neraca panas nitrogen preheater

Masuk					
<8A>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
N ₂	30	303.15	30.167	145.6006	4392.33417
TOTAL					4392.33417
Keluar					
<9>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
N ₂	110	383.15	30.167	2485.4433	74978.368
TOTAL					74978.368

$$Q_{\text{supply}} = 617739.250 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 30886.963 \text{ kJ}$$

IV.2.2 Reaktor (R-210)



Gambar IV. 22 Reaktor

Tabel IV. 28 Neraca panas reaktor

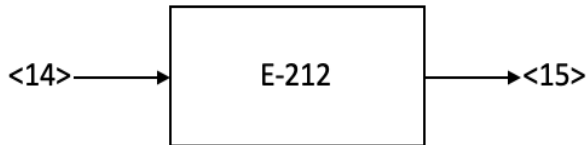
Masuk					
<17>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	65	338.15	10082.93	2713.709	27362130.22
Propane			1128.972	3151.542	3558003.68
TEAL			0.139852	79482	11115.67
PEEB			0.028393	12258.106	348.04
N2			1981.761	1166.733	2312185.34
H2			5893.05	1152.515	6791827.53
TOTAL					40035610.48
<12>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
N2	30	303.15	0.356888	145.600629	51.9631081
Katalis			0.002207	726.142165	1.60278084
TOTAL					53.5658889
Keluar					
<18>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	72	345.15	9481.168	3213.475	30467491.1
Propane			1123.38	3734.533	4195300.87
N2			1972.3	1371.408	2704826.78
H2			5541.087	1354.130	7503350.99
TOTAL					44870969.8
<20>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	72	345.15	47.19707	3213.475	151666.569
Propane			5.592165	3734.533	20884.1248
PP			0.134022	29045	3892.59966

Katalis			0.002207	6835.33817	15.0873336
TEAL			0.139852	93391	13060.9099
TOTAL					189931.786

$$H_{in} - H_{out} - \Delta H_{reaksi} = 0$$

$$40035664.05 - 45060901.56 - 5025237.5 = 0$$

IV.2.3 Cycle Gas Cooler (E-212)



Gambar IV. 23 Cycle gas cooler

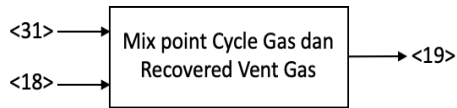
Tabel IV. 29 Neraca panas cycle gas cooler

Masuk					
<14>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	83.5	357	10083	3244.670	32715766
Propane			1129	3770.948	4257296
N2			1981.8	1384.090	2742936
H2			5893	1366.618	8053545
TOTAL					47769543
Keluar					
<15>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	65	338.15	10082.93	2713.709	27362130
Propane			1128.972	3151.542	3558004
N2			1981.761	1166.733	2312185
H2			5893.05	1152.515	6791828
TOTAL					40024146.8

$$Q_{supply} = -5908119.929 \text{ kJ}$$

$$Q_{loss} = -295405.996 \text{ kJ}$$

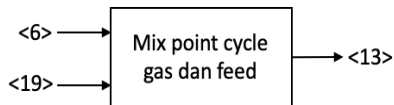
IV.2.4 Mix Point Cycle Gas dan Recovered Vent Gas



Gambar IV. 24 Mix point cycle gas dan recovered vent gas
Tabel IV. 30 Neraca panas mix point cycle gas dan recovered vent gas

Masuk					
<18>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	72	345.15	9481.168	3213.475	30467491.1
Propane			1123.38	3734.533	4195300.87
H2			1972.3	1371.408	2704826.78
N2			5541.087	1354.130	7503350.99
TOTAL					44870969.8
<31>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	50	323.15	39.30238	1667.568	65539.3676
Propane			3.436576	1933.640	6645.10017
N2			9.46118	728.666	6894.04416
H2			26.8325	720.458	19331.6979
TOTAL					98410.20981
Keluar					
<19>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	71.91	345.06	9520.47	3206.984	30531999.2
Propane			1126.817	3726.958	4199598.61
N2			1981.761	1368.768	2712570.2
H2			5567.92	1351.530	7525211.98
TOTAL					44969380

IV.2.5 Mix Point Make-Up Feed dan Cycle Gas

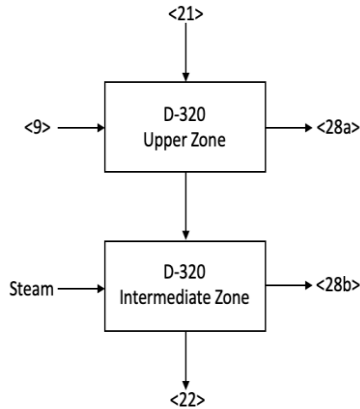


Gambar IV. 25 Mix point make-up feed dan cycle gas

Tabel IV. 31 Neraca panas mix point make-up feed dan cycle gas

Masuk					
<19>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	72.1	345	9520.5	3218.191	30638688
Propane			1126.8	3740.038	4214338
N2			1981.8	1373.326	2721603
H2			5567.9	1356.018	7550202
TOTAL					45124831
<6>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	81.7	355	670.15	3918.807	2626184
Propane			4.0448	4558.522	18438.47
H2			0.055	1633.813	89.89221
TOTAL					2644712
Keluar					
<13>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	72.4	346	10083	3244.670	32715766
Propane			1129	3770.948	4257296
N2			1981.8	1384.090	2742936
H2			5893	1366.618	8053545
TOTAL					47769543

IV.2.6 Resin Degassing Column (D-320)



Gambar IV. 26 Resin degassing column

IV.2.6.1 Upper Zone

Tabel IV. 32 Resin degassing column upper zone

Masuk					
<19>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
Propylene	72	345.15	7.61487	3213.47457	24470.1926
Propane			0.902251	3734.53326	3369.48716
PP			0.134022	29044.53	3892.59966
Katalis			0.002207	6835.33817	15.0873336
TEAL			0.139852	93391	13060.9099
PEEB			0.028393	14528.233	412.495898
TOTAL					45220.77
<9>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
N2	110	383.15	31.16875	2485.443	77468.1589
TOTAL					77468.1589
Keluar					
<28a>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
Propylene	90	363.15	7.61487	4532.03567	34510.8645
Propane			0.902251	5275.98535	4760.26417
N2			31.16875	1898.471	59172.9545
TOTAL					98444.0832
To intermediate zone					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
PP	90	363.15	0.134022	41619.9821	5577.98418
Katalis			0.002207	9458.71386	20.8777924
TEAL			0.139852	129158	18062.9605
PEEB			0.028393	20534.347	583.025747
TOTAL					24244.8483

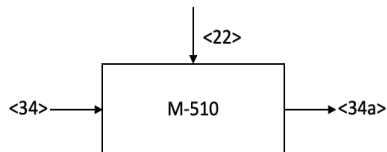
IV.2.6.2 Intermediate Zone

Tabel IV. 33 Resin degassing column intermediate zone

Masuk					
<19>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
PP	90	363.15	0.134022	41619.9821	5577.98418

Katalis			0.002207	9458.71386	20.8777924
TEAL			0.139852	129158	18062.9605
PEEB			0.028393	20534.347	583.025747
TOTAL					24244.8483
Steam					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
H2O	160	433.15	0.847939	2059.925	1746.69065
TOTAL					1746.69065
Keluar					
<22>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	134.16	407.31	0.134022	76139.6881	10204.3767
PEEB			0.028393	36285.049	1030.23087
TiO2			0.002207	15907.6766	35.1122968
Al(OH)3			0.139852	84467.0589	11812.8592
TOTAL					23082.5791
<28b>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
H2O	134.16	407.31	0.42397	1168.848	495.555768
HCl			0.008829	993.616	8.77265085
C2H6			0.419555	6547.92508	2747.21476
TOTAL					3251.54318

IV.2.7 Mixer (M-510)



