



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK HOMOPOLYMER
POLYPROPYLENE**

Oleh :

Vian Chandra Setiawan
NRP. 0221164000094

Intifada Ulul Amri Alifah
NRP. 0221164000105

Dosen Pembimbing
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.

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

LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan judul:

PRA DESAIN PABRIK HOMOPOLYMER POLYPROPYLENE

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

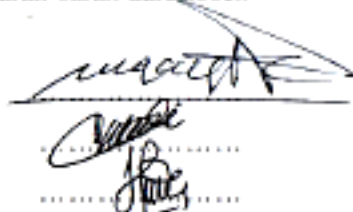
Oleh :

Vian Chandra Setiawan 02211640000094

Intifada Ulul Amri Alifah 02211640000105

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

1. Prof. Dr. Ir. Sugeng Winardi, M.Eng
2. Ir. Ignatius Gunardi, M.T.
3. Prida Novarita Trisanti, S.T., M.T.




.....
.....

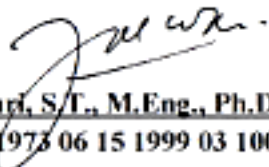
Surabaya, Februari 2019

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II



Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001



Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 1973 06 15 1999 03 1003

Mengetahui,
Kepala Laboratorium Perancangan dan
Pensindapan Proses



Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	
DAFTAR ISI.....	i
DAFTAR TABEL.....	ii
DAFTAR GAMBAR.....	v
BAB I PENDAHULUAN.....	1
BAB II BASIS DESAIN DATA.....	3
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	11
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....	33
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN.....	67
BAB VI ANALISA EKONOMI.....	87
BAB VII KESIMPULAN.....	103
DAFTAR PUSTAKA.....	105
LAMPIRAN	

DAFTAR TABEL

BAB II BASIS DESAIN DATA

Tabel II.1 Data Impor Polpropylene Indonesia3

Tabel II.2 Data Produksi, Konsumsi, Ketersediaan Propylene4

BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Tabel III.1 Perbandingan Teknologi Lisensor..... 11

Tabel III.2 Harga Bahan Baku Dan Utilitas 19

Tabel III. 3 Spesifikasi Propylene20

Tabel III.4 Spesifikasi Hidrogen20

Tabel III.5 Spesifikasi Nitrogen21

Tabel III.6 Spesifikasi Katalis21

Tabel III.7 Spesifikasi TEAL22

Tabel III.8 Spesifikasi IRGANOX® 1010 (Bolgar, 2015)22

Tabel III.9 Spesifikasi IRGANOX® 1076 (Bolgar, 2015)23

Tabel III.10 Spesifikasi TINUVIN® 770 (Bolgar, 2015)23

Tabel III.11 Sifat Fisik Polypropylene24

Tabel III.12 Spesifikasi Target Produk Polypropylene25

Tabel III.13 Spesifikasi Impurities Umpan C3 (ppm).....26

Tabel III. 14 Seleksi Proses Pelletizer..... 31

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

Tabel IV. 1 Berat Molekul Komponen.....33

Tabel IV. 2 Neraca Massa Propylene Dehydration 34

Tabel IV. 3 Neraca Massa Nitrogen Split Point35

Tabel IV. 4 Neraca Massa Mix Point C3 dan Hidrogen.....35

Tabel IV. 5 Neraca Massa Overall Reactor System36

Tabel IV. 6 Neraca Massa Reaktor.....33

Tabel IV. 7 Neraca Massa Mix Point Recycle to Reactor34

Tabel IV. 8 Neraca Massa Make-Up Feed Mix Point35

Tabel IV. 9 Neraca Massa Mix Point Kokatalis.....36

Tabel IV. 10 Neraca Massa Resin Chamber37

Tabel IV. 11 Neraca Massa Resin Degassing Column.....38

Tabel IV. 12 Neraca Massa Vent Recovery Chamber.....39

Tabel IV. 13 Neraca Massa Nitrogen Split Point40

Tabel IV. 14 Neraca Massa C3 Separation Vessel.....	41
Tabel IV. 15 Neraca Massa Propylene Condenser	42
Tabel IV. 16 Neraca Massa Mix Point Recycled N ₂ dan C3=	43
Tabel IV. 17 Neraca Massa Mixer	44
Tabel IV. 18 Neraca Massa Dewatering Screen.....	45
Tabel IV. 19 Neraca Massa Pellet Dryer.....	46
Tabel IV. 20 Neraca Massa Mix Point Cycle Water	47
Tabel IV. 21 Data Kapasitas Panas (Cp).....	48
Tabel IV. 22 Neraca Energi Nitrogen Preheater	50
Tabel IV. 23 Neraca Energi Reaktor.....	51
Tabel IV. 24 Neraca Energi Cycle Gas Cooler (E-212).....	52
Tabel IV. 25 Neraca Energi Mix Point Recycle to Reactor	53
Tabel IV. 26 Neraca Energi Mix Make-Up Feed dan Cycle Gas	54
Tabel IV. 27 Neraca Energi <i>Upper Zone</i>	56
Tabel IV. 28 Neraca Energi <i>Intermediate Zone</i>	57
Tabel IV. 29 Neraca Energi <i>Mixer</i>	58
Tabel IV. 30 Neraca Energi Pelletizer.....	60
Tabel IV. 31 Neraca Energi Cycle Water Cooler.....	62
Tabel IV. 32 Neraca Energi Pellet Dryer	63
Tabel IV. 33 Neraca Energi Air Heater.....	65
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	
Tabel V. 1 Spesifikasi Alat Propylene Dehydration	67
Tabel V. 2 Spesifikasi Alat Propylene Compressor	67
Tabel V. 3 Spesifikasi Alat Nitrogen Preheater	68
Tabel V. 4 Spesifikasi Alat <i>Nitrogen Compressor</i>	69
Tabel V. 5 Spesifikasi Alat Reaktor.....	69
Tabel V. 6 Spesifikasi Alat Cycle Gas Compressor.....	70
Tabel V. 7 Spesifikasi Alat Cycle Gas Cooler	70
Tabel V. 8 Spesifikasi Alat <i>Catalyst Feeder</i>	71
Tabel V. 9 Spesifikasi Alat <i>TEAL Feeder</i>	72
Tabel V. 10 Spesifikasi Alat <i>Resin Chamber</i>	72
Tabel V. 11 Spesifikasi Alat <i>Resin Degassing Column</i>	73
Tabel V. 12 Spesifikasi Alat <i>Vent Recovery Compressor</i>	74
Tabel V. 13 Spesifikasi Alat <i>Vent Recovery Cooler</i>	74

Tabel V. 14 Spesifikasi Alat <i>Vent Gas Recovery Chamber</i>	75
Tabel V. 15 Spesifikasi Alat <i>C3 Distillation Column</i>	75
Tabel V. 16 Spesifikasi Alat <i>Propylene Condenser</i>	76
Tabel V. 17 Spesifikasi Alat <i>Reboiler</i>	77
Tabel V. 18 Spesifikasi Alat <i>C3 Recycle Compressor</i>	77
Tabel V. 19 Spesifikasi Alat <i>Mixer</i>	77
Tabel V. 20 Spesifikasi Alat <i>Melt Pump</i>	78
Tabel V. 21 Spesifikasi Alat <i>Melt Screen</i>	78
Tabel V. 22 Spesifikasi Alat <i>Pellet Chamber</i>	78
Tabel V. 23 Spesifikasi Alat <i>Cycle Water Pump</i>	79
Tabel V. 24 Spesifikasi Alat <i>Cycle Water Cooler</i>	79
Tabel V. 25 Spesifikasi Alat <i>Dewatering Screen</i>	80
Tabel V. 26 Spesifikasi Alat <i>Pellet Dryer</i>	80
Tabel V. 27 Spesifikasi Alat <i>Air Blower</i>	80
Tabel V. 28 Spesifikasi Alat <i>Air Heater</i>	81
Tabel V. 29 Spesifikasi Alat <i>Pellet Classifier</i>	81
Tabel V. 30 Spesifikasi Alat <i>Product Silo</i>	82
Tabel V. 31 Perkiraan Harga Peralatan Proses	82
BAB VI ANALISA EKONOMI	
Tabel VI. 1 Daftar Kebutuhan Karyawan	94
Tabel VI. 2 Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2	96
Tabel VI. 3 Parameter Perhitungan Ekonomi	99

DAFTAR GAMBAR

BAB II BASIS DESAIN DATA

Gambar II.1 Random Sampling Lokasi Konsumen PP	7
Gambar II.2 Peta Bahan Baku, Konsumen, dan Lokasi	7

BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Gambar III.1 Konfigurasi Reaktor Lisensor (Karol, 2003)	13
Gambar III.2 Diagram Alir untuk Proses Bulk (Karol, 2003).....	14
Gambar III.3 Proses Spheripol LyondellBasell (Malpass, 2012)	14
Gambar III.4 Diagram Alir Proses Fasa Gas (Karol, 2003)	15
Gambar III.5 Proses Gas Phase Unipol (Malpass, 2012)	17
Gambar III.6 Proses Gas Phase Lummus-Novolen (BASF)	17
Gambar III. 7 Blok Diagram Alir Pabrik.....	25
Gambar III.8 Resin Degassing Column.....	29

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

Gambar IV. 1 Blok Diagram Propylene Dehydration	34
Gambar IV. 2 Blok Diagram Nitrogen Split	34
Gambar IV. 3 Blok Diagram Mix Point C3 dan Hidrogen.....	35
Gambar IV. 4 Blok Diagram Overall Reactor System	36
Gambar IV. 5 Blok Diagram Reaktor.....	33
Gambar IV. 6 Blok Diagram Mix Point Recycle Reactor	34
Gambar IV. 7 Blok Diagram Mix Point Make-Up Feed	34
Gambar IV. 8 Blok Diagram Mix Point Kokatalis.....	35
Gambar IV. 9 Blok Diagram Resin Chamber	36
Gambar IV. 10 Blok Diagram Resin Degassing Column.....	37
Gambar IV. 11 Blok Diagram Vent Gas Recovery Chamber	38
Gambar IV. 12 Blok Diagram Recovered N2 Split Point	39
Gambar IV. 13 Blok Diagram C3 Separation Vessel.....	40
Gambar IV. 14 Blok Diagram Propylene Condenser	41
Gambar IV. 15 Blok Diagram Mixing Recycled N2 dan C3=	42
Gambar IV. 16 Blok Diagram Mixer	43
Gambar IV. 17 Blok Diagram Dewatering Screen (H-521).....	44
Gambar IV. 18 Blok Diagram Pellet Dryer.....	45
Gambar IV. 19 Blok Diagram Mix Point Cycle Water	46

Gambar IV. 20 Blok Diagram Nitrogen Preheater	49
Gambar IV. 21 Blok Diagram Reaktor.....	50
Gambar IV. 22 Blok Diagram Cycle Gas Cooler	52
Gambar IV. 23 Blok Diagram Mix Point Recycle ke Reaktor....	53
Gambar IV. 24 Blok Diagram Mix Make-Up dan Cycle Gas	54
Gambar IV. 25 Blok Diagram Resin Degassing Column.....	55
Gambar IV. 26 Blok Diagram Mixer	57
Gambar IV. 27 Blok Diagram Pelletizer	59
Gambar IV. 28 Blok Diagram Cycle Water Cooler	61
Gambar IV. 29 Blok Diagram Pellet Dryer.....	62
Gambar IV. 30 Blok Diagram Air Heater	64
BAB VI ANALISA EKONOMI	
Gambar VI. 1 Struktur Organisasi Perusahaan.....	88
Gambar VI. 2 Kebutuhan Pekerja Operator untuk	93
Gambar VI. 3 Grafik Break Even Point	101

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Plastik adalah material yang terbentuk dari berbagai macam bahan sintetik ataupun semi-sintetik yang memiliki kemampuan untuk dibentuk dengan mudah (*malleable*). Secara umum, plastik lebih diminati dibandingkan dengan material alami karena harga, kemudahan manufaktur, hingga ketahanan air yang secara umum lebih baik dibandingkan dengan kayu, logam, kulit, dan bahan alami lainnya.

Polypropylene merupakan jenis plastik yang diproduksi kedua terbanyak di dunia (setelah *polyethylene*). *Polypropylene* diminati karena cenderung memiliki sifat mekanis yang lebih baik dibanding dengan *polyethylene* meskipun dengan ketahanan kimia yang lebih rendah.

Gahleitner dalam *Ulmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* menuliskan *Polypropylene* memiliki kegunaan yang cukup beragam. Mulai dari bahan *injection molding*, *film*, *raffia*, dan *fiber*. Keberagaman ini menyebabkan *polypropylene* cenderung mulai menggantikan material *polymer* dan tradisional yang lebih mahal, seperti kaca dan *polycarbonate*.

Pada tahun 2018, Indonesia mengimpor 1024 kiloton *polypropylene*. Defisit ini akan terus meningkat dari tahun ke tahun, hingga tahun 2024 dimana akan dibangun pabrik petrokimia baru (CAP2 dan Lotte Petrochemical Complex). Kedua pabrik tersebut yang akan mengisi kekurangan sebanyak 800 Kiloton setiap tahun, sehingga diperkirakan masih terjadi defisit *polypropylene* di Indonesia sebanyak 420 kiloton. Di sisi lain, Indonesia memiliki kelebihan *propylene* sebanyak 280 hingga 450 kiloton setiap tahun.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan berikut, maka pendirian pabrik *Polypropylene Homopolymer* di Indonesia dapat dilaksanakan dengan alasan sebagai berikut:

1. Mengurangi kebutuhan impor yang setiap tahun cenderung meningkat sehingga dapat menghemat devisa negara dan mengurangi ketergantungan terhadap negara lain.
2. Membuka peluang bagi pengembangan industri-industri dengan bahan baku *Polypropylene Homopolymer*.

Latar belakang inilah yang mendasari pemilihan judul:

“Pra-Desain Pabrik *Homopolymer Polypropylene*”

BAB II BASIS DESAIN DATA

II.1. Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik adalah besaran produk yang dihasilkan dalam jangka waktu tertentu. Kapasitas pabrik akan ditentukan berdasarkan konsumsi dan prospek dari pasar *polypropylene* Indonesia. Dalam perhitungan ini, akan diasumsikan:

1 tahun	= 330 hari kerja
1 hari	= 24 jam
Produksi komersial	= dimulai pada 2024
Kapasitas	= 220 kiloton per tahun <i>polypropylene</i>
	= 27.777,8 kg per jam <i>polypropylene</i>

Pada sub-bab dibawah akan dibahas konsumsi dan prospek dari *polypropylene* lalu jumlah kapasitas pabrik yang terhitung.

II.1.1. Konsumsi *Polypropylene* di Indonesia

Berdasarkan data BPS, setiap tahun, Indonesia mengalami kenaikan pada impor *polypropylene* yang ditunjukkan oleh **Tabel II.1**. Laju pertumbuhan dihitung dari besar pertumbuhan dari tahun n ke tahun $n+1$ dibagi besar pada tahun n .

Tabel II.1 Data Impor *Polpropylene* Indonesia

Tahun	Impor (kilo ton)	Ekspor (kilo ton)
2012	587	7,918441
2013	615	24,15201
2014	636	13,82206
2015	597	16,16216
2016	704	9,141515
2017	723	22,99319
2018	678	46,7801

Pada tahun 2012-2018 tidak ada pertumbuhan secara drastis pada *supply polypropylene* Indonesia. Hal ini disebabkan oleh tidak ada pembangunan pabrik atau peningkatan kapasitas secara signifikan yang mengurangi impor *polypropylene* Indonesia. Selain itu, jumlah dari ekspor *polypropylene* Indonesia relatif jauh lebih kecil dibandingkan dengan impor. Oleh karena itu, dapat

diasumsikan bahwa konsumsi atas *polypropylene* di Indonesia sebanding dengan jumlah impor.

II.1.2. Prospek *Polypropylene* di Indonesia

Pabrik *polypropylene* ini akan direncanakan beroperasi pada tahun 2024. Untuk memperkirakan kapasitas pabrik, berdasarkan data dari nexant, didapati proyeksi impor *polypropylene* Indonesia sebesar 1282 KT. Diasumsikan ekspor Indonesia cukup kecil dibandingkan dengan impor Indonesia terhadap *polypropylene*, sehingga kebutuhan *polypropylene* di Indonesia akan sebanding dengan besaran impor.

Pada tahun 2024, akan berdiri setidaknya dua pabrik *polypropylene* di Indonesia, yaitu CAP2, Chandra Asri Perkasa, dan Lotte Chemical Complex. Keduanya merupakan kompleks petrokimia terintegrasi yang menghasilkan *propylene* dan *polypropylene*. Tabel II.2 menjelaskan produksi, konsumsi, dan ketersediaan bahan baku dari *propylene* dalam KT pada tahun 2024 yang dirangkum dari berbagai sumber

Tabel II.2 Data Produksi, Konsumsi, dan Ketersediaan *Propylene*

Perusahaan	Produksi (KT)	Konsumsi <i>Propylene</i>	Ketersediaan
Pertamina RU IV	608	45	180
CAP	470	480	
Polytama	-	240	-
Lain-lain	-	280	-
CAP2 (2024)	600	450	120
<i>Lotte Chemical Complex</i> (2023)	520	400	120
TOTAL			420

Dari tabel diatas, dapat dilihat bahwa produksi *polypropylene* dari sumber baru pada tahun 2024 diperkirakan sebesar 850 KT. Sehingga dengan mengurangi besar perkiraan impor pada tahun 2024 dan produksi tambahan *polypropylene*, didapati Indonesia masih harus mengimpor 432 KT *polypropylene*.

Berdasarkan data dari Nexant, pada tahun 2024 Indonesia akan mengalami kelebihan produksi *propylene* sebesar 420 KT

setiap tahun. Kelebihan *propylene* ini dapat dimanfaatkan untuk mencukupi kebutuhan *polypropylene* dengan pendirian pabrik.

Pabrik *polypropylene homopolymer* ini akan memproduksi 50% dari besar kebutuhan Indonesia, yaitu sebesar 220 KT setiap tahun. Hal ini didasari oleh ketersediaan bahan baku dan impor *polypropylene* Indonesia. Kekurangan atas bahan baku dapat diatasi dengan impor.

II.2. Lokasi

Menurut Max S. Peter di dalam buku *Plant Design and Economic for Chemical Engineers* terdapat 12 faktor dalam penentuan lokasi pabrik, yaitu:

1. Ketersediaan bahan baku
2. Pasar
3. Ketersediaan energi
4. Iklim
5. Transportasi atau aksesibilitas
6. Ketersediaan air
7. Pengolahan Limbah
8. Ketersediaan Pekerja
9. Pajak dan legalitas
10. Karakteristik lokasi
11. *Flood and Fire protection*
12. Faktor komunitas

Pada pemilihan lokasi ini, akan ada beberapa faktor diatas yang digabung menjadi satu dalam pembahasannya, hal ini dikarenakan kemiripan antara faktor-faktor tersebut. Pemilihan lokasi dilakukan secara pemilihan lokasi secara berurutan dari faktor-faktor berikut:

II.2.1. Bahan Baku dan Pendukung

Ketersediaan dari bahan baku menjadi salah satu faktor utama dalam pendirian pabrik. Produsen dalam negeri yang memungkinkan sebagai *supplier* bahan baku adalah:

1. PT. Chandra Asri Petrochemical dan Pertamina Balongan (180 KTA)
2. Kompleks Petrochemical Lotte (120 KTA)

3. PT. Chandra Asri Perkasa (120 KTA)

Dari keempat *supplier*, dapat dilihat bahwa persediaan *propylene* utama tersedia di daerah Cilegon dan Balongan. Hal ini menjadi bahan pertimbangan dalam pemilihan lokasi

Dari kedua lokasi tersebut, tidak ada perbedaan signifikan antara ketersediaan energi, hidrogen, dan air proses.

II.2.2. Kondisi Geografis, Legal, dan Sosial

Tidak ada perbedaan signifikan pada kondisi geografis dari Balongan dan Cilegon. Kedua lokasi berada di daerah pantai yang memiliki akses ke laut. Selain akses ke laut, transportasi darat juga menjadi pertimbangan. Akses ke jalan tol sama-sama dimiliki oleh kedua lokasi.

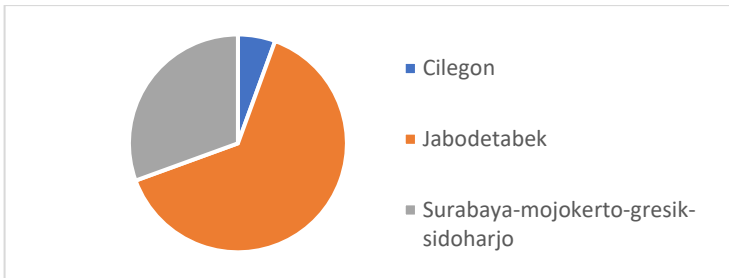
Kondisi sosial masyarakat dapat menentukan sikap masyarakat terhadap industri. Pada kedua lokasi ini, sudah terdapat kawasan industri yang menunjukkan bahwa masyarakat mampu menerima keberadaan industri.