Gambar IV. 27 Mixer

Tabel IV. 34 Neraca panas mixer

Masuk					
<22>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	134.16	407.31	0.134022	76139.6881	10204.3767
PEEB			0.028393	36285.049	1030.23087
TiO2			0.002207	15907.6766	35.1122968
Al(OH)3			0.139852	84467.0589	11812.8592
TOTAL					23082.5791
<34>					

Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
IRGANOX® 1010	30	303.15	0.07665	358272.286	27461.7131
IRGANOX® 1076			0.181576	2087.985	379.128779
TINUVIN® 770			0.504336	7879.491	3973.91216
TOTAL					31814.7541
Keluar					
<34a>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	230	503.15	0.134022	170071.247	22793.2516
PEEB			0.028393	75298.195	2137.9198
TiO2			0.002207	29964.7823	66.1399121
Al(OH)3			0.139852	158625.716	22184.0712
IRGANOX® 1010			0.07665	18412078.3	1411293.12
IRGANOX® 1076			0.181576	107304.239	19483.9206
TINUVIN® 770			0.504336	404937.267	204224.51
TOTAL					1682182.93
<34a>					
Komponen	Kgmol	H Latent	H		
PP	0.134022	2700	361.858812		
PEEB	0.028393	23455.000	665.951011		
TiO2	0.002207	65493.400	144.560627		
Al(OH)3	0.139852	10700	1496.41286		
IRGANOX® 1010	0.07665	125432.0	9614.41265		
IRGANOX® 1076	0.181576	74993.0	13616.9611		
TINUVIN® 770	0.504336	58956.0	29733.6432		
TOTAL			2668.78331		

$$Q_{\text{supply}} = 1548457 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 81497.72 \text{ kJ}$$

IV.2.8 Pellet Chamber (F-513)



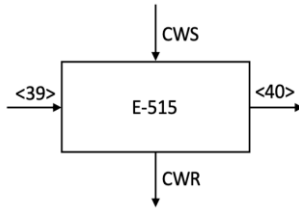
Gambar IV. 28 Pellet chamber

Tabel IV. 35 Neraca panas pellet chamber

Masuk					
<34a>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	230	503.15	0.134022	170071.247	22793.2516
PEEB			0.028393	75298.195	2137.9198
TiO ₂			0.002207	29964.7823	66.1399121
Al(OH) ₃			0.139852	158625.716	22184.0712
IRGANOX® 1010			0.07665	18412078.3	1411293.12
IRGANOX® 1076			0.181576	107304.239	19483.9206
TINUVIN® 770			0.504336	404937.267	204224.51
TOTAL					1682182.93
<40>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
H ₂ O	30	303.15	124.9664	377.104	391799.857
TOTAL					391799.857
Keluar					
<35>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	50	323.15	0.134022	14790.7472	1982.2823
PEEB			0.028393	7518.223	213.462722
TiO ₂			0.002207	3633.16168	8.01931388
Al(OH) ₃			0.139852	19344.5995	2705.37454
IRGANOX® 1010			0.07665	1838372.2	140911.961
IRGANOX® 1076			0.181576	10713.898	1945.39137
TINUVIN® 770			0.504336	40431.363	20390.9987
H ₂ O			124.9664	1887.888	1961459.1
TOTAL					2129616.59
<35>					

Komponen	kgmol	H Latent	H
PP	0.134022	-2700	-361.858812
PEEB	0.028393	-23455.000	-665.951011
TiO2	0.002207	-65493.400	-144.560627
Al(OH)3	0.139852	-10700	-1496.41286
IRGANOX® 1010	0.07665	-125432.0	-9614.41265
IRGANOX® 1076	0.181576	-74993.0	-13616.9611
TINUVIN® 770	0.504336	-58956.0	-29733.6432
TOTAL			-55633.8002

IV.2.9 Cycle Water Cooler (E-515)



Gambar IV. 29 Cycle water cooler

Tabel IV. 36 Neraca panas cycle water cooler

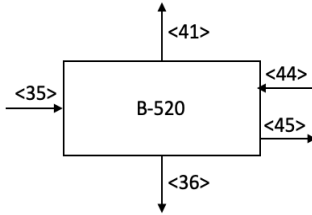
Masuk					
<39>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
H ₂ O	48	321.15	43.03695	1736.639	74739.66
TOTAL					74739.66
Keluar					
<40>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
H ₂ O	30	303.15	43.03695	377.104	16229.41
TOTAL					16229.41

$$Q_{\text{supply}} = -512057.085 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = -25602.854 \text{ kJ}$$

IV.2.10

Pellet Dryer (B-520)



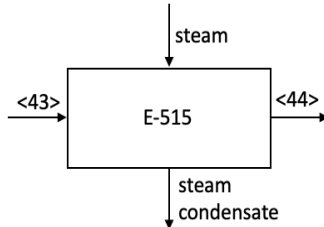
Gambar IV. 30 Pellet dryer

Tabel IV. 37 Neraca panas pellet dryer

Masuk						
<34a>						
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H	
PP	50	323.15	0.13402 2	14790.7472	1982.282 3	
PEEB			0.02839 3	7518.223	213.4627 22	
TiO2			0.00220 7	3633.16168	8.019313 88	
Al(OH)3			0.13985 2	19344.5995	2705.374 54	
IRGANOX® 1010			0.07665	1838372.2	140911.9 61	
IRGANOX® 1076			0.18157 6	10713.898	1945.391 37	
TINUVIN® 770			0.50433 6	40431.363	20390.99 87	
H ₂ O			43.0369 5	1887.888	675503.6 01	
					843661.0 91	
Komponen	T _G (°C)	kg	H ₂	C _s	H' _G	G.H' _G
Dry Air	107	993.6 4	0.0163 2	1.035682	124.779331	123985.6
Keluar						
<36>						
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H	
H ₂ O	50	323.15	29.7210 7	1887.888	56110.03 59	
TOTAL					56110.03 59	

<45>						
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H	
PP	63.711	336.86	0.13402 2	23532.9503	3153.927 94	
PEEB			0.02839 3	11844.161	336.2878 3	
TiO ₂			0.00220 7	5628.32918	12.42315 71	
Al(OH) ₃			0.13985 2	29954.0902	4189.129 53	
IRGANOX® 1010			0.07665	2896160.0	221991.8 17	
IRGANOX® 1076			0.18157 6	16878.608	3064.757 33	
TINUVIN® 770			0.50433 6	63695.315	32123.85 1	
H ₂ O			1.06527 1	2925.798	3116.767 71	
TOTAL					267988.9 61	
<41>						
Komponen	T _G (°C)	kg	H _I	C _s	H' _G	G.H' _G
Dry Air	70	993.64	0.23844	1.453267	647.6675 04	643547.7

IV.2.11 Air Heater (E-522)

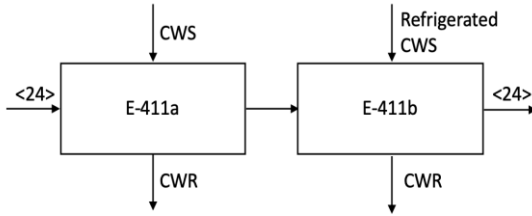


Masuk						
<43>						
Komponen	T _G (°C)	kg	H _I	C _s	H' _G	G.H' _G
Dry Air	30	993.64	0.01632	1.035682	45.031848	44745.4
Keluar						
<44>						
Komponen	T _G (°C)	kg	H _I	C _s	H' _G	G.H' _G
Dry Air	107	993.64	0.01632	1.035682	124.779331	123985.6

$$Q_{\text{supply}} = 83410.749 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 4170.537 \text{ kJ}$$

IV.2.12 Vent Recovery Cooler (E-411a) dan Vent Recovery Chiller (E-411b)



a. Vent Recovery Cooler (E-411a)

Masuk					
<24>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
Propylene	125	398.15	10082.93	7231.663	72916318.4
Propane			1128.972	8445.030	9534205.5
N2			1981.761	2926.652	5799923.77
H2			5893.05	2881.498	16980812.4
TOTAL					105231260
To chiller					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
Propylene	35	308.15	10082.93	655.540	6609765.79
Propane			1128.972	758.916	856795.685
N2			1981.761	291.265	577217.172
H2			5893.05	288.269	1698782.35
TOTAL					9742560.99

$$Q_{\text{supply}} = -100514420.03 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = -5025721.001 \text{ kJ}$$

b. Vent Recovery Chiller (E-411b)

Masuk					
<24>					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
Propylene	35	308.15	10082.93	655.540	6609765.79
Propane			1128.972	758.916	856795.685
N2			1981.761	291.265	577217.172
H2			5893.05	288.269	1698782.35
TOTAL					105231260
To chiller					
Komponen	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H

Propylene	15	288.15	10082.93	-640.091	-6453989.01
Propane			1128.972	-739.359	-834716.113
N2			1981.761	-291.023	-576738.017
H2			5893.05	-288.439	-1699786.92
TOTAL					-9565230.06

$$Q_{\text{supply}} = -512057.085 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = -25602.854 \text{ kJ kJ}$$

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V
DAFTAR HARGA DAN PERALATAN

V.1 Unit Purifikasi

V.1.1 Sulfur Removal Tank

Tabel V. 1 Spesifikasi Sulphur Removal Tank

Spesifikasi	:	Sulphur Removal Tank (B-110)	
Jumlah vessel	:	1	buah
Temperatur Desain	:	589	K
Tekanan Desain	:	19.5	Bar
Dimensi Vessel			
ID	:	52.5	inch
OD	:	54	inch
tshell	:	0.75	inch
thead	:	7/16	inch
L	:	9	ft
Jenis head	:	Dished head	
Pressure drop	:	2.03	psi
Pressure outlet	:	187	psi
Harga	:	Rp 448,528,332	

V.1.2 Methyl Acetylene Propadiene Removal Tank

Tabel V. 2 Spesifikasi Methyl Acetylene Removal Tank

Spesifikasi	:	Methyl Acetylene Removal Tank (B-120)	
Jumlah vessel	:	1	buah
Temperatur Desain	:	589	K
Tekanan Desain	:	19.5	Bar
Dimensi Vessel			
ID	:	52.5	inch
OD	:	54	inch
tshell	:	0.75	inch
thead	:	7/16	inch
L	:	9	ft
Jenis head	:	Dished head	
Pressure drop	:	2.03	psi

Pressure outlet	:	187	psi
Harga	:	Rp 448,528,332	

V.1.3 Propylene Dehydration

Tabel V. 3 Spesifikasi Propylene Dehydration

Spesifikasi	:	Propylene Dehydration (B-130)	
Jumlah vessel	:	2	buah
Temperatur Desain	:	589	K
Tekanan Desain	:	19.5	Bar
Dimensi Vessel			
ID	:	52.5	inch
OD	:	54	inch
tshell	:	0.75	inch
thead	:	7/16	inch
L	:	9	ft
Massa molecular sieve	:	2x 854.5331	lb
Jenis head	:	Dished head	
Pressure drop	:	2.03	psi
Pressure outlet	:	187	psi
Harga	:	Rp 1,761,573,584	

V.1.4 Propylene Compressor

Tabel V. 4 Spesifikasi Propylene Compressor

Spesifikasi	:	G-140			
Nama Unit	:	Propylene Compressor			
Tipe Unit	:	Centrifugal Compressor			
Material	:	Carbon steel			
Rate Feed masuk	:	24427.86	Kg/jam		
Temperature Inlet	:	30.00	°C	=	303.15 K
Temperature Outlet	:	83.26	°C	=	356.41 K

Pressure	:	Suction	=	189	psi
	:	Discharge	=	435	psi
Power	:	615.88	hp		
Harga	:	Rp2,979,888,161			

V.1.5 N₂ Catalyst Carrier Compressor

Tabel V. 5 Spesifikasi Nitrogen Compressor

Spesifikasi	:	G-150			
Nama Unit	:	Nitrogen Compressor			
Tipe Unit	:	Reciprocating Compressor			
Material	:	Carbon steel			
Rate Feed masuk	:	10	Kg/jam		
Temperature Inlet	:	30.00	°C =	303.15	K
Temperature Outlet	:	89	°C =	362.15	K
Pressure	:	Suction	=	116	psi
	:	Discharge	=	435	psi
Power	:	0.72	hp		
Harga	:	Rp329,491,409			

V.1.6 Nitrogen Preheater

Tabel V. 6 Spesifikasi Nitrogen Preheater

Spesifikasi	:	Nitrogen Preheater (E-160)		
Fungsi	:	Memanaskan umpan nitrogen menuju Resin Degassing Column (D-320)		
Jenis	:	Double Pipe Heat Exchanger		
Jumlah	:	1	buah	
Bahan	:	Carbon Steel A-106 Grade A		

Luas Heat Transfer	:	103.8438	ft ²
Temperatur			
T1	:	320	°F
T2	:	320	°F
t1	:	86	°F
t2	:	230	°F
Outer Pipe	:	3	
Inner Pipe	:	2	
Panjang	:	12	ft
Jumlah Hairpin	:	4	
Fouling Factor	:	0.018997	
ΔP annulus	:	0.005708	psi
ΔP inner pipe	:	0.421909	psi
Harga	:	Rp81,167,396	

V.2 Unit Reaktor

V.2.1 Reaktor

Tabel V. 7 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi		:	R210	
Nama unit		:	Reaktor	
Material		:	Carbon Steel ASME SA-240 grade C	
Temperatur	desain	:	72.40	C
Pressure	desain	:	33.00	bar
	drop	:	1.66	bar

Kapasitas	:	23356.3	kg PP/jam
Dimensi Vessel			
Panjang zona reaksi	:	25.3	meter
Panjang vrz	:	4.47	meter
Diameter zona reaksi	:	156	inch = 3.9624 meter
Diameter vrz	:	233	inch = 5.9280 meter
Tebal dinding atas	:	3 1/2	inch
Tebal dinding bawah	:	1 1/3	inch
Tebal tutup atas	:	2 0	inch
Tebal tutup bawah	:	1 1/3	inch
sudut kemiringan	:	13.7	derajat
Gas distributor			
diameter lubang	:	0	cm
Jumlah lubang/cm ²	:	3	lubang/cm
Harga	:	Rp50,950,622,819	

V.2.2 Cycle Gas Compressor

Tabel V. 8 Spesifikasi Cycle Gas Compressor

Spesifikasi	:	G-211
Nama Unit	:	Cycle Gas Compressor
Tipe Unit	:	Centrifugal Compressor
Material	:	Carbon steel
Rate Feed masuk	:	545298.81 kg/jam

Temperature Inlet	:	72.43	°C	=	345.58	K
Temperature Outlet	:	82.97	°C	=	356.12	K
Pressure	:	Suction	=	435	psi	
	:	Discharge	=	508	psi	
Power	:	5649.16		hp		
Harga	:	Rp19,126,574,497				

V.2.3 Cycle Gas Cooler

Tabel V. 9 Spesifikasi Cycle Gas Cooler

Spesifikasi	:	Cycle Gas Cooler (E-212)					
Fungsi	:	Menurunkan temperatur <i>cycle gas</i> sebelum masuk ke reaktor					
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger					
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel, A179					
Kapasitas	:	67686.650				kg/jam	
Jumlah	:	8				buah	
<i>Dimensi Heat Exchanger</i>							
Bagian Shell				Bagian Tube			
IDs	=	39.00	in	OD	=	1 1/2	in
n'	=	2.00	buah	L	=	18	in
B	=	7.80	buah	ID	=	1 1/6	in
de	=	1.00	in	BWG	=	8	in
				a'	=	2/5	in
				a''	=	2/5	in
				PT	=	1 7/8	in