II.2.3. Sumber Daya Manusia

Sumber daya manusia melihat ketersediaan tenaga kerja yang tersedia di daerah tersebut. Dalam hal ini, Cilegon memiliki kelebihan dalam ketersediaan tenaga kerja karena memiliki kompleks industri yang relatif lebih banyak dibanding dengan Balongan. Selain itu, daerah sekitaran Cilegon memiliki perguruan tinggi yang lebih banyak menghasilkan lulusan teknik dibanding dengan Balongan.

II.2.4. Pasar

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.1 *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

II.2.5. Pemilihan Lokasi

Berdasarkan keempat faktor diatas, Cilegon dipilih karena memiliki ketersediaan bahan baku paling dekat dengan penyedia, lebih dekat dengan pasar, dan tenaga kerja yang lebih banyak disbanding dengan Balongan.



Gambar II.2 Peta Ketersediaan Bahan Baku, Konsumen, dan Lokasi Pertimbangan

II.3. Kualitas Produk

Polypropylene Homopolymer memiliki beberapa variasi produk yang ditunjukkan oleh Tabel II.3.

Tabel II.3 Variasi Produk *Polypropylene Homopolymer*

Produk	Grade	Melt Index (g/10 menit)	Densitas (g/cm ³)	Aplikasi
IPP Film	HF10TQ	10	0,903	Kemasan makanan, gula, dan kerupuk
CPP Film	HF7.0CP	7,0	0,903	<i>CPP dry lamination film</i>
	HF8.0CM	8,0	0,903	<i>CPP metallized film</i>
BOPP Film	HF2.0BM	2,9	0,903	<i>BOPP metallized dan matte film</i>
Thermoforming	HE2.OTF	2,4	0,903	Gelas plastik, plastik lembaran dan wadah makanan
Yarn	HY3.8FY	3,8	0,903	Tas woven, tali plastik, terpal, geotextile, <i>carpet backing</i> , <i>strapping band</i> , dan sedotan
	HY4.8HS	4,8	0,903	

Injection	HI10HO	10	0,903	Peralatan rumah tangga, tutup kemasan dan mainan
	HI35HO	35	0,903	<i>Thin-walled products, peralatan rumah tangga, dan aplikasi injection molding dengan multi-cavities</i>

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

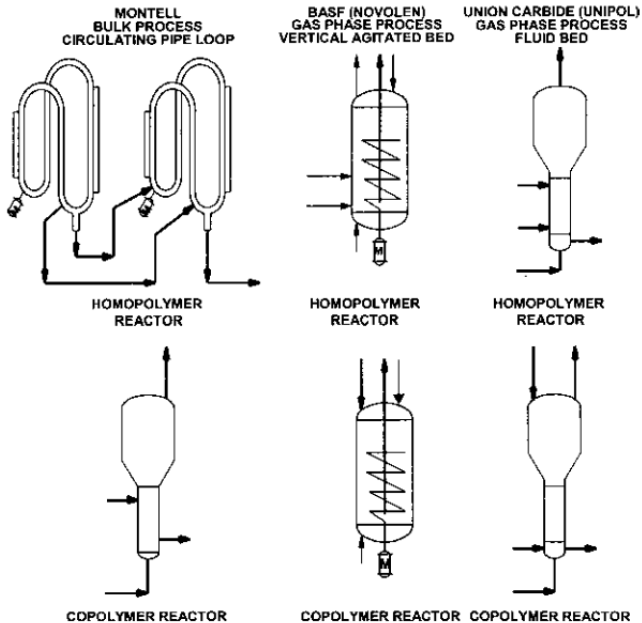
III.1. Jenis-Jenis Proses

Terdapat beberapa macam proses yang cocok untuk pembuatan *Polypropylene Homopolymer*, yaitu *bulk*, *gas phase* dan *slurry*. Teknologi yang paling banyak digunakan saat ini di dunia adalah teknologi Spheripol (34%), Unipol PP (21%), dan Novolen (12%).

Tabel III.1 Perbandingan Teknologi Lisensor

	Spheripol	UNIPOL	Novolen
<i>Number of license (per 2010)</i>	100, 21.000 KTA	52, 12.000 KTA	50, 8.000 KTA
Mode Operasi	<i>Bulk</i>	<i>Condensate gas phase</i>	<i>Gas</i>
Temperatur (°C)	60 - 80	60 - 70	80 - 85
Tekanan (bar)	20 - 50	25 - 30	30 - 35
<i>Residence Time (jam)</i>	~ 2	~ 1	~ 1
Single Line Capacity	40 - 550 KTA	80 - 650 KTA	60 - 450 KTA
Reaktor <i>Homopolymer</i>	Dua loop secara seri	<i>Fluidized-bed</i>	<i>Vertical-stirred gas</i>
Reaktor <i>Impact Copolymer</i>	<i>Fluidized-bed</i>		
Indeks Isotaktisitas	90% - 99%	≥ 99%	90 - 99.5%
Separasi Unit	<i>Flash Tank, High-Pressure Degasser, Low-</i>	<i>Degassing Column</i>	<i>Atmospheric Pressure Discharge Cyclone</i>

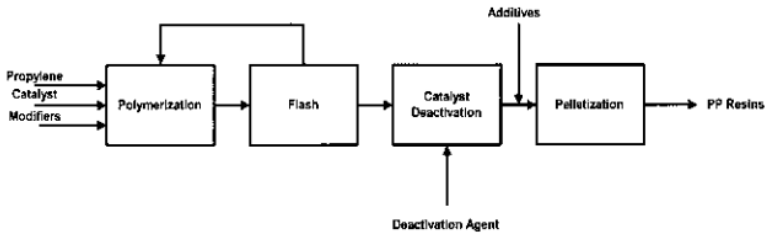
	<i>Pressure Flasher</i>		
Deaktivasi katalis	<i>Steamer vessel (counter current steam, 1,2 bar)</i>		<i>Powder Purge Silo</i>
<i>Agitation</i>	<i>Circulation pump (axial pump)</i>	<i>Fluidize medium</i>	<i>Helical agitator</i>
<i>Cooling System</i>	<i>Cooling water in jacket</i>	<i>Cycle cooling gas</i>	<i>Cycle liquefied reactor gas</i>
<i>Capital cost (dalam euro per ton PP)</i>	687,5	169	388,9
Konsumsi (per 1 kg PP)			
<i>Propylene</i>	1,04 kg	1,009 kg	1,055 kg
Katalis	0,0001 – 0,0005 kg	0,000025 kg	0,000025 kg
Hidrogen	3E-5 – 5E-3 kg	1E-4 – 2E-4 kg	1E-4 – 2E-4 kg
Listrik	0,15 – 0,6 kWh	0,4 – 0,6 kWh	0,35 – 0,5 kWh
<i>Steam</i>	0,28 – 0,5 kg	0,25 – 0,35 kg	0,25 – 0,35 kg
<i>Cooling water</i>	70 – 120 kg	40 – 60 kg	40 – 85 kg
Gas Inert (nitrogen)	0,05 – 0,07 Nm ³	0,04 – 0,05 Nm ³	0,04 – 0,045 Nm ³



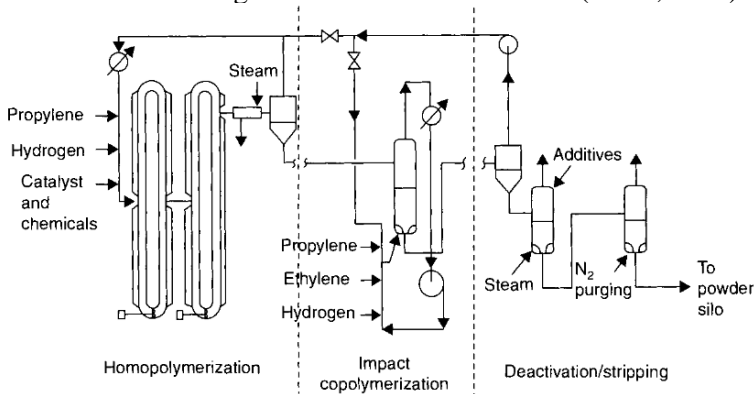
Gambar III.1 Konfigurasi Reaktor Lisenor (Karol, 2003)

III.1.1. Bulk

Proses *Bulk* adalah proses dimana polimerisasi terjadi di dalam *propylene* cair (berfungsi sebagai reaktan dan pelarut). Proses Spheripol milik LyondelBasell adalah proses yang paling banyak digunakan, keduanya mencakup sekitar 1/3 dari produksi total *polypropylene*. Proses Spheripol menggunakan dua reaktor *loop slurry* untuk produksi *homopolymer* dikombinasikan dengan reaktor *gas phase* untuk produksi *impact copolymer*. Kondisi operasi dari reaktor *loop* adalah 60-80°C dan 20-50 bar, sedangkan kondisi operasi dari reaktor *gas phase* adalah hingga 100°C dan 15 bar. Desain *loop reactor* memberikan luas permukaan maksimum untuk menghilangkan kalor reaksi polimerisasi, seiring dengan meningkatnya panas yang hilang, konversi reaksi juga meningkat (Malpass, 2012).



Gambar III.2 Diagram Alir untuk Proses Bulk (Karol, 2003)



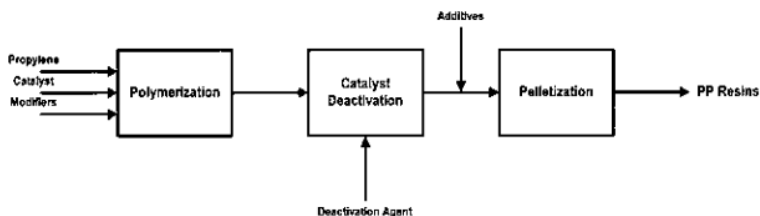
Gambar III.3 Proses Spheripol LyondellBasell (Malpass, 2012)

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).

III.1.2. Gas Phase

Pada proses *gas phase*, polimerisasi terjadi dalam fasa gas tanpa adanya pelarut maupun pengencer. Dalam proses *gas phase*, tidak perlu unit *removal* untuk *atactic polymer*, karena katalis modern dengan stereospesifik tinggi telah digunakan. Produk *polypropylene* yang dihasilkan lebih kering dibandingkan proses *slurry* atau *bulk*, sehingga hanya diperlukan deaktivasi residu katalis dalam jumlah sedikit sebelum proses penambahan aditif dan *pelletizing*.

Polimerisasi dapat dilakukan dalam dua metode berbeda, yakni reaktor *fluidized-bed* atau proses *stirred-bed* baik menggunakan reaktor *vertical-stirred* atau *horizontal-stirred*. Pada proses fasa gas, reaktor harus beroperasi pada suhu mendekati *dew point* dari campuran monomer untuk memperoleh konsentrasi monomer dan *yield* yang tinggi. Selain itu, morfologi katalis harus dikontrol untuk mencegah aglomerasi dan melelehnya partikel karena batas perpindahan panas dari gas (Maier, 2014).



Gambar III.4 Diagram Alir Proses Fasa Gas (Karol, 2003)

Proses *gas phase* Unipol untuk *polypropylene* merupakan ekstensi dari proses *gas phase polyethylene* Union Carbide (sekarang Dow Chemical). Proses Unipol *Polypropylene* menggunakan reaktor *vertical fluidized bed* dan tidak membutuhkan pengadukan mekanik. Prinsip fluidisasi bergantung pada volume besar dari gas fluidisasi untuk pencampuran dalam reaktor, penghilangan panas polimerisasi, dan kontrol suhu. Bagian atas reaktor yang berbentuk bulat menjadi ikon dalam industri *polyolefin*. Bagian ini berfungsi sebagai zona *disengagement*, dimana *suspended particle* yang mengalir ke atas akan jatuh kembali ke dalam *fluidized bed*. Penggunaan katalis yang mengandung jumlah partikel besar dan kecil sangat penting dijaga dalam level minimum. Hal ini dikarenakan partikel besar akan menyebabkan terbentuknya polimer aglomerat yang sukar untuk difluidisasi, sebaliknya partikel kecil akan menyebabkan terbentuknya partikel kecil polimer yang sukar untuk dikembalikan lagi ke dalam reaktor setelah melewati zona *disengagement* (Malpass, 2012).

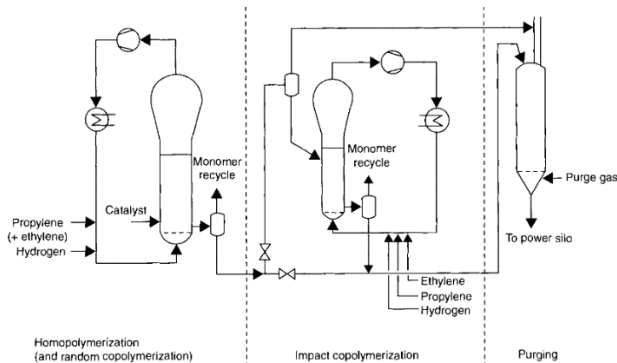
Fluidized bed dipertahankan dengan memasukkan gas *propylene* melalui *distributor plate* di bagian bawah reaktor. Laju

alir gas ini sangat tinggi dan *propylene* berperan sebagai monomer dan gas pendingin untuk menghilangkan panas reaksi polimerisasi. Penumpukan statis bisa menjadi masalah, hal ini dapat muncul dari gesekan antara aliran gas dan partikel polimer yang non-konduktif. Ketika muatan statis mengalami penumpukan, pada dinding reaktor dapat terbentuk *polymer sheet*, yang dapat menghentikan operasi *fluidized bed* jika terlepas dari dinding. Aditif khusus ditambahkan dalam jumlah kecil ke dalam reaktor untuk mengontrol muatan statis (Malpass, 2012).

Union Carbide/Dow pertama kali mendirikan *Polypropylene plant* pada tahun 1985. Unipol PP telah menjadi teknologi *polypropylene gas phase* paling berhasil, dengan lisensi digunakan oleh lebih dari 20 perusahaan di dunia, mengoperasikan 46 Unipol PP (tahun 2011). Pada artikel review di tahun 2005, Engel menyatakan bahwa Union Carbide/Dow telah memiliki lebih dari 120 reaktor *polyolefin* di dunia dan 1700 tahun reaktor aman beroperasi untuk proses teknologi Unipol hingga akhir tahun 2003 (Malpass, 2012). Proses Unipol memiliki biaya investasi dan operasi lebih rendah sekitar 10-15% jika dibandingkan dengan lisensi proses generasi baru lain.

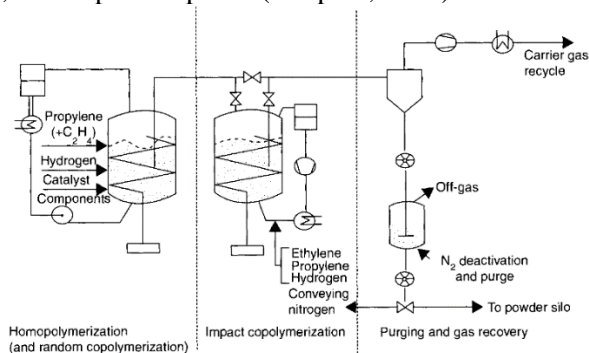
Umumnya, katalis dengan aktivitas tinggi dapat menghasilkan 20.000 kg polypropylene/kg katalis. Unipol memiliki kemampuan produksi produk homopolimer dengan stereoregularitas yang tinggi dan dapat dikontrol (93-98%) serta rentang berat molekul yang luas. Syarat katalis untuk proses Unipol antara lain sebagai berikut (Karol, 2003):

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



Gambar III.5 Proses Gas Phase Unipol (Malpass, 2012)

Proses *gas phase* Lummus-Novolen menggunakan reaktor *vertical stirred-bed*. Proses ini mulanya dikembangkan oleh BASF pada akhir tahun 1960an, menggunakan agitator heliks. Reaktor Lummus-Novolen dapat beroperasi lebih dari $\frac{3}{4}$ level penuhnya. Suhu proses harus dikontrol pada beberapa titik di reaktor karena *stirred-bed* rawan membentuk *hot spots*. Reaktor ini lebih stabil terhadap pengotoran dinding yang menjadi masalah utama untuk *gas phase fluidized-bed*, hal ini dikarenakan reaktor memiliki pengadukan mekanis. Selain itu jumlah gas yang diperlukan untuk diumpangkan kembali lebih sedikit dibandingkan pada proses *gas phase fluidized-bed* karena hanya berfungsi sebagai penghilang panas, bukan pencampuran (Malpass, 2012).



Gambar III.6 Proses Gas Phase Lummus-Novolen (BASF)

III.2. Pemilihan Proses

Industri *polypropylene* sangat kompetitif dengan konsumen resin yang memiliki ekspektasi tinggi. Oleh karena itu, produsen PP harus memiliki akses ke teknologi skala dunia ketika sedang mempertimbangkan investasi baru. Kriteria untuk teknologi skala dunia adalah sebagai berikut:

1. Proses sederhana dan efisien
2. Investasi pabrik dan biaya operasi rendah
3. Efisien dan memiliki performa tinggi dengan katalis generasi keempat
4. Fleksibilitas untuk variasi produk yang luas
5. Operasi yang aman dan bersih untuk lingkungan
6. Kemampuan desain pabrik untuk kapasitas *single-line* yang tinggi
7. Komitmen penyedia teknologi untuk perbaikan dan inovasi yang berkelanjutan.

Untuk meningkatkan pemanfaatan modal dan menjaga tetap kompetitif, pabrik baru harus memiliki kapasitas produksi lebih dari 150.000 metrik ton/tahun (Karian, 2003).

Untuk membandingkan proses yang akan digunakan, dilakukan perbandingan secara ekonomis dari pabrik yang sudah ada. Perbandingan tersebut disajikan dalam Tabel III.2.

Tabel III.2 Harga Bahan Baku Dan Utilitas (euro per 1000 kg PP)

Kriteria	Lisensor		
	Spehripol	Unipol	Novolen
<i>Propylene</i>	1000.3448	970.52683	1014.77285
Katalis	Tidak dibandingkan (tidak ada data)		
<i>Hydrogen</i>	Tidak dibandingkan (bergantung <i>melt flow</i> dari produk)		
Listrik	24.301875	32.4025	27.542125
<i>Steam</i>	2.448628	2.186275	2.62353
<i>Cooling water</i>	13.57265	7.1435	8.929375
Inert gas (nitrogen)	0.46956	0.35217	0.35217
Total pengeluaran	1041.137513	1012.611275	1054.22005

Data pada Tabel III.2 diambil dari buku *Handbook of Petrochemical Production Processes* oleh Robert A. Meyers dan *Resource-Sparing Production Of Polymer Materials* oleh IKP Stuttgart University. Dari kedua literatur tersebut, harga setiap bahan baku dihitung berdasarkan jumlah pemakaian. Katalis dan hidrogen tidak termasuk dalam perhitungan ini karena ketiadaan data dan ketergantungan antara *grade* produk dan kebutuhan tersebut. Berdasarkan data diatas, dapat dilihat bahwa proses Unipol memiliki biaya paling rendah dalam segi bahan baku produksi *polypropylene*.

Proses Unipol memiliki keunggulan dalam teknologi reaktor *fluidized bed* dengan fleksibilitas untuk konfigurasi produksi *polypropylene homopolymer* maupun *impact copolymer*, sehingga lebih fleksibel terhadap variasi produk yang luas.

III.3. Spesifikasi Bahan Baku

III.3.1. Propylene

Propylene grade polimerisasi diperlukan untuk reaksi. Spesifikasi *propylene* dari PT CAP Tbk sesuai dengan spesifikasi *polymer grade*.

Tabel III. 3 Spesifikasi *Propylene*

Komponen	Spesifikasi
<i>Propylene</i>	> 99,4% volume
<i>Propane</i>	< 0,6% volume
<i>Ethylene</i>	< 50 ppm volume
<i>Ethane</i>	< 100 ppm volume
<i>Methylacetylene + Propadiene</i>	< 3 ppm volume
<i>Acetylene</i>	< 1 ppm volume
CO	< 0,2 ppm volume
CO ₂	< 2 ppm volume
Total <i>Oxygenated Hydrocarbon in Alcohol</i>	< 10 ppm berat
O ₂	< 2 ppm volume
Total <i>Sulphur (H₂S)</i>	< 1 ppm berat
C4's	< 1 ppm volume
H ₂ O	< 5 ppm volume
<i>Butadiene</i>	< 1 ppm volume
<i>Arsine</i>	< 0,15 ppm berat

III.3.2. Hidrogen

Hidrogen dengan kemurnian tinggi dapat digunakan tanpa purifikasi lebih lanjut. Hidrogen diperoleh dari *Linde* dengan *grade hydrogen 5.6*.

Tabel III.4 Spesifikasi Hidrogen

Komponen	Spesifikasi
<i>Hydrogen</i>	$\geq 99,999$ % volume
<i>Nitrogen</i>	≤ 1 ppm volume
O ₂	$\leq 0,7$ ppm volume
CO	$\leq 0,1$ ppm volume
CO ₂	$\leq 0,1$ ppm volume
H ₂ O	≤ 1 ppm volume
C _n H _m	$\leq 0,1$ ppm volume

III.3.3. Nitrogen

Nitrogen dengan kemurnian tinggi dapat digunakan tanpa purifikasi lebih lanjut. Nitrogen diperoleh dari *Linde* dengan *grade nitrogen 5.6*.