	C'	=	3/8	buah
	Nt	=	283 2/3	buah
	n	=	4	
	de	=	1 1/2	inc
Luas <i>Heat Transfer</i>	:	1803.69		ft ²
Harga	:	Rp5,927,630,819		

V.3 Unit Separasi

V.3.1 Resin Chamber

Tabel V. 10 Spesifikasi Resin Chamber

Spesifikasi	:	Resin Chamber (D-310)		
Fungsi	:	Pemisahan antara solid dan gas		
	:	yang terdapat pada gas keluaran reaktor		
Tipe	:	Kolom bertekanan		
Jumlah Bejana	:	1		buah
Temperatur Desain	:	343.15		K
Tekanan Desain	:	31.47451013		Bar
Dimensi Vessel				
ID	:	104.25		inch
OD	:	108		inch
Tebal Shell	:	1.875		inch
Tebal Tutup Atas	:	1.625		inch
Tebal Tutup Bawah	:	1 1/8		inch
Tinggi Total	:	21.87411813		ft
Jenis Tutup Atas	:	Dished head		
Jenis Tutup Bawah	:	Conical		
Massa Resin	:	24015.19567		kg

Waktu Tenggat	:	1	jam
Harga	:	Rp723,273,826	

V.3.2 Resin Degassing Column

Tabel V. 11 Spesifikasi Resin Degassing Column

Spesifikasi	:	Resin Degassing Column (D-320)	
Material	:	SA-240 Grade C	
Tipe	:	Tiga Zona Bejana Silinder, Tutup Atas <i>Standard Dished Head</i> , Tutup Bawah <i>Conical</i>	
Jenis Sambungan	:	<i>Double Welded Butt Joints</i>	
<i>OD Upper Zone</i>	:	3.51	m
<i>ID Upper Zone</i>	:	3.47	m
<i>Tebal Upper Zone</i>	:	0.02	m
<i>Tinggi Upper Zone</i>	:	6.40	m
<i>Tinggi Intermediate Zone</i>	:	0.38	m
<i>OD Lower Zone</i>	:	1.83	m
<i>ID Lower Zone</i>	:	1.81	m
<i>Tebal Lower Zone</i>	:	0.01	m
<i>Tinggi Lower Zone</i>	:	0.56	m
<i>Tebal Tutup Atas</i>	:	0.01	m
<i>Tinggi Tutup Atas</i>	:	0.63	m
<i>Tebal Tutup Bawah</i>	:	0.01	m
<i>Tinggi Tutup Bawah</i>	:	1.57	m
<i>Tinggi Total</i>	:	9.54	m
Jumlah	:	1	buah
Harga	:	Rp5,882,627,114	

V.4 Recovery System

V.4.1 Vent Recovery Compressor

Tabel V. 12 Spesifikasi Vent Recovery Compressor

Spesifikasi	:	Vent Recovery Compressor (G-410)							
Tipe Unit	:	Reciprocating compressor							
Material	:	Carbon steel							
Rate Feed masuk	:	2203.71		kg/jam					
Temperature Inlet	:	7	C	=	345	K			
Temperature Outlet	:	7	C	=	348	K			
Pressure	:	Suction		=	37	ps	=	2	ba
	:	Discharge		=	7	i	=	6	r
	:			=	58	ps	=	4	ba
	:			=	0	i	=	0	r
Power	:	37.1		hp					
Harga	:	Rp495,040,752							

V.4.2 Vent Gas Recovery Chamber

Tabel V. 13 Spesifikasi Vent Gas Recovery Chamber

Spesifikasi	:	Vent Gas Recovery Chamber (D-420)	
Fungsi	:	Pemisahan antara gas ringan dan C3	
Tipe	:	Kolom flashing	
Jumlah vessel	:	1	buah
Temperatur Desain	:	323.15	K
Tekanan Desain	:	45.1	Bar
Dimensi Vessel			
ID	:	46	inch

OD	:	48	inch
Tebal Tutup Atas	:	1	inch
Tebal Tutup Bawah	:	0.875	inch
Tinggi Total	:	7.0567	ft
Tipe Tutup Atas	:	Dished head	
Tipe Tutup Bawah	:	Dished head	
Massa Liquid	:	185.16	kg
Waktu Tinggal	:	10	menit
Harga	:	Rp3,294,914,094	

V.4.3 C₃ Distillation Column

Tabel V. 14 Spesifikasi Distillation Column

Spesifikasi	:	Distillation Column (D-430)					
Tipe Unit	:	Kolom distilasi					
Material	:	Carbon steel					
Rate Feed masuk	:	1254.44		kg/jam			
Temperature Desain	:	50	°C	=	323.15	K	
Temperatur Kondenser	:	50	°C	=	323.15	K	
Temperatur Reboiler	:	60.8	°C	=	333.95	K	
Pressure desain	:	638.17	psi	=	44.00	bar	
Pressure Kondenser	:	304.58	psi	=	21.00	bar	
Pressure Reboiler	:	306.88	psi	=	21.16	bar	
Dimensi Vessel							
ID	:	97.00		inch			
OD	:	108.00		inch			
Tebal Shell	:	1/3		inch			
Tebal Tutup Atas	:	5/16		inch			

Tebal Tutup Bawah	:	1 1/8	inch
Tinggi Total	:	21.21	ft
Tipe Tutup Atas	:	Dished head	
Tipe Tutub Bawah	:	Dished head	
Jumlah Tray	:	3	
Tray Spacing	:	600	mm
Harga	:	Rp34,395,688,591	

V.4.4 Propylene Condenser

Tabel V. 15 Spesifikasi Propane Condenser

Spesifikasi	:	Propane Condenser (E-431)					
Fungsi	:	Mengkondensasikan propane kembali ke destilasi					
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger					
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel, A179					
Kapasitas	:	505.135				kg/jam	
Jumlah	:	1				buah	
<i>Dimensi Heat Exchanger</i>							
Bagian Shell				Bagian Tube			
IDs	=	25.00	in	OD	=	1 1/2	in
n'	=	2.00	buah	L	=	18	in
B	=	5.00	buah	ID	=	1 1/6	in
de	=	0.00	in	BWG	=	8	in
				a'	=	2/5	in
				a''	=	2/5	in
				PT	=	1 7/8	in
				C'	=	3/8	buah

	Nt	=	106 1/3	buah
	n	=	4	
	de	=	1 1/2	inc
Luas <i>Heat Transfer</i>	:	676.00		ft ²
Harga	:	Rp739,346,577		

V.4.5 Propane Reboiler

Tabel V. 16 Spesifikasi Nitrogen Preheater

Spesifikasi	:	Nitrogen Preheater (E-160)	
Fungsi	:	Memanaskan umpan nitrogen menuju Resin Degassing Column (D-320)	
Jenis	:	Double Pipe Heat Exchanger	
Jumlah	:	1	buah
Bahan	:	Carbon Steel A-106 Grade A	
Luas Heat Transfer	:	44.016	ft ²
Temperatur			
T1	:	320	°F
T2	:	320	°F
t1	:	128.822	°F
t2	:	128.876	°F
Outer Pipe	:	3	
Inner Pipe	:	2	
Panjang	:	12	ft
Jumlah Hairpin	:	1	
Fouling Factor	:	0.035120	
ΔP annulus	:	0.001050444	psi
ΔP inner pipe	:	0.002790717	psi

Harga	:	Rp68,534,213
-------	---	--------------

V.4.6 C₃ Recycle Compressor

Tabel V. 17 Spesifikasi Nitrogen Compressor

Spesifikasi	:	G-150				
Nama Unit	:	Nitrogen Compressor				
Tipe Unit	:	Reciprocating Compressor				
Material	:	Carbon steel				
Rate Feed masuk	:	1418	kg/jam			
Temperature Inlet	:	45.00	°C	=	318.15	K
Temperature Outlet	:	87.52	°C	=	360.67	K
Pressure	:	Suction	=	363	psi	
	:	Discharge	=	609	psi	
Power	:	55.29	hp			
Harga	:	Rp 872,750,416				

V.5 Unit Finishing

V.5.1 Mixer

Tabel V. 18 Spesifikasi Mixer

Spesifikasi	:	Mixer (M-510)	
Tipe	:	Single-Screw	
Jumlah	:	1	buah
Bahan	:	Carbon Steel	
Panjang	:	9	m
Diameter Barrel	:	0.33	m
Diameter Luar	:	0.33	m
Kecepatan Putar Screw	:	90	rpm
Daya Total Screw	:	112.7	kW

Harga	:	Rp2,089,457,718
-------	---	-----------------

V.5.2 Melt Pump

Tabel V. 19 Spesifikasi Melt Pump

Spesifikasi	:	Melt Pump (L-511)	
Tipe	:	Gear Pump	
Bahan Konstruksi	:	Commercial Steel	
Kapasitas	:	28301.044	kg/jam
Daya Pompa	:	1.3	hp
Jumlah	:	1	buah
Harga	:	Rp126,492,556	

V.5.3 Melt Screen

Tabel V. 20 Spesifikasi Melt Screen

Spesifikasi	:	Melt Screen (H-322)	
Tipe	:	<i>Square screen opening</i>	
Material	:	Carbon Steel	
Kapasitas	:	24444.3	kg/h
Bukaan Screen	:	0.354	mm
Diameter Kawat	:	0.247	mm
Jumlah	:	1	buah
Harga	:	Rp385,746,040	

V.5.4 Pellet Chamber

Tabel V. 21 Spesifikasi Pellet Chamber

Spesifikasi	:	Pellet Chamber (D-310)	
Tipe	:	Silinder dengan Tutup Ellipsoidal	
Material	:	Carbon Steel SA-240 Grade C	

Volume	:	0.028	m ³
Tinggi Silinder	:	0.187	m
Tinggi Tutup	:	0.111	m
Tebal Silinder	:	0.010	m
Tebal Tutup	:	0.010	m
Harga	:	Rp149,476,591	

V.5.5 Cycle Water Pump

Tabel V. 22 Spesifikasi Cycle Water Pump

Spesifikasi	:	Cycle Water Pump (L-514)	
Fungsi	:	Memompa air dari pellet dryer menuju mixer	
Tipe	:	Centrifugal Pump	
Bahan Konstruksi	:	Commercial Steel	
Kapasitas	:	2251.4	kg/jam
Daya Pompa	:	1	hp
Jumlah	:	1	buah
Harga	:	Rp62,683,732	

V.5.6 Cycle Water Cooler

Tabel V. 23 Spesifikasi Cycle Water Cooler

Spesifikasi	:	Cycle Water Cooler (E-515)	
Fungsi	:	Mendinginkan air menuju F-513	
Jenis	:	Double Pipe Heat Exchanger	
Jumlah	:	1	buah
Bahan	:	Carbon Steel A-106 Grade A	
Luas Heat Transfer	:	8.710879308	ft ²

Temperatur			
T1	:	257	°F
T2	:	95	°F
t1	:	86	°F
t2	:	113	°F
Outer Pipe	:	3	
Inner Pipe	:	2	
Panjang	:	12	ft
Jumlah Hairpin	:	1	
Fouling Factor	:	0.002574	
ΔP annulus	:	0.039293174	psi
ΔP inner pipe	:	0.000120107	psi
Harga	:	Rp72,118,437	

V.5.7 Pellet Dryer

Tabel V. 24 Spesifikasi Pellet Dryer

Spesifikasi	:	Pellet Dryer (B-520)	
Type	:	Rotary Dryer	
Material	:	Carbon Steel SA 283 Grade C	
Kapasitas	:	30037.337	kg/h
Diameter	:	4.636	m
Panjang	:	24.436	m
Tebal Shell	:	0.005	m
Sudut Kemiringan	:	26.05	°
Waktu Tinggal	:	2	menit
Jumlah <i>Flight</i>	:	42	buah
Jumlah	:	1	buah
Harga	:	Rp1,274,569,208	

V.5.8 Air Blower

Tabel V. 25 Spesifikasi Air Blower

Spesifikasi	:	Blower (G-521)	
Tipe	:	Centrifugal Blower	
Material	:	Carbon Steel	
Kapasitas	:	1271.66	kg/jam
Power Motor	:	44.2	kW
Jumlah	:	1	buah
Harga	:	Rp483,789,826	

V.5.9 Air Heater

Tabel V. 26 Spesifikasi Air Heater

Spesifikasi	:	Air Heater (E-522)	
Fungsi	:	Memanaskan udara menuju Pellet Dryer (B-520)	
Jenis	:	Double Pipe Heat Exchanger	
Jumlah	:	1	buah
Bahan	:	Carbon Steel A-106 Grade A	
Luas Heat Transfer	:	33.82749	ft ²
Temperatur			
T1	:	320	°F
T2	:	320	°F
t1	:	181.4	°F
t2	:	224.6	°F

Outer Pipe	:	3	
Inner Pipe	:	2	
Panjang	:	54.92993	ft
Jumlah Hairpin	:	3	
Fouling Factor	:	0.039759	
ΔP annulus	:	0.005708	psi
ΔP inner pipe	:	0.75807	psi
Harga	:	Rp321,455,034	

V.5.10 Pellet Classifier

Tabel V. 27 Spesifikasi Pellet Classifier

Spesifikasi	:	Pellet Classifier (H-521)	
Bahan	:	Carbon Steel	
Tipe	:	Vibrating Screen	
Ukuran Screen	:	10	mesh
	:	2	mm
	:	6.55	m ²
Kapasitas	:	29356.2	kg/jam
Daya	:	12	hp
Jumlah	:	1	buah
Harga	:	Rp546,473,557	

V.5.11 Product Silo

Tabel V. 28 Spesifikasi Silo

Spesifikasi	:	Silo (F-530)
Bahan	:	Carbon Steel SA-212 Grade A
Tipe	:	

	Tangki silinder, tutup atas <i>standard dished head</i> dan tutup bawah konikal	
Jenis Sambungan	:	Double welded butt joints
Diameter Luar (OD)	:	5.18 m
Diameter Dalam (ID)	:	5.17 m
Tinggi Silinder	:	15.78 m
Tebal Silinder	:	0.01 m
Tebal Tutup Atas	:	0.01 m
Tinggi Tutup Atas	:	1.07 m
Tebal Tutup Bawah	:	0.01 m
Tinggi Tutup Bawah	:	4.47 m
Tinggi Total	:	21.32 m
Harga	:	Rp1,023,673,554

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Terdapat beberapa parameter untuk menentukan apakah suatu pabrik layak didirikan atau tidak. Salah satunya adalah dari analisis ekonomi. Analisis ekonomi meliputi harga dan jumlah peralatan yang digunakan sesuai dengan spesifikasi peralatan, bahan baku yang diperlukan, dan produk yang dihasilkan dari neraca massa maupun neraca energi pada Bab III. Selain ketiga hal di atas, beberapa pertimbangan lain dalam melakukan analisis ekonomi adalah biaya operasi pabrik, biaya utilitas yang dikeluarkan, serta jumlah dan gaji karyawan.

Parameter analisis ekonomi untuk mengetahui kelayakan pendirian pabrik antara lain meliputi IRR (*Internal Rate of Return*), NPV (*Net Present Value*), POT (*Pay Out Time*) dan BEP (*Break Even Point*).