Tabel III.5 Spesifikasi Nitrogen

Komponen	Spesifikasi
<i>Nitrogen</i>	$\geq 99,9\%$ volume
O ₂	$\leq 0,5$ ppm volume
CO	$\leq 0,1$ ppm volume
CO ₂	$\leq 0,1$ ppm volume
H ₂ O	≤ 1 ppm volume
C _n H _m	$\leq 0,1$ ppm

III.3.4. Katalis

Katalis SHAC® dari *Gace Technology* cocok untuk teknologi UNIPOL PP. SHAC 320® merupakan komposisi *procatalyst* Ziegler-Natta yang terdiri dari titanium magnesium, dan *diisobutylphtalate* (DIBP) sebagai donor elektron internal (US Patent 6,214,939).

Tabel III.6 Spesifikasi Katalis

Komponen	Spesifikasi
Titanium	2,3% berat
Klorin	61% berat
Magnesium	19% berat
DIBP	12,5% berat

III.3.5. Triethylaluminum (TEAL)

TEAL sebagai kokatalis berfungsi untuk aktivasi katalis pada polimerisasi di reaktor. TEAL akan diimpor dari Pabrik TCI Shanghai Development Co. Ltd.

Tabel III.7 Spesifikasi TEAL

Komponen	Spesifikasi
<i>Aluminum</i>	$\geq 23\%$ berat
<i>Triethylaluminum</i>	$\geq 92\%$ berat
<i>Tri-n-propylaluminum</i>	$\leq 0,7\%$ berat
<i>Tri-n-butylaluminum</i>	$\leq 6\%$ berat
<i>Triisobutylaluminum</i>	$\leq 1\%$ berat
<i>Hydride</i> sebagai AlH_3	$\leq 2\%$ berat
<i>Methane</i>	$\leq 0,3\%$ berat
<i>Ethylene</i>	$\leq 0,3\%$ berat
<i>Isobutylene</i>	$\leq 0,1\%$ berat

III.3.6. Aditif

Antioksidan primer bertujuan untuk memberikan stabilitas termal jangka panjang. Antioksidan primer yang digunakan adalah IRGANOX® 1010 dari *Ciba Specialty Chemicals*.

Tabel III.8 Spesifikasi IRGANOX® 1010 (Bolgar, 2015)

Spesifikasi	Keterangan
Senyawa	<i>pentaerythritol tetrakis (3-(3,5-di-t-butyl-4-hydroxyphenyl)propionate</i>
Formula	$C_{73}H_{108}O_{17}$
Berat Molekul	1177,65
Wujud	Bubuk kristal putih
Titik Leleh	110 - 125°C

Antioksidan sekunder bertujuan untuk memberikan stabilitas dalam *melt flow* dan warna selama proses *melting*. Antioksidan sekunder yang digunakan adalah IRGANOX® 1076 dari *Ciba Specialty Chemicals*.

Tabel III.9 Spesifikasi IRGANOX® 1076 (Bolgar, 2015)

Spesifikasi	Keterangan
Senyawa	<i>3,5-di-tert-butyl-4-hydroxyhydrocinnamic acid, octadecyl ester</i>
Formula	$C_{35}H_{62}O_3$
Berat Molekul	530,87
Wujud	Bubuk kristal putih atau kuning
Titik Leleh	50 - 55°C

UV Stabilizer bertujuan untuk mencegah proses kimia yang disebut *photo degradation* yang terjadi ketika radiasi ultraviolet memutus ikatan kimia dalam polimer. *UV Stabilizer* yang digunakan adalah TINUVIN® 770 dari *Ciba Specialty Chemicals*.

Tabel III.10 Spesifikasi TINUVIN® 770 (Bolgar, 2015)

Spesifikasi	Keterangan
Senyawa	<i>bis(2,2,6,6-tetramethylpiperidin-4-yl) decanedioate</i>
Formula	$C_{28}H_{52}O_4$
Berat Molekul	480,72
Wujud	Granul
Titik Leleh	80 - 86°C
Titik Didih	Dekomposisi > 104°C

III.4. Target Produksi (Kualitas)

Sesuai dengan CAS No. 9003-07-0 untuk *polypropylene homopolymer*, sifat fisik dari produk adalah sebagai berikut.

Tabel III.11 Sifat Fisik *Polypropylene*

Rumus empiris	$(C_3H_6)_n$ dengan $n > 1000$
Berat molekul rata-rata	220.000 – 700.000
<i>Melting point</i>	<i>Softens 155°C, melts 165°C</i>
Densitas	0,9 – 0,92
<i>Ignition temperature</i>	<i>Cloud 520°C, layer 250°C</i>
<i>Minimum cloud ignition</i>	0,24 J
<i>Minimum explosion concentration</i>	0,055 kg/m ³
Kelarutan	Tidak larut dalam pelarut organik dingin, meskipun terjadi penggumpalan. Larut dalam kloroform dan karbon tetraklorida panas.
Stabilitas	Harus distabilkan untuk mencegah dekomposisi karena panas matahari. Pemanasan dengan keberadaan udara atau oksigen akan menghasilkan karbon dioksida, karbon monoksida, hidrogen, C ₁ – C ₅ , hidrokarbon alifatik jenuh, dan hidrokarbon aromatic polisiklis.
Reaktivitas	Resistan terhadap asam dan alkali, dapat diserang oleh agen oksidasi kuat.

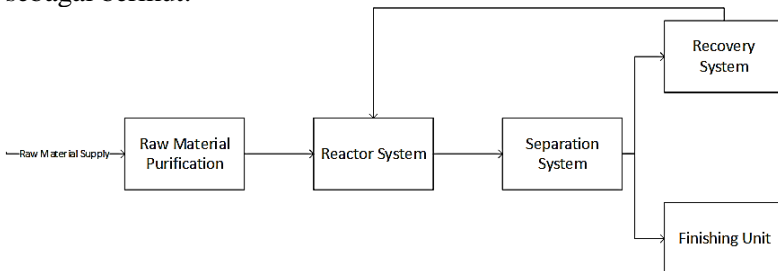
Secara umum, spesifikasi dari produk pabrik ini ditunjukkan oleh Tabel III.12

Tabel III.12 Spesifikasi Target Produk *Polypropylene*

Polypropylene (% w/w)	>99.99
Ash (% w/w)	<.01
Melt flow rate (230 °C / 2.16 kg)	0.5-120
<i>Melting point</i> (°C)	165
Ti (ppm)	<10
Isotacticity (% Xylene soluble)	<5

III.5. Uraian Proses

Terdapat 5 bagian dalam pabrik ini, mulai dari purifikasi bahan baku, sistem reaktor, sistem pemisahan, sistem *recovery*, dan sistem *pelletizing*. Masing-masing bagian akan dijelaskan sebagai berikut:



Gambar III. 7 Blok Diagram Alir Pabrik

III.5.1. *Pre-treatment*

Pre-treatment bertujuan untuk mencegah adanya kontaminan yang dapat mengganggu jalannya proses polimerisasi. Bahan baku utama dalam pembuatan *polypropylene homopolymer* terdiri dari *propylene*, katalis, dan hidrogen. Sedangkan bahan baku penunjang antara lain nitrogen, kokatalis, *selectivity control agent* (SCA), *additive*, dan karbon monoksida.

Tabel III.13 Spesifikasi Impurities Umpan Propylene (ppm)

	Umpan Reaktor	Feed C3		Output Impurities Removal	Output Water Removal
MAP	<2	<3		0.01	0.01
<i>Acetylene</i>	<8 (total)	<1	<9.2 (total)	1	1
CO		<0.2		0.2	0.2
CO ₂		<2		2	2
<i>Total Sulfur as H₂S</i>		<1		1	1
<i>Water</i>		<5		5	1
Oksigen	<2	<2		0.1	0.1
<i>Butadiene</i>	<1	<1		0.1	0.1

Propylene dimurnikan untuk memenuhi spesifikasi *feed* reaktor. *Propylene* yang mengandung *moisture* diumpankan ke dalam *Propylene Dehydration (B-110A/B)* untuk menghilangkan kandungan *moisture* sesuai spesifikasi umpan reaktor. Kemudian dilanjutkan menuju *Propylene Compressor (G-120)* untuk selanjutnya diumpankan menuju *Reactor (R-210)*.

Joeri menuliskan bahwa dehidrasi gas dengan *dew point* dibawah 40°F dapat menggunakan *molecular sieve* atau dengan *silica gel*. Metode dehidrasi dengan glikol konvensional hanya mampu menurunkan konsentrasi hidrat hingga 150 ppm. Pada pabrik ini, gas polypropylene memiliki *dew point* pada -52°F. Unit dehidrasi gas pada pabrik ini akan menggunakan *molecular sieve 3A* dengan keluaran kadar hidrat dibawah 0.1 ppm.

Katalis, hidrogen, nitrogen, dan karbon monoksida tidak dimurnikan karena memiliki kadar yang cukup kecil.

Aliran nitrogen dibagi menjadi dua aliran, aliran pertama akan dipanaskan pada *Nitrogen Preheater (E-130)* untuk kemudian diumpankan ke dalam *Resin Degassing Column (D-320)*,

sedangkan aliran kedua akan dikompresi pada *Nitrogen Catalyst Carrier Compressor (G-140)* untuk kemudian diumpankan ke dalam *Reactor (R-210)* sebagai *carrier* katalis.

III.5.2. Sistem Reaktor

Feed masuk pada sistem reaktor melalui system *cycle gas*. Pendinginan dilakukan pada *cycle gas* sebelum masuk reaktor. Pendinginan ini menyebabkan suhu turun dibawah *dew point* dan umpan reaktor berbentuk campuran cair-gas yang akan berperan juga sebagai penyerap panas reaksi polimerisasi. *Propylene* dan hidrogen akan diumpankan melalui pipa *cycle gas* sebelum *Cycle Gas Compressor (G-211)*. Katalis diumpankan dengan nitrogen bertekanan tinggi sebagai *carrier* menuju *Reactor (R-210)*. TEAL sebagai kokatalis dengan fasa cair diumpankan ke dalam reaktor melalui pipa *cycle gas* setelah *Cycle Gas Cooler (E-212)*. Campuran gas reaktan selanjutnya disebut *Cycle Gas* yang secara kontinyu akan disirkulasi oleh *Cycle Gas Compressor (G-211)* dan didinginkan oleh *Cycle Gas Cooler (E-212)*. *Cycle Gas* masuk ke dalam reaktor melalui bagian bawah reaktor.

Polimerisasi akan terjadi dalam konfigurasi fluidisasi dan membentuk resin polimer. Umpan reaktor akan kontak dengan katalis padat dan cairan kokatalis pada *bed reactor*, membentuk padatan resin yang menempel pada *bed*. Resin yang terbentuk akan jatuh kembali ke *bed* karena bentuk reaktor. Reaktor akan memiliki *velocity reduction zone* yaitu zona yang memiliki diameter yang lebih besar dibanding zona reaksi, sehingga kecepatan gas akan turun dan resin akan jatuh kembali ke zona reaksi. Resin bersama sedikit gas akan dikeluarkan menuju *Resin Chamber (D-310)*, sedangkan gas akan keluar dari reaktor menuju sistem *cycle gas*.

Cycle gas keluar dari reaktor akan bercampur dengan *propylene* hasil *recovery* dan menuju *Cycle Gas Compressor (G-211)*. *Cycle gas* akan bercampur dengan *make up feed*, dan masuk ke *Cycle Gas Cooler (E-212)* untuk kembali lagi ke reaktor.

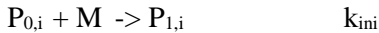
Pada reaktor, akan terjadi reaksi polimerisasi yang *propylene* oleh katalis TiCl_4 . Kinetika reaksi akan berjalan sebagai berikut:

1. Aktivasi katalis oleh kokatalis



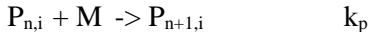
$\text{P}_{0,i}$ adalah rantai aktif pada situs i dengan Panjang rantai 0. Aktivasi ini merupakan langkah penentu pada kinetika polimerisasi, karena memilih nilai konstanta laju reaksi yang paling kecil.

2. Inisiasi rantai oleh Monomer



Inisiasi rantai membentuk situs aktif dengan Panjang rantai 1, dimana monomer bisa berupa propylene atau ethylene (jika copolymer).

3. Propagasi

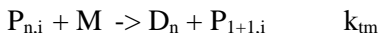


Propagasi merupakan pembentukan rantai polymer. Pada langkah ini, terdapat dua kemungkinan kondisi rantai. Kondisi pertama adalah propagasi isotaktis, dan kondisi kedua adalah propagasi ataktis. Perbandingan keduanya bergantung pada katalis yang digunakan. Pada umumnya, katalis Ziegler natta generasi 4 keatas akan sangat lebih banyak membentuk propagasi isotaktis dibandingkan dengan propagasi ataktis.

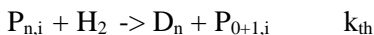
4. Transfer rantai

Transfer rantai adalah reaksi dimana rantai aktif akan bereaksi dengan monomer atau H_2 dan memindahkan rantai aktif. Perpindahan ini membentuk rantai mati dan situs katalis aktif. Secara umum, konstanta kinetic dari transfer rantai ke hydrogen memiliki nilai kedua paling besar setelah propagasi. Besaran ini menyebabkan konsentrasi hydrogen sebagai panjang rantai polymer.

Ke monomer



ke H_2



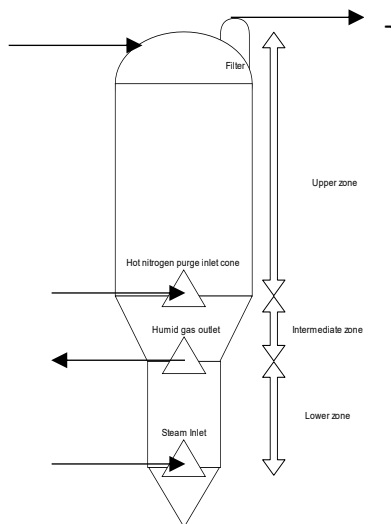
5. Deaktivasi rantai

Deaktivasi rantai pada umumnya terjadi atas dua hal, spontan dan carbon monoxide. Karbon monoxide akan membunuh rantai aktif secara cepat.

$$P_{0+1,i} \rightarrow D_n \quad k_{th}$$

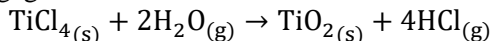
III.5.3. Sistem Separasi

Sistem separasi yang terdiri atas *Resin Chamber (D-310)* dan *Resin Degassing Column (D-320)* bertujuan untuk memisahkan gas monomer hidrokarbon yang terdapat dalam resin sekaligus untuk mendeaktivasi residu katalis dan kokatalis. Pemisahan ini harus dilakukan karena alasan keamanan, dimana akumulasi konsentrasi monomer hidrokarbon memiliki potensi bahaya ledakan. Selain itu, standar lingkungan untuk emisi hidrokarbon juga menjadi alasan pentingnya penanganan monomer hidrokarbon yang tidak bereaksi di reaktor. Deaktivasi katalis dan kokatalis perlu dilakukan karena reaksi antara residu katalis dan kokatalis dengan udara dapat membentuk alkohol, aldehida, keton, dan alkana yang jika bereaksi dengan oksigen akan menyebabkan bau pada resin.

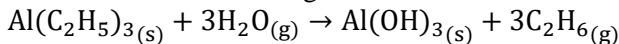


Gambar III.8 *Resin Degassing Column*

Resin Degassing Column terdiri atas tiga zona yakni *upper zone* untuk memisahkan resin dengan residu monomer, *intermediate zone* yang menghubungkan dua zona lain, dan *lower zone* untuk deaktivasi katalis dan kokatalis. *Upper zone* memiliki diameter 1,5 kali lebih besar dibandingkan *lower zone* (US Patent 4,758,654). Resin yang terbentuk di reaktor dialirkan ke dalam *Resin Chamber* untuk kemudian dialirkan ke dalam *Resin Degassing Column*. Dalam *upper zone*, aliran resin dan gas akan dikontakkan dengan gas inert nitrogen untuk *purging* dan menghasilkan aliran keluar atas kolom yang mengandung gas inert sebagai *purging gas*, *conveying gas*, dan gas-gas monomer. Aliran resin kemudian akan melewati *intermediate zone* dan *lower zone*. Pada *lower zone*, aliran resin dan gas akan dikontakkan dengan *steam* untuk deaktivasi katalis sehingga menghasilkan aliran gas mengandung *steam*, *conveying gas* dan sedikit gas monomer yang dikeluarkan dari kolom pada *intermediate zone* melewati *collection cone vent* untuk kemudian dibuang ke *flare*. Reaksi deaktivasi katalis sebagai berikut :



Reaksi deaktivasi kokatalis sebagai berikut :



Aliran resin kemudian akan dilanjutkan ke *finishing system*.

III.5.4. Recovery System

Sistem *Recovery* memiliki dua tujuan, yaitu mengembalikan monomer (*propylene*) serta mencegah akumulasi nitrogen dan *propane*. Gas keluaran *Resin Chamber (D-310)* kemudian dialirkan menuju *Vent Recovery Compressor (G-410)* dan *Vent Recovery Cooler (E-411)* untuk kemudian dipisahkan antara fraksi C3 dengan nitrogen pada *Vent Gas Recovery Chamber (D-420)*. Gas yang mengandung fraksi C3 kemudian akan dialirkan menuju *C3 Distillation Column (D-430)* untuk memisahkan antara gas *propylene* dan *propane*. *Propylene* akan diumpankan kembali ke dalam reaktor melalui *C3 Recycle Compressor (G-440)*.

III.5.5. Finishing System

Pelletizing dilakukan dengan tujuan untuk menyeragamkan distribusi aditif dengan penambahan aditif pada lelehan polimer, memudahkan penanganan distribusi produk dengan ukuran dan bentuk yang seragam, selain itu densitas *bulk* yang lebih tinggi menyebabkan biaya pengiriman lebih rendah (Baker, 2011).

Tabel III. 14 Seleksi Proses Pelletizer

	<i>Dry-Face</i>	<i>Underwater</i>	<i>Centrifugal</i>
Blade rpm	≤ 2500 rpm	≤ 5000 rpm	≤ 4200 rpm
Kapasitas	≤ 2721 kg/h	≤ 35000 kg/h	≤ 5670 kg/h
Pressure generation	<i>Melt pump</i>	<i>Melt pump</i>	Gaya Sentrifugal
Kelebihan	<ul style="list-style-type: none"> - Tidak ada kontak dengan air - Desain sederhana, lebih mudah dioperasikan 	<ul style="list-style-type: none"> - Otomasi tinggi - Pendinginan efektif sehingga kapasitas tinggi - <i>Low dust level</i> 	<ul style="list-style-type: none"> - <i>Less power</i>
Kekurangan	<ul style="list-style-type: none"> - Solidifikasi pellet yang terbatas karena terbatasnya pendinginan (kapasitas rendah) - <i>High dust level</i> 	<ul style="list-style-type: none"> - Konsumsi air tinggi - Sistem <i>drying</i> yang lebih kompleks 	<ul style="list-style-type: none"> - <i>Pressure generation</i> dan frekuensi pemotongan bergantung pada kecepatan rotor sehingga saling memengaruhi satu sama lain.

Tipe pelletizer yang sesuai untuk *polypropylene* antara lain *dry-face pelletizer*, *underwater pelletizer*, dan *centrifugal pelletizer*. Perbandingan untuk ketiga proses tersebut ditunjukkan pada tabel III.14.