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

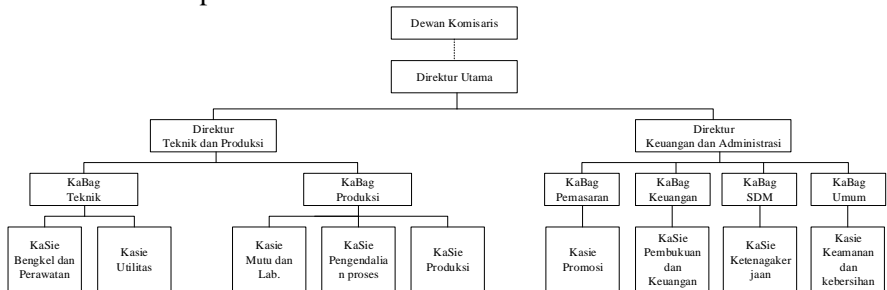
Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik Homopolymer polypropylene ini dipilih erseroan Terbatas (PT), yaitu suatu persekutuan menjalankan perusahaan yang mempunyai modal usaha yang terbagi beberapa saham, di mana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Selain itu permodalannya berasal dari dalam negeri. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
4. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik ini adalah garis dan staf, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur.



Terdapat dua komponen utama dalam organisasi garis dan staf, yaitu :

➤ **Pimpinan**

Tugas pimpinan secara garis besar adalah :

- a. Membuat rencana kerja yang terperinci dengan koordinasi para staff.

- b. Melakukan pengawasan pelaksanaan kerja dari berbagai bagian dalam pabrik.
 - c. Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan di tiap–tiap bagian dan memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.
 - d. Melaporkan kepada direksi tentang hal–hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.
 - e. Mewakili pabrik dalam perundingan dengan pihak lain.
- Staf (Pembantu Pimpinan)
- Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli yang membantu pemimpin dan yang menjalankan kebijaksanaan perusahaan.
 - Staf merupakan suatu tim yang utuh dan saling membantu dan saling membutuhkan, setiap permasalahan yang ada dipecahkan secara bersama.
- Macam–macam staf antara lain :
- a. Staf Koordinasi
Biasanya disebut staf umum, yaitu kelompok staf yang membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, juga setiap saat memberikan nasehat kepada pimpinan baik diminta maupun tidak.
 - b. Staf Teknik
Biasanya disebut staf khusus, yaitu kelompok staf yang memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana untuk melancarkan tugas pabrik.
 - c. Staf Ahli
Staf ini terdiri dari para ahli dalam bidang yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu direktur dalam penelitian.

VI.1.3 Struktur Organisasi

Pembagian tugas adalah urutan tentang tata kerja yang diberikan kepada setiap karyawan dengan tujuan agar setiap

karyawan mengetahui tugasnya masing-masing dan bertanggung jawab atas tugasnya tersebut, sehingga dengan adanya pembagian tugas yang jelas, dapat dihindari adanya pemborosan tenaga kerja dan penempatan karyawan sesuai dengan keahliannya mudah dilaksanakan.

1. Pemegang saham

Tugas dan wewenang pemegang saham :

- Memilih, mengangkat dan memberhentikan pimpinan perusahaan.
- Mengesahkan rencana kerja, rencana dan perhitungan laba rugi dalam setahun
- Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris
- Mengadakan rapat umum sedikitnya setahun sekali.

2. Dewan Komisaris

Merupakan wakil dari pemegang saham dan juga pemilik saham perusahaan. Semua keputusan ditentukan oleh rapat persero, dan biasanya yang menjadi ketua rapat adalah dewan komisaris. Dewan komisaris adalah ketua dari pemegang saham dan dipilih dari rapat umum pemegang saham.

Tugas dan wewenang dewan komisaris :

- Memilih direktur utama dan menetapkan kebijakan perusahaan
- Menyetujui atau menolak rencana yang diajukan oleh direktur utama
- Mengadakan evaluasi mengenai hasil yang diperoleh oleh perusahaan
- Memberi masukan kepada direktur tentang perubahan-perubahan yang akan dilakukan pada perusahaan

3. Direktur Utama

Direktur utama adalah orang yang dipilih dewan komisaris untuk memimpin perusahaan dan bertanggung jawab atas kelangsungan perusahaan.

Tugas dan wewenang direktur utama :

- Bertanggung jawab kepada dewan komisaris

- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan baik kedalam maupun keluar
- Mengawasi jalannya perusahaan
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan

4. Direktur Produksi

Tugas dan kewajiban direktur produksi :

- Bertanggung jawab atas kelancaran dan pengawasan produksi serta peralatan pabrik
- Bertanggung jawab dalam pengaturan dan pemeliharaan, pengawasan serta peralatan pabrik
- Bertanggung jawab dalam pengaturan dan pemeliharaan, pengawasan serta perbaikan peralatan industri

Direktur produksi membawahi kepala bagian produksi dan teknik

5. Direktur Administrasi dan Keuangan

Tugas dan kewajiban :

- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Bertanggung jawab atas kelancaran administrasi perusahaan
- Mengatur dan mengawasi pemasaran produksi dan pembelian bahan baku

Direktur administrasi dan keuangan ini membawahi kepala bagian sumber daya manusia, umum dan keuangan.

6. Kepala Bagian

Kepala bagian bertugas membantu kepala pabrik dan kepala kantor dalam perencanaan dan pelaksanaan dalam masing-masing bagiannya. Tugas ini dapat diperinci sebagai berikut :

- Mengkoordinasikan masing-masing bagian dibawahnya serta bertanggung jawab kepada bidangnya masing-masing
- Memberikan laporan secara periodik tentang kegiatan-kegiatan serta hasil-hasil yang telah dicapai oleh bagian masing-masing kepada kepala pabrik atau kantor

- Membantu kepala pabrik atau kantor dalam menyiapkan dan menyusun laporan-laporannya

Secara terperinci tugas masing-masing beberapa kepala bagian dapat diuraikan sebagai berikut :

- a. Kepala Bagian Produksi
 - Bertanggung jawab atas kelancaran proses produksi
 - Mengontrol bahan-bahan yang akan digunakan dalam proses produksi
 - Menjaga kualitas hasil produksi sesuai dengan standar yang ada
- b. Kepala Bagian Pemasaran
Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab atas promosi dan pemasaran produk sehingga proses jual beli dapat berjalan lancar.
- c. Kepala Bagian SDM
Kepala bagian sumber daya manusia bertanggung jawab terhadap kualitas pegawai yang terdapat didalam persusahaan, baik dengan melakukan pelatihan maupun pengawasan terhadap kualitas pegawai.
- d. Kepala Bagian Umum
Kepala bagian umum bertanggung jawab dan membawahi bagian keamanan dan kebersihan pabrik.
- e. Kepala Bagian Teknik
Kepala bagian teknik bertanggung jawab atas pengawasan utilitas dan peralatan proses produksi
- f. Kepala Bagian Keuangan
Kepala bagian keuangan ini bertugas mengawasi, mengatur dan mengurus pencatatan seluruh transaksi perusahaan yang digunakan untuk menyusun neraca rugi-laba perusahaan.

7. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah orang yang mengatur dan mengkoordinasikan tugas masing-masing seksi sesuai dengan perencanaan yang diberikan oleh kepala bagian.

Tugas dan wewenang :

- Memimpin dan melaksanakan tugas dan pekerjaan masing-masing seksi
- Memberikan saran dan pertimbangan mengenai seleksi kepada kepala bagian masing-masing
- Menciptakan kerjasama yang baik antara karyawan serta menjamin keselamatan kerja para karyawan
- Mengajukan saran-saran kepada kepala bagian masing-masing yang membawahi serta membuat laporan berkala

8. Seksi-seksi

Umumnya merupakan tenaga pelaksana. Tugas dan wewenang seksi adalah :

- Melaksanakan pekerjaan operasional sesuai dengan bidangnya
- Bertanggung jawab pada kelancaran kerja, produksi, peralatan yang ada dalam pengawasan seksi-seksi tersebut
- Memimpin pelaksanaan rencana-rencana yang telah ditetapkan oleh pimpinannya masing-masing

VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan pada pabrik *polypropylene* dapat diuraikan dengan cara berikut.

- Penentuan jumlah karyawan operasional

Kapasitas = 190.000 ton/tahun
= 575.758 ton/hari

Berdasarkan *figure 6-8 Peters & Timmerhaus 5th Edition* halaman 198 untuk kondisi *fluid processing only* dengan kapasitas pabrik 575.758 ton/hari didapat jumlah karyawan proses sebanyak 255 orang jam/hari. Dengan 5 tahapan proses didapatkan jumlah pegawai proses sebanyak 128 orang. Berikut ini data karyawan pada pabrik *polypropylene*

Golongan	Ijazah	Jumlah
Dewan Komisaris	S2	3
Direktur Utama	S2	1

Direktur Teknik dan Produksi	S2	1
Direktur Administrasi dan Keuangan	S2	1
KaBag Teknik	S1	1
Kabag Produksi	S1	1
Kabag Pemasaran	S1	1
Kabag Keuangan	S1	1
Kabag SDM	S1	1
Kabag Umum	S1	1
Sekretaris	S1	1
Kasie Bengkel dan Perawatan	S1	1
Kasie Utilitas	S1	1
Kasie QA dan QC	S1	1
Kasie K3	S1	1
Kasie Proses Produksi	S1	1
Kasie Promosi	S1	1
Kasie Pembukuan dan Keuangan	S1	1
Kasie Ketenagakerjaan	S1	1
Kasie Keamanan dan Kebersihan	S1	1
Staff Bengkel dan Perawatan	S1	7
Staff Bengkel dan Perawatan	D3	14
Staff Bengkel dan Perawatan	SMA	7
Staff Utilitas	S1	5
Staff Utilitas	D3	10
Staff QA dan QC	S1	8
Staff QA dan QC	D3	10
Staff K3	S1	4

Staff K3	D3	6
Staff Proses	S1	20
Staff Proses	D3	37
Staff Promosi	S1	4
Staff Promosi	D3	8
Staff Pembukuan dan Keuangan	S1	8
Staff Pembukuan dan Keuangan	D3	10
Staff Ketenagakerjaan	S1	4
Staff Ketenagakerjaan	D3	8
Satpam	SMA	12
Dokter	S1	4
Perawat	D3	8
Office Boy	SMA	6
Driver	SMA	7
IT Staff	S1	3
Total		232

VI.1.5 Sistem Kerja

Pabrik polypropylene ini menggunakan basis 330 hari kerja pertahun dengan waktu 24 jam kerja perhari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus-menerus selama 24 jam para karyawan diberikan jadwal bergilir (shift). Untuk ini jam kerja dibagi dalam tiga waktu kerja dimana tiap shift dibagi masing-masing 8 jam. Distribusi jam kerja diatur sebagai berikut :

Shift I (pagi)	:	07:00 – 15:00
Shift II (siang)	:	15:00 – 23:00
Shift III (malam)	:	23:00 – 07:00

Penggantian shift dilakukan sesuai aturan *International Labour Organization* yaitu sistem *metropolitan rota* atau biasa disebut 2-2-2 (dalam 1 minggu dilakukan 2 hari shift malam, 2 hari shift pagi, 2 hari shift siang, 1 hari libur), sehingga untuk 3 shift dibutuhkan 4 regu dengan 1 regu libur.

Untuk pekerjaan yang tidak memerlukan pengawasan terus-menerus (*non-shift*) pembagian jam kerja dilakukan sebagai berikut :

Senin - Kamis:	07:00 – 12:00	-	13:00 – 16:30
Jumat	:07:00 – 11:30	-	13:00 – 16:00
Sabtu	:08:00 – 12:00		

Jaminan Sosial

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan meliputi :

a. Tunjangan

- Tunjangan diluar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang dilakukan
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja diluar jam kerja (khusus untuk tenaga kerja shift)

b. Fasilitas

- Disediakan kendaraan Dinas berupa :
 - Kendaraan roda empat bagi Direktur dan Kepala bagian
 - Disediakan kendaraan antar jemput bagi kepala seksi dan karyawan bawahannya, atau diganti dengan uang transport yang sesuai
- Setiap karyawan diberi dua pasang pakaian kerja, perlengkapan penunjang keselamatan kerja yang sesuai dengan bidang yang ditanganinya

c. Pengobatan

- Pengobatan ringan dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan kepada tenaga kerja yang membutuhkan

- Untuk pengobatan berat diberikan penggantian ongkos sebesar 50 % secara langsung kepada rumah sakit, dokter dan apotek yang bersangkutan yang ditentukan oleh perusahaan
 - Karyawan yang mengalami gangguan kesehatan atau kecelakaan dalam melaksanakan tugasnya untuk perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan sepenuhnya
- d. Cuti
- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk pertimbangan ijinnya
 - Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
 - Cuti hamil selama dua bulan bagi tenaga kerja wanita
 - Cuti untuk keperluan dinas atau perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu

Macam Absensi

Mengingat akan disiplin karyawan untuk menunjang lancarnya produksi maka perlu diadakan suatu peraturan absensi berupa cuti yang terdiri dari :

- Cuti selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan selama satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan lagi.
- Cuti hamil bagi karyawan wanita satu bulan sebelum melahirkan dan satu bulan setelah melahirkan.
- Keperluan dinas atas perintah atasan mengingat pertimbangan kondisi perusahaan tertentu.

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik polypropylene ini meliputi :

1. Air
Air pada pabrik ini berfungsi sebagai sanitasi dan air proses.
2. Steam
Steam digunakan untuk keperluan pemanas preheater dan media yang mendeaktivasi katalis.
3. Listrik
Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan. Kebutuhan listrik untuk proses pabrik ini berasal dari kebutuhan listrik peralatan (kompresor, pompa). Pemenuhan kebutuhan listrik melalui penyedia listrik PLN Indramayu.
4. Bahan bakar
Pada pabrik polypropylene ini menggunakan bahan bakar digunakan untuk keperluan operasi seperti Boiler.
5. Penanganan limbah
Penanganan limbah digunakan untuk mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan sekitar pabrik.
6. Sea Water Intake dan Output
Air laut digunakan sebagai media pendingin dari system cooling water.

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air laut, di mana sebelum digunakan, air laut perlu diolah dahulu dengan proses *sea water desalination*, yaitu proses pengolahan air laut menjadi air tawar dengan cara penguapan (distilasi), dan penekanannya pada penghilangan garam- garam berupa garam $NaCl$.

Air pada pabrik *polypropylene* ini digunakan untuk kepentingan :

- Air sanitasi, meliputi laboratorium dan karyawan.
- Air proses, meliputi : air proses, air pendingin dan air umpan boiler

Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi : pompa air boiler, bak pendingin, kation-anion exchange.

VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

Steam dihasilkan dari proses pemanasan air melalui boiler. Kebutuhan steam digunakan sebagai pemanas di preheater dan media yang men-deaktivasi katalis.

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik polypropylene ini diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut:

- Untuk proses produksi diambil dari PLN dan generator jika sewaktu-waktu ada gangguan listrik dari PLN.
- Untuk penerangan pabrik dan kantor, diambil dari generator

VI.2.4 Unit Penanganan Limbah

Bagian ini mempunyai tugas antara lain mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan di sekitar area pabrik. Pengelolaan dan pemantauan kualitas lingkungan sesuai dengan standar dan ketentuan perundangan yang berlaku. Pengelolaan bahan berbahaya dan beracun, mencakup: pengangkutan, penyimpanan, pengoperasian, dan pemusnahan. Pengelolaan *house keeping* dan penghijauan di dalam dan sekitar area pabrik.