Resin yang keluar dari *Resin Degassing Column (D-320)* diumpankan ke dalam *Mixer (M-510)* bersamaan dengan *additive*. 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, suplay *steam* dihentikan karena operasi akan berlangsung secara adiabatik, suplay panas diselanjutnya hanya dihasilkan dari perputaran motor pada *mixer*. Didalam *mixer* ini resin dan *additive* dilelehkan pada temperatur 230°C. Lelehan resin yang keluar dari *mixer* dipompa dengan menggunakan *Melt Pump (L-511)* menuju *Pellet Chamber (F-513)* melalui *Melt Screen (H-512)* yang berfungsi untuk menyaring benda-benda asing yang mungkin terikut di dalam 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

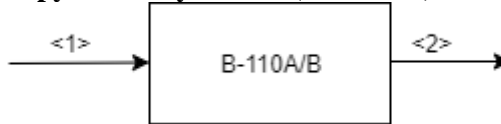
Kapasitas Produksi	=	220	KTA	PP
		27,777.8	kg / jam	
Basis				
Satuan waktu	=	1	jam	
Hari Kerja	=	330	hari	
Waktu Kerja per Hari	=	24	jam	

Tabel IV. 1 Berat Molekul Komponen

Komponen	Berat Molekul
C ₃ H ₆	42.09
C ₃ H ₈	44.11
H ₂ O	18.02
N ₂	28.01
O ₂	32
PP	31141.87
Katalis	1728.79
TEAL	114.19
PEEB	194.25
IRGANOX 1010	1257.81
IRGANOX 1076	530.97
TINUVIN 770	480.81
Udara	28.8479
TiO ₂	79.87
HCl	36.465
C ₂ H ₆	30.08
Al(OH) ₃	78.01

IV.1.1. Unit *Pre-treatment*

IV.1.1.1. Propylene Dehydration (B-110A/B)



Gambar IV. 1 Blok Diagram Propylene Dehydration (B-110A/B)

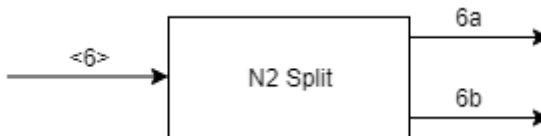
<1> : Umpan *Propylene*

<2> : *Dry Propylene*

Tabel IV. 2 Neraca Massa Propylene Dehydration

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
	<1>			<2>	
C3=	28212.42	670.4313	C3=	28212.42	670.4313
C3	178.45	4.046869	C3	178.45	4.046869
H ₂ O	0.141925	0.007878	H ₂ O	0.001214	6.74E-05
ΣMASUK	28391	674.48	ΣKELUAR	28391	674.48

IV.1.1.2. Nitrogen Split



Gambar IV. 2 Blok Diagram Nitrogen Split

<6> : Umpan Nitrogen

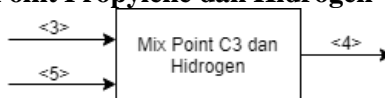
<6a> : Nitrogen menuju *Nitrogen Preheater (E-130)*

<6b> : Nitrogen menuju (G-140)

Tabel IV. 3 Neraca Massa Nitrogen Split Point

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<6>			<6a>		
N ₂	827.2593	29.52389	N ₂	817.2593	29.167
TOTAL	827.2593	29.52389	TOTAL	817.2593	29.167
ΣMASUK	827.2593	29.52389	<6b>		
			N ₂	10	0.356888
			TOTAL	10	0.356888
			ΣKELUAR	827.2593	29.52389

IV.1.1.3. Mix Point Propylene dan Hidrogen



Gambar IV. 3 Blok Diagram Mix Point C3 dan Hidrogen

<3> : Umpan *Propylene* dari *Propylene Compressor (G-120)*

<5> : Umpan Hidrogen

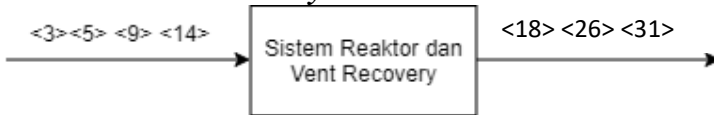
<4> : Umpan gas C3 dan H₂ menuju Cycle Gas Compressor

Tabel IV. 4 Neraca Massa Mix Point C3 dan Hidrogen

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<3>			<4>		
C3=	28212.42	670.29	C3=	28212.42	670.29
C3	178.45	4.05	C3	178.45	4.05
TOTAL	28390.87	674.34	H ₂	0.19	0.06
<5>			TOTAL	28391.07	674.39
H ₂	0.19	0.06	ΣKELUAR	28391.07	674.39
TOTAL	0.19	0.06			
ΣMASUK	28391.07	674.39			

IV.1.2. Sistem Reaktor

IV.1.2.1. Overall Reactor System



Gambar IV. 4 Blok Diagram Overall Reactor System

<3> : Make-up C3

<18> : Resin

<5> : Make-up Hidrogen

<26> : N₂ Purge Line

<9> : Umpan Katalis

<31> : Propane Purge Line

<14> : Umpan TEAL

Tabel IV. 5 Neraca Massa Overall Reactor System

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	kg		kg
<3>		<18>	
C3=	28212.42	C3=	417.11
C3	178.45	C3	51.79
TOTAL	28390.87	Resin PP	27807.14
<5>		TOTAL	28276.03
H ₂	0.19	<26>	
TOTAL	0.19	C3=	16.27
<9>		C3	0.09
N ₂	10	H ₂	0.12
Katalis	4.41	N ₂	10.00
TOTAL	14.41	TOTAL	26.47
<14>		<31b>	
PEEB	6.385362	C3=	1.265776
TEAL	18.48754	C3	126.5776
TOTAL	24.87291	TOTAL	127.8433
ΣMASUK	28430.4	ΣKELUAR	28430.4

IV.1.2.2. Reactor (R-210)



Gambar IV. 5 Blok Diagram Reaktor

<9> : Umpan Katalis dari *Catalyst Feeder (F-220)*

<13> : *Cycle Gas In*

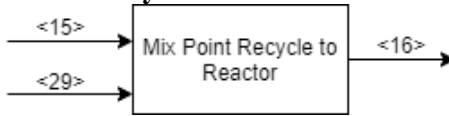
<15> : *Cycle Gas Out*

<17> : Resin menuju *Product Chamber (D-310)*

Tabel IV. 6 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<13>			<15>		
C3=	503428	11963.3	C3=	41199	6
C3	3184.4	72.2	C3	2732.7	61.97
H ₂	671.24	333	H ₂	586.29	290.8
N ₂	55485	1980.2	N ₂	48485	1730
PEEB	6.39	0.033	TOTAL	46380	1253
TEAL	18.49	0.162	<17>		
TOTAL	562793	14348.9	C3=	63654	1513
<9>			C3	451.7	10.2
N ₂	10	0.357	H ₂	84.87	42.1
Katalis	4.4149	0.003	N ₂	7009.8	250.2
TOTAL	14.415	0.36	Resin PP	27807	1.09
ΣMASUK	562808	14349	PP*	27777	0.892
			Katalis*	4.415	0.003
			TEAL*	18.49	0.2
			PEEB*	6.39	0.033
			TOTAL	99008	1816
			TOTAL	56280	1434
			ΣKELUAR	8	9

IV.1.2.3. Mix Point Recycle to Reactor



Gambar IV. 6 Blok Diagram Mix Point Recycle Reactor

<15> : Cycle Gas dari Reactor (R-210)

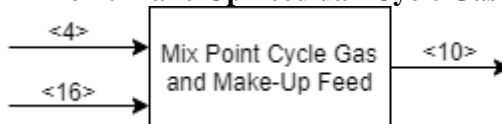
<29> : Recycled Propylene dari C3 Recycle Compressor (G-440)

<16> : Cycle Gas menuju Cycle Gas Compressor (G-211)

Tabel IV. 7 Neraca Massa Mix Point Recycle to Reactor

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<15>			<16>		
C3=	411996	9791	C3=	475216	11293
C3	2732.7	61.97	C3	3006	68.2
H ₂	586.29	290.8	H ₂	670.49	332.58
N ₂	48485	1730	N ₂	55439	1978.6
TOTAL	463800	11874	TOTAL	534331	13672
<29>			ΣKELUAR	534331	13672
C3=	63220	1502			
C3	273.3	6.197			
H ₂	84.2	41.8			
N ₂	6953.9	248.2			
TOTAL	70531	1799			
ΣMASUK	534330	13672			

IV.1.2.4. Mix Point Make-Up Feed dan Cycle Gas



Gambar IV. 7 Blok Diagram Mix Point Make-Up Feed

<4> : Make-Up Feed Propylene dan Hidrogen

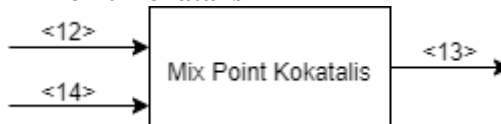
<16> : Cycle Gas

<10> : Cycle Gas dan Make-Up Feed menuju (G-211)

Tabel IV. 8 Neraca Massa Make-Up Feed Mix Point

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<16>			<10>		
C3=	475216	11293	C3=	503428	11963
C3	3006	68.2	C3	3184.4	72.2
H ₂	670.5	332.6	H ₂	670.7	332.7
N ₂	55439	1979	N ₂	55439	1979
TOTAL	534331	13672	TOTAL	562722	14347
<4>			ΣKELUAR	562722	14347
C3=	28212	670.4			
C3	178.45	4.05			
H ₂	0.19	0.1			
TOTAL	28391	674.6			
ΣMASUK	562722	14347			

IV.1.2.5. Mix Point Kokatalis



Gambar IV. 8 Blok Diagram Mix Point Kokatalis

<12> : Cycle Gas dari Cycle Gas Cooler (E-212)

<14> : Kokatalis TEAL dari TEAL Feeder (F-230)

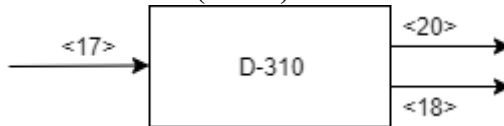
<13> : Cycle Gas menuju Reactor (R-210)

Tabel IV. 9 Neraca Massa Mix Point Kokatalis

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<12>			<13>		
C3=	503428	11963	C3=	503428	11963
C3	3184.4	72.21	C3	3184.4	72.21
H ₂	670.7	332.7	H ₂	670.7	332.7
N ₂	55439	1979	N ₂	55439	1978.5
TOTAL	562722	14347	PEEB	6.385	0.033
<14>			TEAL	18.49	0.162
PEEB	6.385	0.03	TOTAL	562747	14347
TEAL	18.49	0.162	ΣKELUAR	562747	14347
TOTAL	24.87	0.1948			
ΣMASUK	562747	14347			

IV.1.3. Sistem Separasi

IV.1.3.1. Resin Chamber (D-310)



Gambar IV. 9 Blok Diagram Resin Chamber

<17> : Resin dari *Reactor (R-210)*

<18> : Resin menuju *Resin Degassing Column (D-320)*

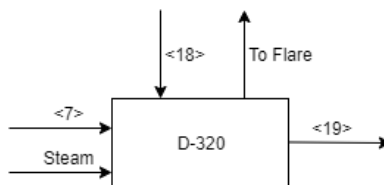
<20> : Vent Gas menuju *Vent Recovery Compressor (G-420)*

Tabel IV. 10 Neraca Massa Resin Chamber

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<17>			<20>		
C3=	63654	1512.7	C3=	63237	1502.8
C3	451.7	10.2	C3	399.9	9.07
H ₂	84.87	42.1	H ₂	84.87	42.1
N ₂	7009.8	250.171	N ₂	7009.8	250.2
Resin PP	27807	1.09	TOTAL	70732	1804
PP*	27778	0.892	<18>		
Katalis*	4.415	0.003	C3=	417.1	9.91
TEAL*	18.5	0.162	C3	51.79	1.17
PEEB*	6.385	0.033	Resin PP	27807	1.089
TOTAL	99008	1816	PP*	27778	0.892
ΣMASUK	99008	1816	Katalis*	4.415	0.003
			TEAL*	18.5	0.162
			PEEB*	6.39	0.033
			TOTAL	28276	12.18
			ΣKELUAR	99008	1816

* = Terikat di dalam resin

IV.1.3.2. Resin Degassing Column (D-320)



Gambar IV. 10 Blok Diagram Resin Degassing Column

<7> : Nitrogen Panas

<18> : Resin PP dari *Resin Chamber (D-310)*

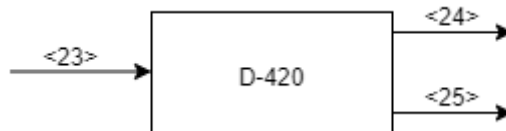
<19> : Resin PP menuju Mixer (M-510)

Tabel IV. 11 Neraca Massa Resin Degassing Column

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<18>			To flare		
Propylene	417.11	9.91	Propylene	417.11	9.91
Propane	51.789	1.17	Propane	51.79	1.17
PP	27778	0.892	N ₂	817.26	29.2
Katalis	4.42	0.023	H ₂ O	9.591	0.532
TEAL	18.49	0.162	HCl	3.396	0.093
PEEB	6.38	0.033	C ₂ H ₆	14.608	0.486
TOTAL	28276	12.194	TOTAL	1313.75	41.4
<7>			<19>		
N ₂	817.26	29.178	PP	27778	0.892
TOTAL	817.3	29.18	PEEB	6.385	0.033
STEAM			TiO ₂	1.859	0.02
H ₂ O	19.2	1.065	Al(OH) ₃	12.634	0.162
TOTAL	19.18	1.1	TOTAL	27798.7	1.11
ΣMASUK	29112	42.4	ΣKELUAR	29112.4	42.4

IV.1.4. Sistem Recovery

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



Gambar IV. 11 Blok Diagram Vent Gas Recovery Chamber

<23> : Vent Gas dari Vent Recovery Cooler (E-411)

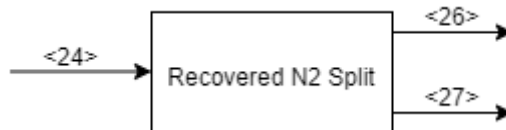
<24> : Gas fraksi ringan

<25> : Gas C3 menuju C3 Distillation Column (D-320)

Tabel IV. 12 Neraca Massa Vent Recovery Chamber

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<23>			<24>		
C3=	63237	1503	C3=	10433	247.9
C3	399.91	9.07	C3	56.8	1.288
H ₂	84.87	42.1	H ₂	74.7	37.04
N ₂	7009.8	250.2	N ₂	6412.4	228.9
TOTAL	70732	1804	TOTAL	16977	515.1
ΣMASUK	70732	1804	<25>		
			C3=	52804	1255
			C3	343.1	7.781
			H ₂	10.2	5.061
			N ₂	597.3	21.32
			TOTAL	53755	1289
			ΣKELUAR	70732	1804

IV.1.4.2. Split Point Recovered Nitrogen

Gambar IV. 12 Blok Diagram Recovered N₂ Split Point

<24> : Recovered Nitrogen dari D-420

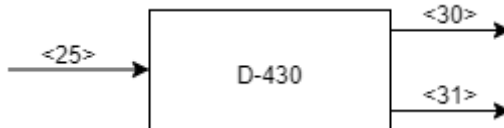
<26> : Nitrogen Purge Line

<27> : Recycled Nitrogen

Tabel IV. 13 Neraca Massa Nitrogen Split Point

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<24>			<26>		
C3=	10433	247.9	C3=	16.27	0.39
C3	56.812	1.288	C3	0.09	0.002
H ₂	74.67	37.04	H ₂	0.12	0.058
N ₂	6412.5	228.9	N ₂	10.00	0.358
TOTAL	16977	515.1	TOTAL	26.5	0.8
ΣMASUK	16977	515.1	<27>		
			C3=	10416.6	247.5
			C3	56.72	1.29
			H ₂	74.55	36.98
			N ₂	6402.5	228.5
			TOTAL	16950	514.3
			ΣKELUAR	16976.8	515.1

IV.1.4.3. Propylene Propane Separation Vessel (D-430)



Gambar IV. 13 Blok Diagram C3 Separation Vessel

<25> : Gas C3 dari *Vent Gas Recovery Chamber (D-420)*

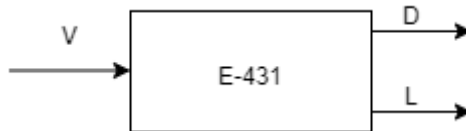
<30> : *Propylene Recycle*

<31> : *Propane Purge Line*

Tabel IV. 14 Neraca Massa C3 Separation Vessel

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<25>			<30>		
C3=	52804.3	1255	C3=	52801	1254.7
C3	343.1	7.781	C3	5.6	0.128
H ₂	10.2	5.061	H ₂	10.2	5.061
N ₂	597.34	21.32	N ₂	597.3	21.32
TOTAL	53755	1289	TOTAL	53414	1281.2
ΣMASUK	53755	1289	<31>		
			C3=	3.43	0.082
			C3	337.5	7.652
			TOTAL	340.9	7.734
			ΣKELUAR	53755	1289

IV.1.4.4. Propylene Condenser (E-431)



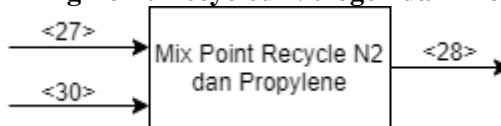
Gambar IV. 14 Blok Diagram Propylene Condenser

- <V> : *Overhead Product*
 <D> : Distilat
 <L> : Reflux

Tabel IV. 15 Neraca Massa Propylene Condenser

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
V			L		
C3=	7630	181.32	C3=	6002.7	142.65
C3	679.36	15.41	C3	604.88	13.72
H ₂	0.2215	0.11	TOTAL	6607.6	156.4
N ₂	49.182	1.755	D		
TOTAL	8358.8	198.59	C3=	1627.33	38.67
ΣMASUK	8358.8	198.59	C3	74.48	1.69
			H ₂	0.2215	0.11
			N ₂	49.182	1.76
			TOTAL	1751.22	42.23
			ΣKELUAR	8358.8	198.59

IV.1.4.5. Mixing Point Recycled Nitrogen dan Propylene

Gambar IV. 15 Blok Diagram Mixing Point Recycled N₂ dan C3=

<27> : Recycled Nitrogen

<30> : Recovered Propylene

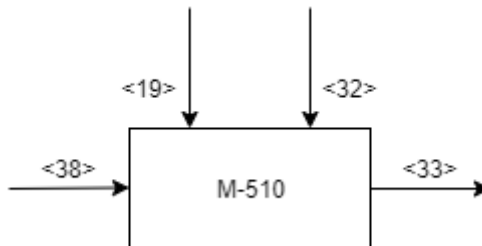
<28> : Recycle Gas menuju C3 Recycle Compressor (G-440)

Tabel IV. 16 Neraca Massa Mix Point Recycled N₂ dan C3=

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<27>			<28>		
C3=	244.57	5.81	C3=	1871.9	44.48
C3	32.59	0.74	C3	107.07	2.428
H ₂	0.777	0.39	H ₂	0.998	0.495
N ₂	259.4	9.26	N ₂	308.54	11.01
TOTAL	537.3	16.2	TOTAL	2288.51	58.42
<30>			ΣKELUAR	2288.51	58.42
C3=	1627.3	38.67			
C3	74.48	1.69			
H ₂	0.221	0.11			
N ₂	49.182	1.76			
TOTAL	1751	42.2			
ΣMASUK	2288.5	58.42			

IV.1.5. Sistem *Finishing*

IV.1.5.1. Mixer (M-510)



Gambar IV. 16 Blok Diagram Mixer

<19> : Resin PP dari *Resin Degassing Column (D-320)*

<32> : Aditif

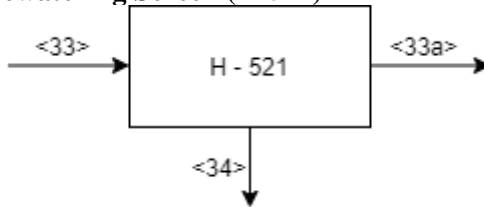
<38> : Air untuk *Under Water Pelletizer*

<33> : Pellet PP menuju Pellet Dryer (B-520)

Tabel IV. 17 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<19>			<33>		
PP	27778	0.892	PP	27778	0.892
TiO ₂	1.86	0.023	TiO ₂	1.86	0.023
Al(OH) ₃	12.6	0.16	Al(OH) ₃	12.63	0.16
PEEB	6.39	0.033	PEEB	6.39	0.033
TOTAL	27797	1.09	IRGANOX® 1010	111.6	0.089
<32>			IRGANOX® 1076	111.6	0.21
IRGANOX® 1010	111.6	0.089	TINUVIN® 770	280.8	0.58
IRGANOX® 1076	111.6	0.21	H ₂ O	34726	1927
TINUVIN® 770	280.8	0.58	TOTAL	63027	1929
TOTAL	504	0.88	ΣKELUAR	63027	1929
<38>					
H ₂ O	34726	1927			
TOTAL	34726	1927			
ΣMASUK	63027	1929			

IV.1.5.2. Dewatering Screen (H-521)



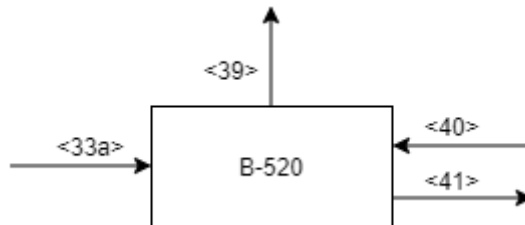
Gambar IV. 17 Blok Diagram Dewatering Screen (H-521)

- <33> : Pellet PP dan Air dari *Mixer (M-510)*
 <34> : Air menuju *Cycle Water Pump (L-514)*
 <33a> : Pellet PP menuju *Pellet Dryer (B-520)*

Tabel IV. 18 Neraca Massa Dewatering Screen

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar		
	kg	kgmol		kg	kgmol	
<33>			<33a>			
PP	27778	0.892	PP	27778	0.892	
TiO ₂	1.86	0.023	TiO ₂	1.86	0.023	
Al(OH) ₃	12.63	0.11	Al(OH) ₃	12.6	0.11	
PEEB	6.39	0.033	PEEB	6.39	0.03	
IRGANOX® 1010	111.6	0.089	IRGANOX® 1010	112	0.09	
IRGANOX® 1076	111.6	0.21	IRGANOX® 1076	112	0.21	
TINUVIN® 770	280.8	0.58	TINUVIN® 770	281	0.58	
H ₂ O	34726	1927	H ₂ O	1736	96.4	
TOTAL	63027	1929	TOTAL	30039	98.3	
ΣMASUK	63027	1929	<34>			
				H ₂ O	32989.6	1831
				TOTAL	32989.6	1831
				ΣKELUAR	63028.6	1929

IV.1.5.3. Pellet Dryer (B-520)



Gambar IV. 18 Blok Diagram Pellet Dryer

<33a> : Pellet PP dari *Dewatering Screen* (H-521)

<40> : Udara Panas

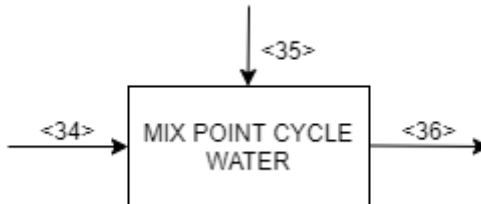
<39> : Udara Basah

<41> : Pellet PP menuju Pellet Classifier (H-522)

Tabel IV. 19 Neraca Massa Pellet Dryer

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<33a>			<39>		
PP	27778	0.89	H ₂ O	1763	97.84
TiO ₂	1.86	0.023	Udara	1272	44.08
Al(OH) ₃	12.63	0.111	TOTAL	3034	142
PEEB	6.385	0.033	<41>		
IRGANOX® 1010	111.6	0.089	PP	27778	0.89
IRGANOX® 1076	111.6	0.21	TiO ₂	1.86	0.02
TINUVIN® 770	280.8	0.584	Al(OH) ₃	12.6	0.111
H ₂ O	1736	96.4	PEEB	6.39	0.033
TOTAL	30039	98.3	IRGANOX ® 1010	111.6	0.089
<40>			IRGANOX ® 1076	111.6	0.21
H ₂ O	312.3	17.33	TINUVIN ® 770	280.8	0.58
Udara	1272	44.1	H ₂ O	285.9	15.86
TOTAL	1584	61.42	TOTAL	28587	17.8
ΣMASUK	31621	159.7	ΣKELUAR	31621	159.7

IV.1.5.4. Mix Point Cycle Water



Gambar IV. 19 Blok Diagram Mix Point Cycle Water

<34> : Cycle Water dari Pellet Dryer

<35> : Make-Up Water

<36> : Cycle Water menuju Cycle Water Pump (L-514)

Tabel IV. 20 Neraca Massa Mix Point Cycle Water

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<34>			<36>		
H ₂ O	32989.6	1831	H ₂ O	34725.9	1927
TOTAL	32989.6	1831	TOTAL	34725.9	1927
<35>			ΣKELUAR	34725.9	1927
H ₂ O	1736.3	96.4			
TOTAL	1736.3	96.4			
ΣMASUK	34725.9	1927			

IV.2. Neraca Energi

Kapasitas Produksi = 220 KTA PP
= 27,777.8 kg / jam

Basis

Satuan waktu = 1 jam

Hari Kerja = 330 hari

Waktu Kerja per Hari = 24 jam

Tref = 25°

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^{(-2)} \quad (1)$$

T dalam Kelvin, Cp dalam kJ/kmol K

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^{(-2)} \quad (2)$$

T dalam Kelvin, Cp dalam kJ/kmol K

$$C_p = 0.001AT^{0.793} \quad (3)$$

T dalam Kelvin, Cp dalam kJ/kmol K

Tabel IV. 21 Data Kapasitas Panas (Cp)

Komponen	A	B	C	D	E	Keterangan	Eq
C3	1.21	0.03	0.00	0.00	0.00	Gas	1
C3=	1.64	0.02	0.00	0.00	0.00	Gas	1
PP	- 64.55	0.38	0.00	1591 200	0.00	Solid	1
PP	42.96	0.15	0.00	0.00	0.00	Liquid	1
H ₂ O	8.71	0.00	0.00	0.00	0.00	Liquid	1
H ₂ O	3.47	0.00	0.00	1210 0	0.00	Gas	1
H ₂	3.25	0.00	0.00	8300. 00	0.00	Gas	1
Air	3.36	0.58	0.00	-0.02	0.00	Gas	1
N ₂	3.28	0.00	0.00	4000. 00	0.00	Gas	1
O ₂	3.64	0.00	0.00	- 2270 0	0.00	Gas	1
TEAL	239.0 0	0.00	0.00	0.00	0.00	298- 1000 K	1
Katalis	143.0 5	0.01	0.00	0.00	- 2063 8	298- 1000 K	2
PEEB	3175. 58	0.00	0.00	0.00	0.00	298- 1000 K	3
TiO ₂	67.30	0.02	0.00	0.00	- 1485 471	solid	2
HCl	3.16	0.00	0.00	1510 0	0.00	Gas	1
Al(OH) ₃	93.07	0.00	0.00	0.00	0.00	Solid	1
C ₂ H ₆	1.13	0.02	0.00	0.00	0.00	Gas	1

IRGAN OX 1010	7765 00	0.00	0.00	0.00	0.00	298- 1000 K	3
IRGAN OX 1076	1707 8	0.00	0.00	0.00	0.00	298- 1000 K	3
TINUV IN 770	1707 8	0.00	0.00	0.00	0.00	298- 1000 K	3

Neraca Energi:

{(Energi masuk–Energi keluar)+(Generasi energi)–(Konsumsi energi)}={Akumulasi energi}

$$\Delta E = Q + W - \Delta[(H + K + P)]$$

$$Q = \Delta H$$

$$Q = m \times \int C_p dT$$

Entalpi bahan pada temperatur dan tekanan tertentu adalah :

$$\Delta H = \Delta H_T - \Delta H_f$$

(Himmelblau, 6th Ed, 1996)

Keterangan :

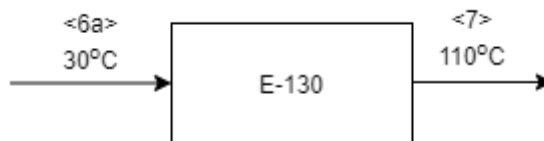
ΔH = Perubahan entalpi

ΔH_T = Entalpi bahan pada suhu T

ΔH_f = Entalpi bahan pada suhu referensi (25 °C)

IV.2.1. Unit Pre-treatment

IV.2.1.1. Nitrogen Preheater (E-130)



Gambar IV. 20 Blok Diagram Nitrogen Preheater

<6a> : Nitrogen Dingin

<7> : Nitrogen Panas menuju (D-320)

Tabel IV. 22 Neraca Energi Nitrogen Preheater

Komponen	Masuk				
<6a>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
N ₂	30	303.2	29.177	17.512705	4248.2494
TOTAL					4248.2494
Komponen	Masuk				
<7>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
N ₂	110	383.2	29.177	298.94675	72518.801
TOTAL					72518.801

$$Q_{\text{supply}} = 824.6085 \text{ kJ}$$

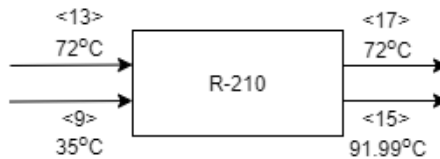
$$Q_{\text{loss}} = 41.2304 \text{ kJ}$$

$$\text{Kebutuhan Steam} = 0.02198 \text{ kmol}$$

$$= 0.39608 \text{ kg}$$

IV.2.2. Sistem Reaktor

IV.2.2.1. Reactor (R-210)



Gambar IV. 21 Blok Diagram Reaktor

<9> : Umpan Katalis dari *Catalyst Feeder (F-220)*

<13> : *Cycle Gas In*

<15> : *Cycle Gas Out*

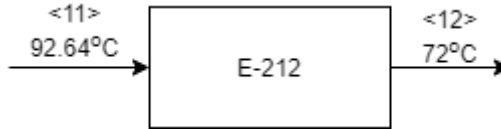
<17> : Resin menuju *Product Chamber (D-310)*

Tabel IV. 23 Neraca Energi Reaktor

Komponen	Masuk				
<13>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
Propylene	72	345.2	11963.3	386.51	38443789
Propane			72.213	449.19	269682.1
TEAL			0.1619	11233	1818.99
PEEB			0.0329	14528	477.63
N ₂			1980.2	164.952	2715643
H ₂			332.96	162.87	450864
TOTAL					41882275
Komponen	Masuk				
<9>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
N ₂	35	308.2	0.357	35.033	103.9489
Katalis			0.0026	1452.53	30.864
TOTAL					134.8131
Komponen	Keluar				
<15>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
Propylene	92	365	9790.55	562.96	45824333
Propane			61.97	655.5	337722.1
N ₂			1730.37	235.35	3385820
H ₂			290.82	232.12	561235.7
TOTAL					50109111
Komponen	Keluar				
<17>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
Propylene	72	345.2	1512.66	386.51	4860897
Propane			10.24	449.1861	38254
N ₂			250.17	164.95	343087
H ₂			42.1	162.87	57008
PP			1.089	3494	3805.6
Katalis			0.0026	6848.86	17.5
TEAL			0.162	11233	1818.99
PEEB			0.033	14528.2	477.63
TOTAL					5305366

$$\begin{array}{rclcl}
 \text{Heat of} & & 2 & \text{kkal/mol} & 8577 & \text{kJ/kmol} \\
 \text{polymerization} & = & 1 & \text{C3=} & = & 2 & \text{C3=} \\
 \text{Hin} & - & \text{Hout} & - & \Delta H_{\text{reaksi}} & = & 0 \\
 & & & & - & & \\
 & & & & 1353206 & & \\
 41882409.72 & - & 55414476.78 & - & 7 & = & 0
 \end{array}$$

IV.2.2.2. Cycle Gas Cooler (E-212)



Gambar IV. 22 Blok Diagram Cycle Gas Cooler

<11> : Cycle Gas dari Cycle Gas Compressor (G-211)

<12> : Cycle Gas menuju Reactor (R-210)

Tabel IV. 24 Neraca Energi Cycle Gas Cooler (E-212)

Komponen	Masuk				
<11>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
C3=	92.6	365.8	11963	786.3	61724720
C3			72.21	924.35	437324
H ₂			332.68	291.1	648289
N ₂			1978.6	295.4	3909367
TOTAL					66719699
Komponen	Masuk				
<12>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
C3=	72	345.2	11963	159.1	15819440
C3			72.21	185.01	111045
H ₂			332.7	162.87343	450490.3
N ₂			1978.6	164.95	2713397
TOTAL					19094373

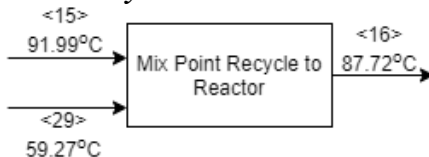
$$Q_{\text{supply}} = -50131922.53 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = -2506596.126 \text{ kJ}$$

$$\text{Jumlah Cooling Water} = 44257.48253 \text{ kgmol}$$

$$= 797519.8352 \text{ kg}$$

IV.2.2.3. Mix Point Recycle to Reactor



Gambar IV. 23 Blok Diagram *Mix Point Recycle* ke Reaktor

<15> : Cycle Gas dari Reaktor (R-210)

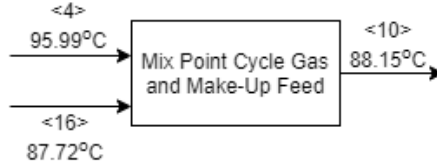
<29> : Recycled Propylene dari C3 Recycle Compressor (G-440)

<16> : Cycle Gas menuju Cycle Gas Compressor (G-211)

Tabel IV. 25 Neraca Energi *Mix Point Recycle to Reactor*

Komponen	Masuk				
	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
<15>	92	365.1	9791	563	45824333
Propylene			61.97	655.5	337722.1
Propane			290.8	232.1	561235.7
H ₂			1730	235.4	3385820
N ₂			TOTAL		
<29>	59.3	332	1502.3	273.9	3420689
Propylene			6.197	317.85	16377.52
Propane			41.766	117.13	40672.6
H ₂			248.18	118.53	244570
N ₂			TOTAL		
Komponen	Keluar				
	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
<16>	87.7	361	11292.9	524.67	49260616
Propylene			68.167	610.66	346089.2
Propane			332.58	217.32	600924.3
H ₂			1978.55	220.3	3623791
N ₂			TOTAL		

IV.2.2.4. Mix Point Make-Up Feed dan Cycle Gas



Gambar IV. 24 Blok Diagram *Mix Point Make-Up Feed* dan *Cycle Gas*

<4> : *Make-Up Feed Propylene* dan *Hidrogen*

<16> : *Cycle Gas*

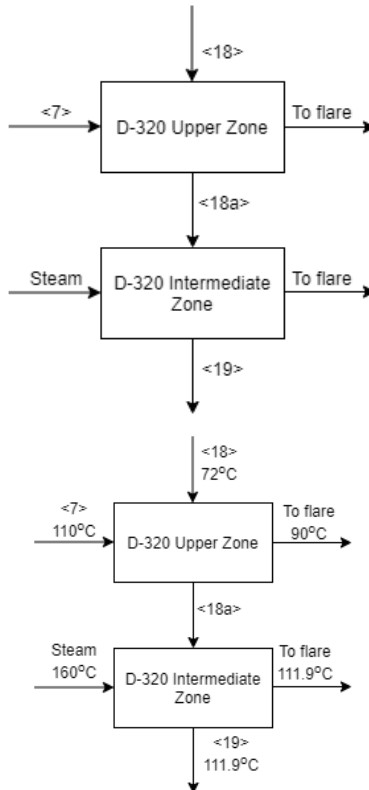
<10> : *Cycle Gas* dan *Make-Up Feed* menuju (*G-211*)

Tabel IV. 26 Neraca Energi *Mix Make-Up Feed* dan *Cycle Gas*

Komponen	Masuk				
<16>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
Propylene	87.7	360.9	11292.9	524.67	49260616
Propane			68.167	610.66	346089.2
H ₂			332.6	217.32	600924.4
N ₂			1978.6	220.3	3623791
TOTAL					53831421
<4>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
Propylene	96	369.1	670.43	599.2	3339691
Propane			4.047	698	23481.3
H ₂			0.095	246	193.9
TOTAL					3363367
Komponen	Keluar				
<10>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
Propylene	88.2	361.3	11963.3	528.6	52571182
Propane			72.21	615.21	369362.9
H ₂			332.7	218.83	605259.6
N ₂			1978.6	221.83	3648982
TOTAL					57194787

IV.2.3. Sistem Separasi

IV.2.3.1. Resin Degassing Column (D-320)



Gambar IV. 25 Blok Diagram *Resin Degassing Column*

<7> : Nitrogen Panas

<18> : Resin PP dari *Resin Chamber (D-310)*

<19> : Resin PP menuju *Mixer (M-510)*

Tabel IV. 27 Neraca Energi *Upper Zone*

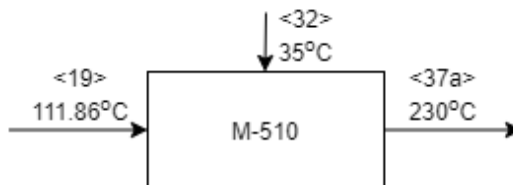
Komponen	Masuk				
<18>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
Propylene	72	345.2	9.91	386.51	31845.1
Propane			1.174	449.2	4384.6
PP			0.892	3493.5	3116.1
Katalis			0.023	6835.34	17.46
TEAL			0.162	11233	1818.64
PEEB			0.033	14528.2	477.57
TOTAL					41659.5
Komponen	Masuk				
<7>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p dT$	H
N ₂	110	383.2	29.18	298.95	72518.8
TOTAL					72518.8
Komponen	Keluar				
To flare	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p dT$	H
Propylene	90	363.2	9.91	545.11	44911.84
Propane			1.174	634.6	6194.42
N ₂			29.177	228.35	55392.5
TOTAL					106498.7
Komponen	Keluar				
<18a>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p dT$	H
PP	90	363.2	0.892	5006.012	4465.24
Katalis			0.0233	9458.714	24.155
TEAL			0.1619	15535	2515.14
PEEB			0.033	20534.3	675
TOTAL					7679.54

Tabel IV. 28 Neraca Energi *Intermediate Zone*

Komponen	Masuk				
<18a>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	90	363.2	0.892	5006	4465.2
Katalis			0.023	9458.71	24.16
TEAL			0.162	15535	2515.14
PEEB			0.033	20534.4	675
TOTAL					7679.54
Komponen	Masuk				
Steam	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
H ₂ O	160	433.2	1.0647	552.68	4510.5
TOTAL					4510.5
Komponen	Keluar				
To flare	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
H ₂ O	111.9	385	0.532	353.6	1442.9
HCl			0.093	304.058	1227.8
C ₂ H ₆			0.486	612.01	2471.4
TOTAL					5142.1
Komponen	Keluar				
<19>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	111.86	385.01	0.892	6981.84	6227.63
PEEB			0.0329	28153.8	925.49
TiO ₂			0.0233	5167.6	13.197
Al(OH) ₃			0.1619	8084.5	1308.9
TOTAL					7153.1

IV.2.4. Sistem *Finishing*

IV.2.5.1. *Mixer* (M-510)

Gambar IV. 26 Blok Diagram *Mixer*

<19> : Resin PP dari *Resin Degassing Column (D-320)*

<32> : Aditif

<32a> : Molten PP

Tabel IV. 29 Neraca Energi Mixer

Komponen	Masuk				
	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
<19>			1		
PP	112	385	0.892	6981.8	6227.6
TiO ₂			0.003	5167.6	13.197
Al(OH) ₃			0.162	8084.5	1308.9
PEEB			0.033	28153.8	925.469
TOTAL					8475.2
Komponen	Masuk				
	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
<32>			1		
IRGANOX® 1010	35	308	0.089	721261.4	64014.2
IRGANOX® 1076			0.210	15862.7	3335.1
TINUVIN® 770			0.584	15862.7	9263.3
TOTAL					76612.6
Komponen	Masuk				
	kgmol		H _{latent} (kJ/kmol)	H	
<32a>					
PP	0.892		2700	2408.3	
TiO ₂	0.003		65493	167.3	
Al(OH) ₃	0.162		10700	1732.4	
PEEB	0.033		23455	771	
IRGANOX® 1010	0.089		125432	11133	
IRGANOX® 1076	0.210		74993	15767	
TINUVIN® 770	0.584		58956	34428.4	
TOTAL				66406.9	

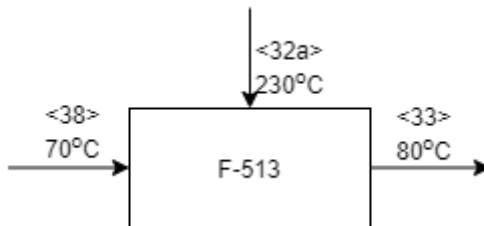
Komponen	Keluar				
	T (°C)	T (K)	kgmo 1	$\int C_p/R dT$	H
<32a>	230	503. 2	0.892	21232.00	18938.4
PP			0.003	12947.93	33.07
TiO ₂			0.162	19079.35	3088.98
Al(OH) ₃			0.033	75298.19	2475.19
PEEB			0.089	18412078	163412 9
IRGANOX® 1010			0.210	404937.	85136.6
IRGANOX® 1076			0.584	404937.3	236471
TINUVIN® 770			TOTAL		

$$Q_{\text{supply}} = 1925028.404 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 96251.420 \text{ kJ}$$

$$\text{Kebutuhan Steam} = 51.312 \text{ kmol}$$

$$= 924.65 \text{ kg}$$



Gambar IV. 27 Blok Diagram *Pelletizer*

<32a> : Pellet PP

<38> : Air menuju *Pellet Chamber* (F-513)

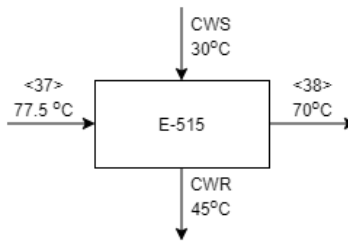
<33> : Pellet menuju Pellet Dryer (B-520)

Tabel IV. 30 Neraca Energi *Pelletizer*

Komponen	Masuk				
<32a>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	230	503.2	0.89	21232	18938
TiO ₂			0.00	12947.9	33.07
Al(OH) ₃			0.16	19079.4	3089
PEEB			0.03	75298.2	2475.2
IRGANOX® 1010			0.09	18412078	1634129
IRGANOX® 1076			0.21	404937	85137
TINUVIN® 770			0.58	404937	236471
TOTAL					1980272
Komponen	Masuk				
<38>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
H ₂ O	70	343.2	1927	409.24	6556754
TOTAL					6556754
Komponen	Masuk				
<32a>	kgmol		H _{latent} (kJ/kmol)	H	
PP	0.892		-2700	-2408.3	
TiO ₂	0.003		-65493	-167.25	
Al(OH) ₃	0.162		-10700	-1732.4	
PEEB	0.033		-23455	-771.01	
IRGANOX® 1010	0.089		-125432	-11133	
IRGANOX® 1076	0.210		-74993	-15767	
TINUVIN® 770	0.584		-58956	-34428	

TOTAL					-66407
Komponen	Keluar				
<33>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	80	353.2	0.892	5072.3	4524.4
TiO ₂			0.003	3197.6	8.166
Al(OH) ₃			0.162	5118.9	828.8
PEEB			0.033	17167.7	564.34
IRGANOX® 1010			0.089	4197890	372576
IRGANOX® 1076			0.210	92324.3	19411
TINUVIN® 770			0.584	92324.3	53914
H ₂ O			1927	500.5	801879 3
TOTAL					847062 0