VI.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu pada pra desain pabrik metanol ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah:

1. Laju Pengembalian modal (*Internal Rate of Return*, IRR)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time*, POT)
3. Titik Impas (*Break Event Point*, BEP)

VI.3.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return, IRR*)

Dari hasil perhitungan appendiks D, didapat nilai IRR (i) sebesar 63.2%. Nilai i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman bank yaitu 9.75% per tahun. Dari segi IRR, pabrik ini layak untuk didirikan.

VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time , POT*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada appendiks D, didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 3.05 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

VI.3.3 Titik Impas (*Break Even Point, BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC), Biaya variabel (VC), biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada appendiks D didapatkan bahwa titik impas (BEP) = 23%

BAB VII KESIMPULAN

Dari evaluasi secara teknis, pabrik ini sudah memenuhi syarat untuk dilanjutkan ke tingkat perencanaan. Dari segi ekonomi, pendirian pabrik *Polypropylene homopolymer* ini bisa dilakukan dengan pertimbangan dan kajian lebih detail dan teliti. Secara singkat evaluasi tersebut dapat disajikan sebagai berikut :

1. Perencanaan operasi : Kontinu, 24 jam/hari, 330 hari/tahun
2. Kapasitas produksi : 190,000 ton/tahun
3. Kebutuhan bahan baku
 - a. Propylene : 192,715,704.558 kg/tahun
 - b. Hidrogen : 5,191,587.327 kg/tahun
 - c. Nitrogen : 5,860,192.343 kg/tahun
 - d. Catalyst : 30,217.037 kg/tahun
 - e. TEAL : 126,454.803 kg/tahun
 - f. PEEB : 43,675.876 kg/tahun
 - g. Irganox® 1010: 763,579.872 kg/tahun
 - h. Irganox® 1076: 763,579.872 kg/tahun
 - i. Tinuvin® 770: 1,920,519.216 kg/tahun
4. Kebutuhan Utilitas
 - a. Steam : 2,049,450.3 kg/tahun
 - b. Cooling water : 1,195,089,094 kg/tahun
 - c. Chilled water : 64,445,040 kg/tahun
 - d. Listrik : 37,736 MWh/tahun
5. Limbah dihasilkan
 - a. *Flare gas* : 9,091,590.195 kg/tahun
6. Lokasi pabrik : Indramayu, Jawa Barat
7. Jumlah tenaga kerja : 232 orang
8. Umur pabrik : 10 tahun
9. Analisa Ekonomi
 - a. Pembiayaan

- Modal tetap (FCI) :
Rp624,330,818,834
- Modal tenaga kerja (WCI): Rp69,370,090,982
- Investasi total (TCI) : Rp693,700,909,815
- Biaya bahan baku (per tahun): Rp2,576,563,180,130
- Total Penjualan (per tahun): Rp3,998,056,000,000
- b. Investasi
- Internat Rate of Return : 63.2%
- Pay Out Time : 3.05 Tahun
- Break Even Point : 23%

Ditinjau dari kedua aspek yang telah dijabarkan di atas, maka pra perancangan pabrik *Polypropylene homopolymer* ini laak untuk dilanjutkan ke tahap perencanaan.

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, L.E. dan Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design Vessel Design*. New Delhi: Wiley Eastern Limited
- Bolgar, M. & Hubball, J. & Groeger, J. & Meronek, S.. (2015). *Handbook for the chemical analysis of plastic and polymer additives, second edition*
- Geankoplis, Christie J. 2003. *Transport Processes and Separation Process Principles. United States of America: Prentice Hall*
- Himmelblau, D.M. 1989. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering. Texas: Prentice-Hall International, Inc*
- Karian, H. G. (2003). *Handbook of polypropylene and polypropylene composites*. New York: Marcel Dekker.
- Karol, F. J. and Felix I. Jacobson. (1986). *Catalysis and the Unipol Process. Studies in Surface Science and Catalysis*, Elsevier, Volume 25, 323 – 337.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Tokyo: McGraw-Hill.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Alat Penukar Panas*. Surabaya : ITSpress.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. Surabaya : ITSpress
- Levenspiel, O. 1972. *Chemical Reaction Engineering, 2nd Edition*. Toronto: Jhon Wiley and Sons, Inc.
- Maier, R.D., Bidell, W., & Shamiri, A. (2014). *Polypropylene: Gas-phase Polymerization and Reactor Blends*.
- Malpass, D.B., & Band, E.I. (2012). *Introduction to Polymers of Propylene*.
- Matche. Equipment Cost. [http:// www.matche.com](http://www.matche.com). Diakses pada hari Selasa, 11 Januari 2020, pukul 21.00 WIB.
- Perry R.H. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*. United States of America: McGraw-Hill.
- Sato, H., & Ogawa, H. (2009). *Review on Development of Polypropylene Manufacturing Process*.
- Smith, R. 2005. *Chemical Process Design and Integration*. Spanyol: John Wiley & Sons, Ltd.

- Todd Baker, D.B. (2011). *Pelletizing*. In *Encyclopedia of Polymer Science and Technology*
- Ulrich, G.D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. United States of America: John Wiley & Sons, Ltd
- US Patent 6,214,939
- US Patent 4,758,654
- . Van Ness, S. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. Singapore : Mc Graw Hill

RIWAYAT PENULIS



Penulis bernama lengkap Riza Miftahul Azmi, dilahirkan di Jember, 03 Oktober 1997 merupakan anak tunggal. Penulis telah menempuh Pendidikan formal di SD Alfurqan Jember, SMP Negeri 2 Jember, dan SMA Negeri 1 jember dan S1 Teknik Kimia FTIRS-ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktik di PT Petrokimia Gresik dengan tugas “Analisa Neraca Massa dan Panas pada Reaktor Unit AlF_3 Departemen Produksi IIIB”. Penulis mengambil penelitian di Laboratorium Teknologi

Biokimia. Selain itu penulis juga aktif dalam organisasi di ITS seperti AIChE (*American Institute of Chemical Engineers*) sebagai *Media and Branding Manager*. Selain itu penulis juga aktif mengikuti kegiatan kepanitiaan seperti Chernival yang diadakan oleh Departemen Teknik Kimia. Apabila ada kritik dan saran yang membangun terkait penelitian ini, maka pembaca dapat menghubungi penulis melalui email rizamiftahulazmi@gmail.com atau nomor HP +6281358003434

RIWAYAT PENULIS



Agung Hanifianto Rahardjo. Dilahirkan di Bekasi 13 November 1997, merupakan anak ke-1 dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di SDN 09 Lubang Buaya, SMPN 81 Jakarta, dan SMK SMAK Bogor. Setelah lulus dari SMK SMAK Bogor tahun 2016, penulis mengikuti Kompetisi NOPEC dengan hasil juara 1 sehingga mendapat free pass untuk diterima di Program Studi S1 Reguler Teknik Kimia FTI-ITS pada tahun 2016

(2016-2020) yang kemudian pada tahun 2019-2020 mulai melakukan penelitian di Laboratorium Teknologi Biokimia. Penulis juga aktif dalam organisasi di ITS International Office sebagai volunteer divisi Internationalization & Development. Penulis adalah penerima Beasiswa Unggulan Kemendikbud, serta beberapa beasiswa lain untuk melakukan short program dan pertukaran pelajar ke Kumamoto University Jepang (2017), Asia University Taiwan (2018) serta Chulalongkorn University Thailand (2019). Penulis juga aktif dalam entrepreneur dengan usaha IF Laboratory Supplier dan SWAB Sanitizer, serta pernah mewakili ITS dalam Kompetisi Bisnis Mahasiswa Indonesia (KBMI) yang diadakan oleh Kemenristek Dikti di Batam (2019). Penulis juga mengikuti program Unilever Leadership Internship Program selama 6 bulan di Unilever Rungkut Factory.

E-mail penulis : agunghanif21@gmail.com
No. HP : +6281335228121