IV.2.5.2. Cycle Water Cooler (E-515)



Gambar IV. 28 Blok Diagram Cycle Water Cooler

<37> : Hot Cycle Water

<38> : Cold Cycle Water menuju Pellet Chamber (F-513)

Tabel IV. 31 Neraca Energi *Cycle Water Cooler*

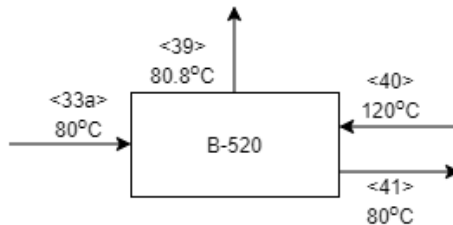
Komponen	Masuk				
	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
H ₂ O	77.5	350.7	1927.1	477.7	7654188.3
TOTAL					7654188.3
Komponen	Keluar				
	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
H ₂ O	70	343.2	1927.1	409.2	6556754.3
TOTAL					6556754.3

$$Q_{\text{supply}} = -1155193.605 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = -57759.68027 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Cooling Water} &= 1019.8284 \text{ kgmol} \\ &= 18377.309 \text{ kg} \end{aligned}$$

IV.2.5.3. Pellet Dryer (B-520)

Gambar IV. 29 Blok Diagram *Pellet Dryer*

<33a> : Pellet PP dari *Mixer (M-510)*

<40> : Udara Kering

<39> : Udara Basah

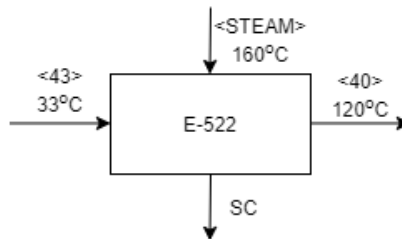
<41> : Pellet PP menuju *Pellet Classifier (H-521)*

Tabel IV. 32 Neraca Energi *Pellet Dryer*

Komponen	Masuk				
<33a>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	80	353.2	0.892	4153.23	3704.58
TiO ₂			0.00012	3197.6	0.38
Al(OH) ₃			0.111	5118.85	566.17
PEEB			0.033	17167.72	564.34
IRGANOX® 1010			0.089	4197889	372576
IRGANOX® 1076			0.21024 6	92324.3	19410.9
TINUVIN® 770			0.58397	92324.28	53914.4
H ₂ O			96.354	500.5	400940
TOTAL					851676
Komponen	Masuk				
<40>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
H ₂ O	120	393.2	17.332	182.39	26282.4
Udara			44.08	19200	703661 2
TOTAL					706289 5
Komponen	Masuk				
<33>	kgmol		Hlatent (kJ/kmol)	H	
H ₂ O	80.4896853		-40764.844	- 328115 0	
TOTAL				- 328115 0	
Komponen	Keluar				

<41>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	83	356.2	0.892	4405.8	3929.8
TiO ₂			0.00012	3379.9	0.399
Al(OH) ₃			0.111	5398.1	597.05
PEEB			0.033	18169.9	597.278
IRGANOX® 1010			0.0888	4442938	394324.5
IRGANOX® 1076			0.21024 6	97713.66	20543.94
TINUVIN® 770			0.58396 8	97713.66	57061.67
H ₂ O			15.864	527.894	69625.7
TOTAL					546680
Komponen	Keluar				
<39>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
H ₂ O	80.8	354	97.822	226.41	184132
Udara			44.1	10649	3902609
TOTAL					4086741

IV.2.5.4. Air Heater (E-523)



Gambar IV. 30 Blok Diagram Air Heater

<43> : Udara Dingin

<40> : Udara Panas

Tabel IV. 33 Neraca Energi Air Heater

Komponen	Masuk				
	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
<43>	33	306.2	17.332	32.326	4657.98
H ₂ O			44.08	1416.73	519221.6
Udara					
TOTAL					523879.6
Komponen	Keluar				
	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
<40>	120	393.2	17.332	387.07	55775.4
H ₂ O			44.081	19199.86	7036612.7
Udara					
TOTAL					7092388

$$Q_{\text{supply}} = 4350569.07 \quad \text{kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 217528.454 \quad \text{kJ}$$

$$\text{Kebutuhan Steam} = 115.966 \quad \text{kmol}$$

$$= 2089.711 \quad \text{kg}$$

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

V.1. Unit *Pre-Treatment*

V.1.1. *Propylene Dehydration* (B-110A/B)

Tabel V. 1 Spesifikasi Alat *Propylene Dehydration*

Spesifikasi	:	Propylene Dehydration (B-110A/B)			
Jumlah vessel	:	2			buah
Temperatur Desain	:	588.71			K
Tekanan Desain	:	15			Bar
Dimensi Vessel					
ID	:	1.7907			meter
OD	:	1.8288			meter
tshell	:	1.905			cm
thead	:	1.11			cm
L	:	3.6576			meter
Jenis head	:	Dished head			
Massa Molecular Sieve	:	2	x	784.8	kg
cycle time	:	8			jam
Pressure drop	:	0.0277			bar
Pressure outlet	:	9.9723			bar

V.1.2. *Propylene Compressor* (G-120)

Tabel V. 2 Spesifikasi Alat *Propylene Compressor*

Spesifikasi	:	G-120			
Nama Unit	:	Propylene Compressor			
Tipe Unit	:	Centrifugal Compressor			
Material	:	Carbon steel			
Rate Feed masuk	:	28384.98			kg/jam
Temperature Inlet	:	33.00	°C	=	306.2 K

Temperature Outlet	:	103.3	°C	=	376.4	K
Pressure	:	Suction	=	127.2	psi	= 8.8 bar
	:	Discharge	=	464.1	psi	= 32 bar
Power	:	1276.7	hp			

V.1.3. Nitrogen Preheater (E-130)

Tabel V. 3 Spesifikasi Alat Nitrogen Preheater

Spesifikasi	:	Nitrogen Preheater (E-130)	
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 <i>Heat Transfer</i>	:	44.8	ft ²
Temperatur			
T ₁	:	320	°F
T ₂	:	320	°F
t ₁	:	86	°F
t ₂	:	230	°F
Outer Pipe	:	3	
Inner Pipe	:	2	
Panjang	:	12	ft
Jumlah <i>Hairpin</i>	:	3	
Fouling Factor	:	0.0048708	
ΔP <i>annulus</i>	:	1.6937864	psi
ΔP <i>inner pipe</i>	:	0.0062347	psi

V.1.4. Nitrogen Compressor (G-140)

Tabel V. 4 Spesifikasi Alat Nitrogen Compressor

Spesifikasi	:	Nitrogen Compressor (G-140)	
Tipe	:	Reciprocating Single Stage	
Material	:	Carbon Steel	
Jumlah stage	:	1	Stage
Rate Volume	:	8.58	m ³ /jam
Kapasitas	:	10	kg/jam
Kebutuhan Daya	:	0.6	hp

V.2. Sistem Reaktor

V.2.1. Reaktor (R-210)

Tabel V. 5 Spesifikasi Alat Reaktor

Spesifikasi	:	R210						
Nama unit	:	Reaktor						
Material	:	Carbon Steel ASME SA-240 grade C						
Temperatur	desain	:	70.00	C				
Pressure	desain	:	31.47	bar				
	drop	:	1.20	bar				
Kapasitas	:	27711.4	kg PP/jam					
Dimensi Vessel								
	Panjang zona reaksi	:	18.3	meter				
	Panjang vrz	:	11.2	meter				
	Diameter zona reaksi	:	156	in	=	3.96	m	
	Diameter vrz	:	582.1	in	=	14.7 9	m	
	Tebal dinding atas	:	3	1/2	in	=	0.09	m
	Tebal dinding bawah	:	1	1/3	in	=	0.03 4	m

Tebal tutup atas	:	2	0	in	=	0.05 1	m
Tebal tutup bawah	:	1	1/ 3	in	=	0.03 4	m
sudut kemiringan	:	13.69		derajat			
Gas distributor							
diameter lubang	:	0.1	cm				
Jumlah lubang/cm ²	:	0.6 2	lubang/cm				

V.2.2. Cycle Gas Compressor (G-211)

Tabel V. 6 Spesifikasi Alat Cycle Gas Compressor

Spesifikasi	:	Cycle Gas Compressor (G-211)					
Nama Unit	:	Propylene Compressor					
Tipe Unit	:	Centrifugal Compressor					
Material	:	Carbon steel					
Rate Feed masuk	:	562721.99	kg/jam				
Temperature Inlet	:	88.15	°C	=	361.30	K	
Temperature Outlet	:	92.64	°C	=	365.79	K	
Pressure	:	Suction	=	28	bar		
	:	Discharge	=	35	bar		
Power	:	4679.5	hp				

V.2.3. Cycle Gas Cooler (E-212)

Tabel V. 7 Spesifikasi Alat 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	:	70346.056	kg/jam				
Jumlah	:	8	buah				
Dimensi Heat Exchanger							

Bagian Shell				Bagian Tube			
IDs	=	0.99	cm	OD	=	3 4/5	cm
n'	=	1.00	buah	L	=	6	m
B	=	8.00	buah	ID	=	3	cm
de	=	2.74	cm	BWG	=	8	
n'	=	1		a'	=	2 1/2	cm ²
				a"	=	2 1/2	cm ²
				PT	=	1 7/8	cm
				C'	=	1	cm
				Nt	=	307	buah
				n	=	2	
				de	=	3	cm
Luas <i>Heat Transfer</i>				:	1878.77		ft ²

V.2.4. Catalyst Feeder (F-220)

Tabel V. 8 Spesifikasi Alat *Catalyst Feeder*

Spesifikasi	:	Catalyst Feeder (F-220)	
Bahan	:	Carbon Steel SA-212 Grade A	
Tipe	:	Bejana Silinder, Tutup Atas Standard Dished Head, Tutup Bawah Conical	
Jenis Sambungan	:	<i>Double Welded Butt Joints</i>	
OD	:	1.6764	m
ID	:	1.6129	m
Tinggi Silinder	:	2.297623345	m
Tebal Silinder	:	0.03175	m
Tinggi Tutup Atas	:	0.44392364	m
Tebal Tutup Atas	:	0.03175	m
Tinggi Tutup Bawah	:	1.396812374	m
Tebal Tutup Bawah	:	0.028575	m
Tinggi Total	:	4.138359358	m
Jumlah	:	1	buah

V.2.5. *TEAL Feeder* (F-230)Tabel V. 9 Spesifikasi Alat *TEAL Feeder*

Spesifikasi	:	TEAL Feeder (F-230)	
Bahan	:	Carbon Steel	
Tipe	:	Bejana Silinder, Tutup Atas Standard Dished Head, Tutup Bawah Conical	
Jenis Sambungan	:	<i>Double Welded Butt Joints</i>	
OD	:	1.8288	m
ID	:	1.73355	m
Tinggi Silinder	:	3.295901455	m
Tebal Silinder	:	0.047625	m
Tinggi Tutup Atas	:	0.457282984	m
Tebal Tutup Atas	:	0.0381	m
Tinggi Tutup Bawah	:	1.501298339	m
Tebal Tutup Bawah	:	0.047625	m
Tinggi Total	:	5.254482778	m
Jumlah	:	1	buah

V.3. **Sistem Separasi**V.3.1. *Resin Chamber* (D-310)Tabel V. 10 Spesifikasi Alat *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	:	28	Bar
Dimensi Vessel			
ID	:	2.0828	Meter
OD	:	2 1/7	Meter
Tebal Shell	:	2 1/2	cm

Tebal Tutup Atas	:	2 2/9	cm
Tebal Tutup Bawah	:	2.86512	cm
Tinggi Total	:	6.227431799	meter
Jenis Tutup Atas	:	Dished head	
Jenis Tutup Bawah	:	Conical	
Massa Resin	:	13903.53278	kg
Waktu Tinggal	:	0.5	jam

V.3.2. Resin Degassing Column (D-320)

Tabel V. 11 Spesifikasi Alat 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>	:	6.65	m
<i>Tinggi Intermediate Zone</i>	:	0.44	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>	:	0.72	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>	:	10.0	
	:	2	m
Jumlah	:	1	buah

V.4. Sistem Recovery

V.4.1. Vent Recovery Compressor (G-410)

Tabel V. 12 Spesifikasi Alat Vent Recovery Compressor

Spesifikasi	:	Vent Recovery Compressor (G-410)					
Tipe Unit	:	Centrifugal compressor					
Material	:	Carbon steel					
Rate Feed masuk	:	28384.98		kg/jam			
Temperature Inlet	:	70	C	=	343	K	
Temperature Outlet	:	87	C	=	360	K	
Pressure	:	Suction	=	261.07	psi	=	18 bar
	:	Discharge	=	609.16	psi	=	42 bar
Power	:	2049.3		hp			

V.4.2. Vent Recovery Cooler (E-411)

Tabel V. 13 Spesifikasi Alat Vent Recovery Cooler

Spesifikasi	:	Vent Recovery Cooler (E-411)					
Fungsi	:	Pendinginan gas recovery untuk pemisahan komponen ringan dan berat					
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger					
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel, A179					
Kapasitas	:	23577.251				kg/jam	
Jumlah	:	3				buah	
<i>Dimensi Heat Exchanger</i>							
Bagian Shell				Bagian Tube			
IDs	=	0.99	m	OD	=	3.81	cm
n'	=	1.00	buah	L	=	54.55	m
B	=	8.00	buah	ID	=	2.97	cm
de	=	2.74	cm	BWG	=	20.32	cm
n'	=	1.00		a'	=	2.53	cm ²
	a''			=	2.53	cm ²	
	PT			=	4.76	cm	
	C'			=	0.95	cm	
				Nt	=	307.00	buah

	n	=	2.00	
	de	=	2.97	cm
Luas <i>Heat Transfer</i>	:	1791.44		ft ²
Pressure drop shell	:	0.01		psi
Pressure drop tube	:	0.22		psi

V.4.3. *Vent Gas Recovery Chamber (D-420)*

Tabel V. 14 Spesifikasi Alat *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	:	46.2	Bar	
Dimensi Vessel				
ID	:	124	inch	
OD	:	130	inch	
Tebal Tutup Atas	:	3	inch	
Tebal Tutup Bawah	:	2.5	inch	
Tinggi Total	:	25.47611	ft	
Tipe Tutup Atas	:	Dished head		
Tipe Tutup Bawah	:	Dished head		
Massa Liquid	:	8887.283	kg	
Waktu Tinggal	:	10	menit	

V.4.4. *C3 Distillation Column (D-430)*

Tabel V. 15 Spesifikasi Alat *C3 Distillation Column*

Spesifikasi	:	Distillation Column (D-430)			
Tipe Unit	:	Kolom distilasi			
Material	:	Carbon steel			
Rate Feed masuk	:	53754.95	kg/jam		
Temperature Desain	:	50.0	°C	=	323.15 K
Temperatur Kondenser	:	50.0	°C	=	323.15 K
Temperatur Reboiler	:	60.8	°C	=	333.95 K

Pressure desain	:	654.12	psi	=	45.10	bar
Pressure Kondenser	:	304.58	psi	=	21.00	bar
Pressure Reboiler	:	318.18	psi	=	21.94	bar
Dimensi Vessel						
ID	:	80.00	inch			
OD	:	84.00	inch			
Tebal Shell	:	2	inch			
Tebal Tutup Atas	:	1 7/8	inch			
Tebal Tutup Bawah	:	1 1/8	inch			
Tinggi Total	:	245.04	ft			
Tipe Tutup Atas	:	Dished head				
Tipe Tutub Bawah	:	Dished head				
Jumlah Tray	:	116				
Tray Spacing	:	600	mm			

V.4.5. *Propylene Condenser* (E-431)

Tabel V. 16 Spesifikasi Alat *Propylene Condenser*

Spesifikasi	:	Propylene Condenser (E-431)					
Fungsi	:	Kondenser					
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger					
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel, A179					
Kapasitas	:	8327.161	kg/jam				
Jumlah	:	1	buah				
Dimensi <i>Heat Exchanger</i>							
Bagian Shell				Bagian Tube			
IDs	=	29	in	OD	=	0.79 in	
n'	=	1.00	buah	L	=	236 in	
B	=	8.00	buah	ID	=	16 in	
de	=	0.00	in	BWG	=	8	
n'	=	1		PT	=	1.97 in	
				C'	=	1	
				Nt	=	160	buah
				n	=	2	
Luas <i>Heat Transfer</i>	:	649.26			ft ²		

V.4.6. *Reboiler* (E-432)

Tabel V. 17 Spesifikasi Alat *Reboiler*

Spesifikasi	:	Reboiler (E-432)	
Fungsi	:	Kondenser	
Tipe	:	Kettle reboiler	
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel, A179	
Kapasitas	:	125.456	kg/jam
Jumlah	:	1	buah
Kebutuhan Steam	:	34290.99	kg/jam
Beban Kalor	:	71469739	kJ/jam

V.4.7. *C3 Recycle Compressor* (G-440)

Tabel V. 18 Spesifikasi Alat *C3 Recycle Compressor*

Spesifikasi	:	C3 Recycle Compressor (G-440)					
Tipe Unit	:	Centrifugal compressor					
Material	:	Carbon steel					
Rate Feed masuk	:	92465.06	kg/jam				
Temperature Inlet	:	50	C	=	323	K	
Temperature Outlet	:	59	C	=	332	K	
Pressure	:	Suction	=	290.08	psi	=	20 bar
	:	Discharge	=	464.12	psi	=	32 bar
Power	:	385.69	hp				

V.5. *Sistem Finishing*

V.5.1. *Mixer* (M-510)

Tabel V. 19 Spesifikasi Alat *Mixer*

Spesifikasi	:	Mixer (M-510)	
Tipe	:	Twin-Screw	
Jumlah	:	2	buah
Bahan	:	Carbon Steel	
Panjang	:	5	m
Diameter Barrel	:	0.175	m
Diameter Luar	:	0.421	m

Kecepatan Putar Screw	:	270	rpm
Daya Total Screw	:	2000	kW

V.5.2. Melt Pump (L-511)

Tabel V. 20 Spesifikasi Alat Melt Pump

Spesifikasi	:	Melt Pump (L-511)	
Fungsi	:	Memompa <i>molten</i> melewati <i>Die Plate</i>	
Tipe	:	Gear Pump	
Bahan Konstruksi	:	Commercial Steel	
Kapasitas	:	28301.04385	kg/jam
Daya Pompa	:	1.2	hp
Jumlah	:	1	buah

V.5.3. Melt Screen (H-512)

Tabel V. 21 Spesifikasi Alat Melt Screen

Spesifikasi	:	Melt Screen (H-322)	
Tipe	:	<i>Square screen opening</i>	
Material	:	Carbon Steel	
Kapasitas	:	28301.1	kg/h
Bukaan Screen	:	0.354	mm
Diameter Kawat	:	0.247	mm
Jumlah	:	1	buah

V.5.4. Pellet Chamber (F-513)

Tabel V. 22 Spesifikasi Alat Pellet Chamber

Spesifikasi	:	Pellet Chamber (F-513)	
Tipe	:	Silinder dengan Tutup Ellipsoidal	
Material	:	Carbon Steel SA-240 Grade C	
Volume	:	0.1	m ³
Tinggi Silinder	:	0.32	m
Tinggi Tutup	:	0.21	m
Tebal Silinder	:	0.02	m
Tebal Tutup	:	0.02	m

V.5.5. *Cycle Water Pump* (L-514)Tabel V. 23 Spesifikasi Alat *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	:	34725.87	kg/jam
Daya Pompa	:	3	hp
Jumlah	:	1	buah

V.5.6. *Cycle Water Cooler* (E-515)Tabel V. 24 Spesifikasi Alat *Cycle Water Cooler*

Spesifikasi	:	Cycle Water Cooler (E-515)	
Fungsi	:	Mendinginkan cycle water sebelum diumpankan ke Mixer (M-510)	
Jenis	:	DPHE	
Jumlah	:	1	buah
Bahan	:	Carbon Steel A-106 Grade A	
Luas <i>Heat Transfer</i>	:	88.1	ft ²
Temperatur			
T_1	:	171.5132	°F
T_2	:	158	°F
t_1	:	86	°F
t_2	:	113	°F
Outer Pipe, IPS	:	4	
Inner Pipe, IPS	:	3	
Panjang	:	12	ft
Jumlah <i>Hairpin</i>	:	4	
Fouling Factor	:	0.001826	
ΔP <i>annulus</i>	:	8.60183	psi
ΔP <i>inner pipe</i>	:	0.876847	psi

V.5.7. *Dewatering Screen (H-521)*Tabel V. 25 Spesifikasi Alat *Dewatering Screen*

Spesifikasi	:	Dewatering Screen (H-521)	
Bahan	:	Carbon Steel	
Tipe	:	Vibrating Screen	
Ukuran Screen	:	10	mesh
	:	2	mm
	:	16.86	m ²
Kapasitas	:	75632	kg/jam
Daya	:	31	hp
Jumlah	:	1	buah

V.5.8. *Pellet Dryer (B-520)*Tabel V. 26 Spesifikasi Alat *Pellet Dryer*

Spesifikasi	:	Pellet Dryer (B-520)	
Tipe	:	Rotary Dryer	
Material	:	Carbon Steel	
Kapasitas	:	30037.337	kg/h
Diameter	:	1.058	m
Panjang	:	5.576	m
Tebal Shell	:	0.005	m
Sudut Kemiringan	:	6.36	°
Waktu Tinggal	:	2	menit
Jumlah <i>Flight</i>	:	10	buah
Jumlah	:	1	buah

V.5.9. *Air Blower (G-521)*Tabel V. 27 Spesifikasi Alat *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

V.5.10. *Air Heater* (E-522)Tabel V. 28 Spesifikasi Alat *Air Heater*

Spesifikasi	:	Air Heater (E-522)					
Fungsi	:	Memanaskan udara sebelum masuk ke sistem dryer					
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger					
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel A179					
Kapasitas	:	379.751			kg/jam		
Jumlah	:	1			buah		
Dimensi Heat Exchanger							
Bagian Shell				Bagian Tube			
IDs	=	29.10	in	OD	=	4/5	in
n'	=	1.00	buah	L	=	18	ft
B	=	8.00	buah	ID	=	5/8	in
n'	=	1		BWG	=	8	in
				C'	=	2	inch
				Nt	=	160	
				n	=	2	
Luas Heat Transfer	:	649.263			ft ²		

V.5.11. *Pellet Classifier* (H-521)Tabel V. 29 Spesifikasi Alat *Pellet Classifier*

Spesifikasi	:	Pellet Classifier (H-521)	
Bahan	:	Carbon Steel	
Fungsi	:	Memisahkan pellet <i>on-spec</i> dan <i>off-spec</i>	
Tipe	:	Vibrating Screen	
Ukuran Screen	:	10	mesh
	:	2	mm
	:	7.65	m ²
Kapasitas	:	34304	kg/jam
Daya	:	14	hp
Jumlah	:	1	buah

V.5.12. *Product Silo* (F-530)Tabel V. 30 Spesifikasi Alat *Product Silo*

Spesifikasi	:	Silo (F-530)	
Bahan	:	Carbon Steel	
Fungsi	:	Menyimpan pellet sebelum ke unit <i>bagging</i>	
Tipe	:	Tangki silinder, tutup atas <i>standard dished head</i> dan tutup bawah konikal	
Jenis Sambungan	:	Double welded butt joints	
Diameter Luar (OD)	:	5.79	m
Diameter Dalam (ID)	:	5.78	m
Tinggi Silinder	:	16.62	m
Tebal Silinder	:	0.02	m
Tebal Tutup Atas	:	0.01	m
Tinggi Tutup Atas	:	1.24	m
Tebal Tutup Bawah	:	0.02	m
Tinggi Tutup Bawah	:	5.00	m
Tinggi Total	:	22.85	m

V.6. **Harga Alat**

Tabel V. 31 Perkiraan Harga Peralatan Proses

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga (US\$/unit)	Harga total (bare module cost)
				2017	(US\$, thn 2019)
1	B110	Propylene dehydration	2	46400	97417.68
2	G-120	Propylene Compressor	1	337000	353768.96

3	E-130	Nitrogen preheater	1	4270	4482.47
4	G-140	N2 Catalyst carrier Compressor	1	20500	21520.07
5	R-210	Reactor	1	2140000	2246485.4
6	G-211	Cycle gas compressor	1	1190000	1249213.8
7	E-212	Cycle gas cooler	8	46100	387151.31
8	F-220	Catalyst feeder	1	58500	61410.93
9	F-230	Teal feeder	1	80300	84295.69
10	D-310	Resin Chamber	1	44900	47134.2
12	D-320	Resin degassing column	1	366000	384212
14	G-420	Vent recovery compressor	1	4600	4828.9
15	E-421	Vent recovery cooler	1	4600	4828.9

1 6	D- 43 0	Vent gas recovery chamebr	1	205000	215200.7
2 0	D- 46 0	Propylene propane separation vessel	1	3170000	3327737.7
2 3	G- 47 0	propylene pump	1	205000	215200.7
2 4	M- 51 0	Mixer	1	130000	136468.7
2 5	L- 51 1	Melt pump	1	7870	8261.607
2 6	H- 51 2	Melt screen	1	24000	25194.23
2 8	L- 51 4	cycle water pump	1	7140	7495.28
2 9	E- 51 5	cycle water cooler	1	27900	29288.29
3 0	B- 52 0	Pellet dryer	1	79300	83245.93
3 1	G- 52 1	Air blower	1	164000	172160.56
3 2	E- 52 2	Air heater	1	27500	28868.39

3 3	H- 52 1	pellet classifier	1	34000	35691.82
3 4	F- 53 0	Product silo	1	63689	66858.13
Total			34		9298422.381

Harga peralatan proses pada tahun
2019 :

\$
9,298,422.38

(\$ 1 = Rp 14.352,8)

Rp
129,071,958,974.79

(diakses 11 Januari 2019, pukul 17:32 WIB, sumber :
<http://www.bi.go.id/>)

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain POT (*Pay Out Time*), BEP (*Break Even Point*). Selain yang tersebut diatas, juga diperlukan analisa biaya yang diperlukan untuk beroperasi dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik.

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik *Homopolymer polypropylene* ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

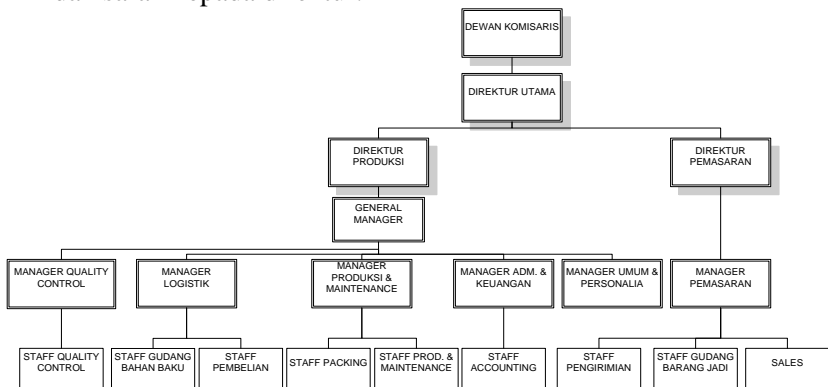
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga 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 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.



Gambar VI. 1 Struktur Organisasi Perusahaan

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai pemegang saham. Tugas Dewan Komisaris:

- Menunjuk Direktur Utama
- Mengawasi Direktur dan berusaha agar tindakan Direktur tidak merugikan perseroan.
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

2. Direktur Utama

Direktur adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Tugas Direktur Utama adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengevaluasi program kerja/rencana kerja yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi dan kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada Dewan Komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.
- Mengawasi jalannya perusahaan.

Selain tugas-tugas diatas, direktur berhak mewakili PT secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

3. Direktur Produksi

Direktur bertanggung jawab ke Direktur Utama dalam pelaksanaan tugasnya dan membawahi secara langsung General Manager baik yang berhubungan dengan personalia, pembelian, produksi maupun pengawasan produksi. Tugas Direktur Produksi :

- Membantu Direktur Utama dalam perencanaan produksi maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang masing-masing.
- Mengawasi unit produksi melalui General Manager, dan bagian yang bersangkutan.
- Mengendalikan proses produksi, seperti mengadakan penggantian alat produksi.
- Menentukan kapasitas produksi baik menaikkan atau menurunkan kapasitas.

4. Direktur Pemasaran

Direktur Pemasaran bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Tugas Direktur Pemasaran adalah:

- Memperkenalkan jenis produk yang dibuat oleh perusahaan melalui berbagai media yang dibuat oleh perusahaan.
- Membuat rencana pemasaran.
- Melakukan kontrak penjualan dengan konsumen serta meninjau penjualan dan membatalkan penjualan jika terjadi ketidaksesuaian dengan kontrak.
- Melaporkan segala kegiatan yang bersangkutan dengan pemasaran kepada Direktur Utama.
- Mengontrol laporan *stock* guna mencapai keseimbangan jumlah dari jenis polypropylene jadi yang disiapkan untuk dipasarkan.
- Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian terkait.
- Mengadakan evaluasi kerja pada tiap bagian yang terkait mengenai pelaksanaan pekerja.
- Mengadakan evaluasi terhadap skill pekerja dalam lingkungan Departemen Pemasaran untuk meningkatkan intensitas pemasaran.
- Menetapkan harga produk.

5. General Manager

General Manager bertanggungjawab kepada Direktur Produksi dan membawahi secara langsung Manager Quality Control (QC), Manager Logistik, Manager Produksi dan Maintenance, Manager Umum dan Personalia, serta Manager Administrasi dan Keuangan. Tugas General Manager adalah :

- Mengadakan pengawasan terhadap semua lini kegiatan.
- Memberikan pengarahan kepada bawahan tentang tugas dan tanggung jawab masing-masing.
- Mengadakan evaluasi secara berkala terhadap semua lini.
- Mengadakan usulan kepada Direktur tentang peningkatan skill karyawan.

- Mengadakan penilaian terhadap penanggung jawab semua lini.
6. Manager Quality Control (QC)
- Manager Quality Control membawahi staff quality control (QC). Tugas Manager Quality Control adalah :
- Menetapkan rencana mutu sesuai dengan standar yang berlaku.
 - Mengawasi pelaksanaan pengendalian mutu.
 - Mengkoordinasi program kalibrasi peralatan inspeksi, ukur, dan uji.
 - Memutuskan suatu produk siap untuk dikirim.
 - Mencatat semua hasil inspeksi dan pengujian bahan baku dalam dokumen.
7. Manager Logistik
- Manager Logistik membawahi staff gudang bahan baku dan staff pembelian. Manager Logistik bertugas memberikan perintah kerja dan mengawasi langsung semua kegiatan yang berkaitan dengan pengadaan bahan baku tambahan sesuai standar dan penyerahannya ke bagian produksi serta kegiatan penyimpanan bahan baku tambahan tersebut.
8. Manager Produksi & Maintenance
- Manager Produksi & Maintenance membawahi staff Packing dan staff production & maintenance. Tugas manager Produksi & Maintenance adalah :
- Mengawasi pelaksanaan proses produksi.
 - Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian yang terkait.
 - Membuat laporan hasil produksi dan kesiapan mesin secara berkala.
 - Mengevaluasi setiap bagian mengenai hasil pekerjaan, skill pekerja serta peningkatannya.
 - Mengatur jadwal perbaikan / perawatan mesin produksi.
 - Menyiapkan bahan yang dibutuhkan untuk proses pengemasan (plastic, lem, karton, benang jahit untuk karung, dsb)

- Mengevaluasi mutu dan jumlah hasil packing yang dikerjakan bawahan.

9. Manager Umum & Personalia

Manager Umum & Personalia berhubungan dengan karyawan-karyawan tidak tetap seperti Satuan Pengaman (Satpam). Tugas Manager Umum & Personalia adalah :

- Mengadakan pengecekan rekapan gaji atau upah untuk karyawan.
- Mengadakan pengecekan absensi dan lembur untuk karyawan.
- Mengadakan koordinasi dengan bagian produksi dalam hal meningkatkan kemampuan kerja dan disiplin kerja setiap karyawan.
- Melakukan teguran atau peringatan terhadap karyawan yang melakukan pelanggaran.
- Melakukan pengecekan, pemeriksaan, atau perawatan secara periodik terhadap ruang kantor, ruang produksi, atau ruang kerja dalam hal kebersihan, kerapian, dan lain sebagainya.

10. Manager Administrasi & Keuangan

Manager Administrasi & Keuangan membawahi staff Accounting. Tugas Manager Administrasi & Keuangan adalah :

- Memeriksa laporan keuangan pabrik.
- Membuat laporan kas barang-barang yang ada di perusahaan secara periodik.
- Memeriksa laporan kas pabrik, apakah sudah sesuai dengan buktibukti yang sudah ada.
- Membukukan laporan sesuai dengan pos-pos masing-masing departemen.

11. Manager Pemasaran

Manager Pemasaran membawahi staff pengiriman, staff gudang barang jadi dan sales. Tugas dari Manager Pemasaran adalah :

- Mengontrol laporan stok polypropylene jadi supaya terjadi keseimbangan jumlah dari jenis polypropylene jadi yang disiapkan untuk dipasarkan.

- Memberikan tugas dan wewenang pada masing-masing bagian terkait.
- Mengadakan evaluasi kerja pada tiap bagian yang terkait mengenai pelaksanaan pekerja.
- Mengadakan evaluasi terhadap skill pekerja dalam lingkungan Departemen Pemasaran untuk meningkatkan intensitas pemasaran.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi polypropylene diuraikan sebagai berikut :

1. Penentuan Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi sebagai berikut :

Kapasitas produksi polypropylene = 220.000 ton/tahun

TABLE 22

Operating labor, fuel, steam, power, and water requirements for various processes†

	Capacity thousand ton/yr	Operating labor and supervision workhours/ ton	Maintenance labor and supervision workhours/ ton	Power and utilities, per ton/yr or bbl/day capacity			
				Fuel MM	Steam Btu/h	Power lb/h	Water kWh gph
Chemical plants							
Acetone	100	0.518	0.315	1.73	310	5.18
Acetic acid	10	1.483	0.984	180	0.58
Butadiene	100	0.345	0.285	0.012	130	0.73
Ethylene oxide	100	0.232	0.104	4.88	140	0.148
Formaldehyde	100	0.259	0.328	34.6	200	0.029
Hydrogen peroxide	100	0.288	0.352	2.62	160	0.186
Isoprene	100	0.230	0.325	0.81	710	0.001
Phosphoric acid	10	1.85	0.442	0.18	40	0.03
Polyethylene	100	0.259	0.295	0.23	450	0.0004
Urea	100	0.238	0.215	0.33	135	0.0002
Vinyl acetate	100	0.432	0.528	1.34	275	0.27

Gambar VI. 2 Kebutuhan Pekerja Operator untuk

Berdasarkan *table 22 Timmerhaus*, dibutuhkan setidaknya (0.259 + 0.295) jam kerja per ton PE dihasilkan. Data ini juga digunakan pada proses produksi PP karena produksi kedua polymer tersebut mengikuti proses yang hampir sama. Menurut

undang undang no 23 tahun 2003 tentang ketenagakerjaan, pada 5 hari kerja seminggu, pekerja maksimal bekerja sebanyak 40 jam kecuali terjadi lembur. Berdasarkan basis ini, dibutuhkan setidaknya 300 pekerja baik dari supervisi, operating, dan maintenance.

Tabel VI. 1 Daftar Kebutuhan Karyawan

No	Jabatan	Pendidikan				Jumlah
		SMA	D3	S1	S2	
1.	Dewan Komisaris				2	3
2.	Direktur Utama				1	1
3.	Dewan direksi				5	1
5.	General Manager				1	1
7.	Manager					
	a. Quality Control			1		1
	b. Logistik			1		1
	c. Produksi & Maintenance			3		1
	d. Umum & Personalia			2		2
	e. Administrasi & Keuangan			2		2
	f. Pemasaran			2		2
8.	Superintendent dan supervisor					
	a. Quality Control			2		2
	b. Logistik			2		2
	c. Produksi & Maintenance			6		6
	d. Umum & Personalia			4		4
	e. Administrasi & Keuangan			2		2
	f. Pemasaran & Promosi			6		6

9.	Karyawan (operator, maintenance, dan pelengkap)					
	a. Quality Control	8	9	6		20
	b. Logistik	9	9	7		25
	c. Produksi & Maintenance	18	20	16		54
	d. Umum & Personalia	13	10	10		36
	e. Administrasi & Keuangan	12	12	11		35
	f. Pemasaran & Promosi	18	18	10		46
	g. Lain-lain	16	15	10		41
	Total					298

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, maka dilakukan sistem *shift* karyawan dan sistem *day shift* karyawan.

a. Karyawan *Day Shift*

Karyawan ini tidak berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk karyawan *day shift* adalah karyawan administrasi, sekretariat, perbekalan, gudang, dan lain-lain.

Jam kerja karyawan diatur sebagai berikut :

Senin – Jumat : 07.00 – 17.00

Senin – Kamis : 12.00 – 13.00

Jum'at : 11.0 – 13.00

Untuk hari Sabtu, Minggu dan hari besar merupakan hari libur.

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk karyawan *shift* adalah pekerja *supervisor*,

operator dan *security*. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali perhari setiap 8 jam. Distribusinya diatur sebagai berikut :

Shift I : 07.00 - 15.00

Shift II : 15.00 - 23.00

Shift III: 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. Sistem ini dapat ditabelkan sebagai berikut :

Tabel VI. 2 Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2

Hari	1	2	3	4	5	6	7
Shift							
I	A	D	C	B	A	D	C
II	B	A	D	C	B	A	D
III	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

VI.1.4 Status Karyawan dan Pengupahan

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Pekerja Borongan

Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya : tenaga shut down, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan 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 Cilegon.

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, dimana sebelum digunakan air laut perlu diolah lebih dulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik polypropylene ini digunakan untuk kepentingan :

- Air sanitasi, meliputi air untuk laboratorium dan karyawan. Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan dilingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Untuk unit penghasil air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut :

pompa air sungai, bak pra sedimentasi, bak koagulasi, dan flokulasi, tangki tawas, tangki $\text{Ca}(\text{OH})_2$, bak pengendap, bak penampung, pompa *sand filter*, tangki sand filter, bak penampung air bersih, bak penampung air sanitasi, tangki desinfektan, dan pompa air untuk sanitasi. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

- a. Syarat fisik :
 - Suhu di bawah suhu udara
 - Warna jernih
 - Tidak berasa
 - Tidak berbau
 - Kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 mg / liter
- b. Syarat kimia :
 - pH = 6,5 - 8,5
 - Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO_4 , Hg, Cu dan sebagainya
- c. Syarat bakteriologi :
 - Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
 - Bakteri E. coli kurang dari 1/ 100 ml

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 Bahan Bakar

Unit ini bertugas untuk menyediakan bahan bakar baik untuk boiler serta alat – alat yang membutuhkan bahan bakar

lainnya. Bahan bakar yang digunakan yaitu batu bara dan bahan bakar minyak.

VI.2.5 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. Oleh karena itu pada Pra Desain Pabrik polypropylene 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 Even Point / BEP*)

VI.3.1 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada pabrik polypropylene ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pabrik polypropylene terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas /kinerja keuangan. Detail perhitungan dapat dilihat pada appendix D. Berikut ini adalah ketentuan maupun parameter yang digunakan untuk perhitungan ekonomi.

Tabel VI. 3 Parameter Perhitungan Ekonomi

Parameter	Nilai	Keterangan
Investasi Total	855,962,509,620	Rupiah

Pajak pendapatan	30%	/tahun
Inflasi	3,12%	/tahun
Depresiasi	10%	/tahun
IRR	33.39%	/tahun
Nama Produk	Harga (Rp)	Keterangan
polypropylene	20,822	/kg
Operasi		
polypropylene	28586.91	ton/jam
Hari Operasi	330	Hari
Modal Sendiri (60 %)	499,057,702,19	Rupiah
Modal Pinjam (40 %)	356,904,807,430	Rupiah

VI.3.2 Analisa Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 33.39\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu $9,95\%$ per tahun. Dengan harga $i = 33.39\%$ yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman $9,95\%$ per tahun.

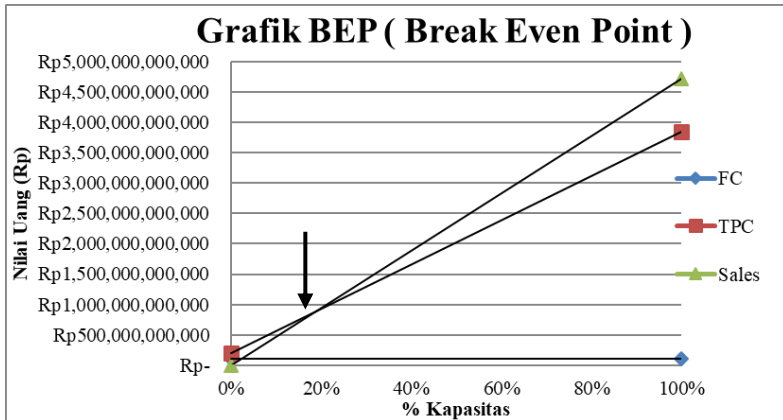
VI.3.3 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Payout Period / POP*)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 3.2129 tahun dengan perkiraan usia pabrik 10 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

VI.3.4 Analisa 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) dan Biaya variabel (VC), Biaya semi

variabel (SVC) dan biaya tetap tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 18.276%.



Gambar VI. 3 Grafik Break Even Point

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB VII KESIMPULAN

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

1. Perencanaan operasi : Kontinyu, 24 jam/hari, 330 hari/tahun
2. Kapasitas produksi : 220,000 ton/tahun
3. Kebutuhan bahan baku
 - a. Propylene : 223,395,955 kg/tahun
 - b. Hidrogen : 980 kg/tahun
 - c. Nitrogen : 63,402 kg/tahun
 - d. Catalyst : 3,427 kg/tahun
 - e. TEAL : 146,441 kg/tahun
 - f. PEEB : 52985 kg/tahun
 - g. Irganox® 1010 : 884,145.4484 kg/tahun
 - h. Irganox® 1076 : 884,145.4484 kg/tahun
 - i. Tinuvin® 770 : 208,216 kg/tahun
4. Lokasi pabrik : Cilegon, Banten
5. Jumlah tenaga kerja : 300 orang
6. Umur pabrik : 10 tahun
7. Analisa ekonomi ekonomi
 - a. Pembiayaan
 - Modal Tetap (FCI) : Rp 728,396,928,793
 - Modal Kerja (WCI) : Rp 80,932,992,088
 - Investasi Total (TCI) : Rp 809,329,920,881
 - Harga Bahan Baku : Rp 3,377,251,083,684 per tahun
 - Total Penjualan : Rp 4,714,181,853,170 per tahun
 - b. Investasi
 - Internal Rate of Return : 33.39%
 - Pay Out Time : 3.2129 tahun

- Break Event Point : 18.276 %

Ditinjau dari kedua aspek yang telah dijabarkan di atas, maka pra perencanaan pabrik *Homopolymer Polypropylene* ini layak 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

APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 220 KTA PP
27,777.8 kg/jam

Basis Perhitungan

Satuan waktu = 1 jam
Hari Kerja = 330 hari
Waktu Kerja per Hari = 24 jam

Data Berat Molekul

C_3H_6 = 42.081 kg/kgmol C3=
 C_3H_8 = 44.097 kg/kgmol C3
 O_2 = 32 kg/kgmol
 H_2O = 18.016 kg/kgmol
 N_2 = 28.02 kg/kgmol
 HCl = 36.47 kg/kgmol
 H_2 = 2.016 kg/kgmol
 $TiCl_4$ = 189.67 kg/kgmol
 $TEAL$ = 114.17 kg/kgmol
 $Al(OH)_3$ = 78.018 kg/kgmol
 TiO_2 = 79.866 kg/kgmol
Katalis = 1727.4 kg/kgmol
($TiCl_4 \cdot 12MgCl_2 \cdot 2C_6H_5COOC_6H_5$)
 $PEEB$ = 194.23 kg/kgmol
Etana = 30.07 kg/kgmol
 $(AlEt_2)_2O$ = 186.21 kg/kgmol
PP = 31142 kg/kgmol

(dari sumulasi Aspen Plus)

Konversi monomer dihitung dengan simulasi kinetik reaktor dengan kinetik yang didapat dari data pada jurnal (Shamiri,2011)

$$\text{konversi monomer (\%)} = 5.5088027$$

(rasio berat antara input dan yang terkonsumsi)

$$\text{Massa PP target produksi} = 27,778 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa PP} = \text{C3= terkonsumsi} + \text{H}_2 \text{ terkonsumsi}$$

$$\text{perhitungan} = 27777.77778 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Error} = \text{Target Produksi} - \text{Perhitungan} = 0$$

$$\text{Mol C3= consumed} = 659.218 \text{ kmol/h}$$

Penyelesaian dilakukan dengan mencari nilai mol C3= yang sesuai untuk memperoleh error mendekati 0

$$\text{Kg C3= consumed} = 27740.566 \text{ kg/h}$$

Mol H₂ terkonsumsi didapati dari massa PP diproduksi dikurangi massa propylene

Kebutuhan Katalis dan Kokatalis

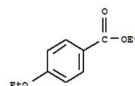
Katalis $\text{TiCl}_4.12\text{MgCl}_2.2\text{C}_6\text{H}_5\text{COOC}_6\text{H}_5$
tersuspensi di mineral oil, 30% w/w

kokatalis $\text{Al}_2(\text{C}_2\text{H}_5)_6$
terlarut di iso-pentane, 2.5% w/w
PEEB (Para etoxy ethyl benzoate)
terlarut di iso-pentane, 1% w/w

$$\text{Densitas isopentane} = 616 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas TEAL} = 832.4 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas PEEB} = 1071 \text{ kg/m}^3$$



Dengan asumsi tidak terjadi perubahan properti dalam campuran, maka densitas campuran dapat hitung sebagai

$$\rho = \frac{M_1 + M_2 + M_3 + M_4}{\frac{M_1}{\rho_1} + \frac{M_2}{\rho_2} + \frac{M_3}{\rho_3} + \frac{M_4}{\rho_4}}$$

Maka

Densitas larutan TEAL = 620.03 kg/m³

Densitas larutan PEEB = 618.63 kg/m³

Kebutuhan cocatalyst per 49.6 lb/hr PP :

Larutan TEAL = 966 cc/hr = 0.5989 kg/jam

Larutan PEEB = 836 cc/hr = 0.5172 kg/jam

Kebutuhan cocatalyst per 27777.778 lb/hr PP :

Larutan TEAL = 739.5 kg/jam

Larutan PEEB = 638.54 kg/jam

Kebutuhan TEAL Murni = 18.488 kg/jam

Kebutuhan PEEB Murni = 6.3854 kg/jam

Kebutuhan titanium dihitung dari Al/Ti molar ratio pada paten

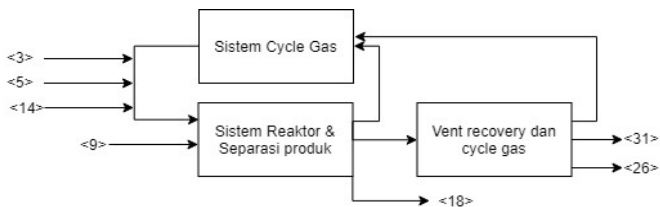
Al/Ti Molar ratio = 63.36

Kebutuhan Teal dalam mol = 0.1619 kmol/jam

Kebutuhan katalis dalam mol = 0.0026 kmol/jam

Kebutuhan katalis dalam kg = 4.4149 kg/hr

A.1 Overall Reactor System



Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
	kg		kg
<3>		<18>	
C3=	28212.42	C3=	417.11
C3	178.45	C3	51.79
TOTAL	28390.87	Resin PP	27807.14
<5>		TOTAL	28276.03
H ₂	0.19	<26>	
TOTAL	0.19	C3=	16.27
<9>		C3	0.09
N ₂	10	H ₂	0.12
Katalis	4.41	N ₂	10.00
TOTAL	14.41	TOTAL	26.47
<14>		<31b>	
PEEB	6.3853621	C3=	1.2657756
TEAL	18.487544	C3	126.57756
TOTAL	24.872906	TOTAL	127.84333
ΣMASUK	28430.4	ΣKELUAR	28430.4

Perhitungan konversi dilakukan dengan hysys, beserta neraca massa yang terletak di reaktor

Menurut paten US 5432244, kondisi reaksi reaktor:

$$P_{\text{partial}} \text{ C3=} = 346 \text{ Psig} = 23.856 \text{ Bar}$$

$$P_{\text{reaktor}} = 415 \text{ Psig} = 28.613 \text{ Bar}$$

$$H_2/\text{C3=} \text{ ratio} = 0.028$$

$$P_{\text{partial}} H_2 = H_2/\text{C3} \text{ Ratio} \times P_{\text{partial}} \text{ C3=}$$

$$P_{\text{partial}} H_2 = 9.688 \text{ Psig} = 0.668 \text{ Bar}$$

$$P_{\text{partial}} \text{ C3 \& N}_2 = 59.312 \text{ Psig} = 4.0894 \text{ Bar}$$

Asumsi P partial sebesar 0.6667

dari P campuran C3 dan N₂

$$P \text{ Partial } C_3 = 39.541 \text{ Psig} = 2.7263 \text{ Bar}$$

$$P \text{ Partial } N_2 = 19.771 \text{ Psig} = 1.3631 \text{ Bar}$$

Sebagai Input reaktor, digunakan propylene eksese sebesar $1/5.5$ dari PP yang dihasilkan. Karena perbandingan tekanan parsial sama dengan perbandingan mol, maka

$$\text{Mol } H_2 = \text{Mol } C_3 = x \text{ Ratio } H_2/C_3$$

$$\text{Mol } N_2 \& C_3 = \text{Mol } C_3 = x \frac{P_{\text{partial}} C_3 \& N_2}{P_{\text{partial}} C_3}$$

$$\text{Mol } C_3 = \text{Mol } C_3 = x \frac{C_3 \text{ conc}}{C_3 \text{ conc}}$$

Berikut merupakan tabel input dan output dari reaktor dalam basis massa

	Input reaktor ^a	Output reaktor ^a	Konversi	Konsumsi
C ₃ =	503428	475650.22	5.517726	27777.778
C ₃	3184.38	3184.38		
H ₂	671.237	671.16227	0.0111333	0.0747308
N ₂	55438.94	55438.94		
TiCl ₄	4.41	4.41		
TEAL	18.49	18.49		
PP		27777.778		

^a dalam kg/h

$$\begin{aligned} \text{Feed } C_3 = &= C_3 = \text{Terkonsumsi} \\ &+ \text{Output di } \langle 18 \rangle \langle 29 \rangle \langle 35 \rangle \\ = &= 27777.778 + 417.11 \\ &+ C_3 \langle 29 \rangle + C_3 \langle 35 \rangle \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Feed } C_3 = &= \text{Mass } C_3 = / \text{MR } C_3 = * .6/99.4 * \text{Mr } C_3 \\ = &= C_3 \text{ keluar di } \langle 35 \rangle \langle 29 \rangle \langle 18 \rangle \end{aligned}$$

asumsi 1% dari $\langle 35 \rangle$ adalah propylene

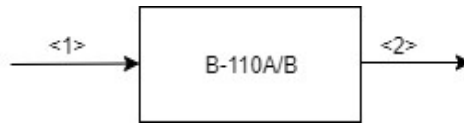
Propylene		Propane	
Masuk	Keluar& Konsumsi	Masuk	Keluar& Konsumsi
28206.561	28206.56069	178.42	178.4177234

A.2 Reaktor (R-210)



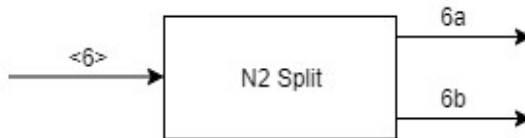
Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<13>			<15>		
C3=	503428	11963	C3=	411996	9790.5
C3	3184.4	72.213	C3	2732.7	61.97
H ₂	671.24	332.95	H ₂	586.29	290.82
N ₂	55485	1980.2	N ₂	48485	1730.4
PEEB	6.3854	0.0329	TOTAL	463800	12533
TEAL	18.488	0.1619	<17>		
TOTAL	562793	14349	C3=	63654	1512.7
<9>			C3	451.7	10.243
N ₂	10	0.3569	H ₂	84.872	42.099
Katalis	4.4149	0.0026	N ₂	7009.8	250.17
TOTAL	14.415	0.3594	Resin PP	27807	1.0893
ΣMASUK	562808	14349	PP*	27778	0.892
			Katalis*	4.4149	0.0026
			TEAL*	18.488	0.1619
			PEEB*	6.3854	0.0329
			TOTAL	99008	1816.3
			ΣKELUAR	562808	14349

A.3 Propylene Dehydration



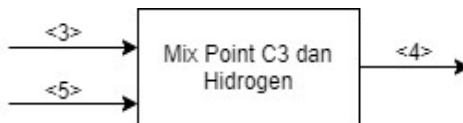
Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<1>			<2>		
C3=	28212	670.43	C3=	28212	670.43
C3	178.45	4.0469	C3	178.45	4.0469
H ₂ O	0.1419	0.0079	H ₂ O	0.0012	7E-05
ΣMASUK	28391	674.48	ΣKELUAR	28391	674.48

A.4 Nitrogen Split Point



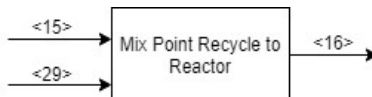
Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<6>			<6a>		
N ₂	827.26	29.524	N ₂	817.26	29.167
TOTAL	827.26	29.524	TOTAL	817.26	29.167
ΣMASUK	827.26	29.524	<6b>		
			N ₂	10.00	0.3569
			TOTAL	10.00	0.3569
			ΣKELUAR	827.26	29.524

A.4 Mix Point Propylene dan Hidrogen



Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<3>			<4>		
C3=	28212	670.29	C3=	28212	670.29
C3	178.45	4.05	C3	178.45	4.05
TOTAL	28391	674.34	H ₂	0.19	0.06
<5>			TOTAL	28391	674.39
H ₂	0.1911	0.055	ΣKELUAR	28391	674.39
TOTAL	0.19	0.06			
ΣMASUK	28391	674			

A.5 Mix Point Recycle to Reactor



Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<15>			<16>		
C3=	4E+05	9790.5	C3=	5E+05	11293
C3	2732.7	61.97	C3	3006.0	68.17
H ₂	586.29	290.82	H ₂	670.49	332.58
N ₂	48485	1730.4	N ₂	55439	1978.5
TOTAL	5.E+05	11874	TOTAL	5.E+05	13672
<29>			ΣKELUAR	5E+05	13672
C3=	63220	1502.3			

C3	273.29	6.20
H ₂	84.20	41.77
N ₂	6954	248.18
TOTAL	70531	1798.5
ΣMASUK	5E+05	13672

A.6 Mix Point Make-Up Feed dan Cycle Gas



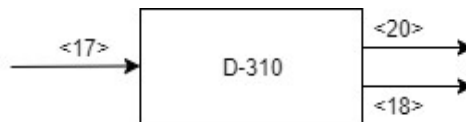
Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<16>			<10>		
C3=	5E+05	11293	C3=	5E+05	11963
C3	3006.0	68.17	C3	3184.4	72.21
H ₂	670.49	332.58	H ₂	670.68	332.68
N ₂	55439	1978.5	N ₂	55439	1978.5
TOTAL	5.E+05	13672	TOTAL	6.E+05	14347
<4>			ΣKELUAR	6E+05	14347
C3=	28212	670			
C3	178.5	4.05			
H ₂	0.19	0.09			
TOTAL	28391	674.6			
ΣMASUK	6.E+05	14347			

A.7 Mix Point Kokatalis



Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<12>			<13>		
C3=	5E+05	11963	C3=	5E+05	11963
C3	3184.4	72.21	C3	3184.4	72.21
H ₂	670.68	332.68	H ₂	670.68	332.68
N ₂	55439	1978.5	N ₂	55439	1978.5
TOTAL	6.E+05	14347	PEEB	6.385	0.0329
<14>			TEAL	18.488	0.162
PEEB	6.3854	0.0329	TOTAL	6E+05	14347
TEAL	18.488	0.162	ΣKELUAR	6E+05	14347
TOTAL	24.873	0.195			
ΣMASUK	6.E+05	14347			

A.8 Resin Chamber (D-310)

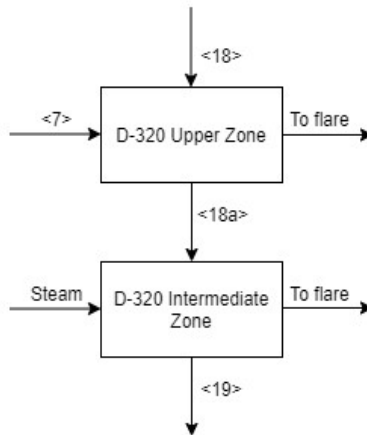


Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<17>			<20>		
C3=	63654	1513	C3=	63237	1502.7
C3	451.7	10.24	C3	399.91	9.0689
H ₂	84.87	42.10	H ₂	84.872	42.099

N ₂	7010	250.2	N ₂	7009.8	250.17
Resin PP	27807	1.0893	TOTAL	70732	1804.1
PP*	27778	0.892	<18>		
Katalis*	4.415	0.0026	C3=	417.11	9.9120
TEAL*	18.488	0.1619	C3	51.789	1.1744
PEEB*	6.385	0.0329	Resin PP	27807	1.0893
TOTAL	99008	1816	PP*	27778	0.8920
ΣMASUK	99008	1816	Katalis*	4.4149	0.0026
* = Terikat di dalam resin			TEAL*	18.488	0.1619
			PEEB*	6.3854	0.0329
			TOTAL	28276	12.176
			ΣKELUAR	99008	1816

Menurut paten US4372758/ 1.5 % berat resin terdapat gas monomer yang terikat di dalam resin disarankan untuk diturunkan hingga 25 ppm

A.9 Resin Degassing Column (D-320)



Upper Zone

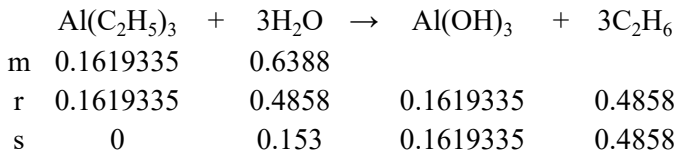
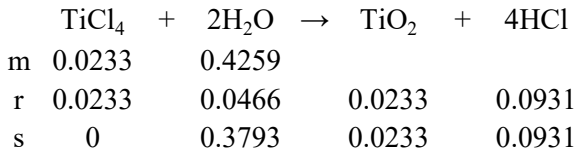
Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<18>			To flare (Upper Zone)		
Propylene	417.11	9.9099	Propylene	417.11	9.9099
Propane	51.789	1.1741	Propane	51.79	1.1741
PP	27778	0.8920	N ₂	817.26	29.177
Katalis	4.4149	0.0233	TOTAL	1286.2	40.261
TEAL	18.488	0.1619	<18a>		
PEEB	6.3854	0.0329	PP	27778	0.8920
TOTAL	28276	12.194	Katalis	4.41	0.0233
<7>			TEAL	18.49	0.1619
N ₂	817.26	29.177	PEEB	6.39	0.0329
TOTAL	817.26	29.177	TOTAL	27807	1.1100
ΣMASUK	29093	41.371	ΣKELUAR	29093	41.371

Intermediate Zone

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<18a>			<19>		
PP	27778	0.8920	PP	27778	0.8920
Katalis	4.4149	0.0233	PEEB	6.3854	0.0329
TEAL	18.488	0.1619	TiO ₂	1.8590	0.0233
PEEB	6.3854	0.0329	Al(OH) ₃	12.634	0.1619
TOTAL	27807	1.1101	TOTAL	27799	1.1101
STEAM			To flare		
H ₂ O	19.182	1.0647	H ₂ O	9.5909	0.5324
TOTAL	19.182	1.0647	HCl	3.3956	0.0931
ΣMASUK	27826	2.1748	C ₂ H ₆	14.608	0.4858
			TOTAL	27.595	1.1113
			ΣKELUAR	27826	2.2213

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<18>			To flare		
Propylene	417.11	9.9099	Propylene	417.11	9.9099
Propane	51.789	1.1741	Propane	51.789	1.1741
PP	27778	0.8920	N ₂	817.26	29.177
Katalis	4.4149	0.0233	H ₂ O	9.5909	0.5324
TEAL	18.488	0.1619	HCl	3.3956	0.0931
PEEB	6.3854	0.0329	C ₂ H ₆	14.608	0.4858
TOTAL	28276	12.194	TOTAL	1313.7	41.373
<7>			<19>		
N ₂	817.26	29.177	PP	27778	0.8920
TOTAL	817.26	29.177	PEEB	6.3854	0.0329
STEAM			TiO ₂	1.8590	0.0233
H ₂ O	19.182	1.0647	Al(OH) ₃	12.634	0.1619
TOTAL	19.182	1.0647	TOTAL	27799	1.1101
ΣMASUK	29112	42.400	ΣKELUAR	29112	42.400

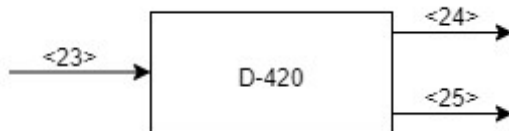
Reaksi Deaktivasi Katalis dan Kokatalis



Kebutuhan H₂O (Steam) = 0.5323545 kmol

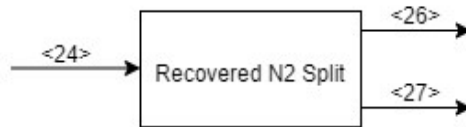
Supply Steam = 200% dari kebutuhan
 Kebutuhan Excess Steam = 1.0647089 kmol

A.10 Vent Gas Recovery Chamber (D-420)



Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<23>			<24>		
C3=	63237	1502.7	C3=	10433	247.92
C3	399.91	9.0689	C3	56.812	1.2883
H ₂	84.872	42.099	H ₂	74.670	37.039
N ₂	7009.8	250.17	N ₂	6412.5	228.85
TOTAL	70732	1804.1	TOTAL	16977	515.10
ΣMASUK	70732	1804.1	<25>		
			C3=	52804	1254.8
			C3	343.10	7.7806
			H ₂	10.202	5.0607
			N ₂	597.34	21.318
			TOTAL	53755	1289.0
			ΣKELUAR	70732	1804.1

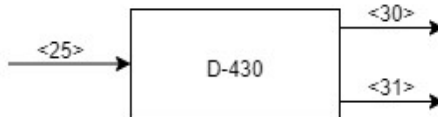
A.11 Split Point Recovered Nitrogen



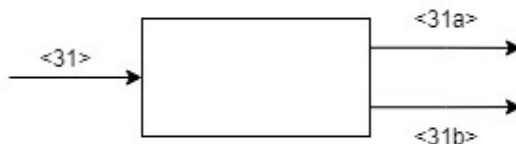
Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<24>			<26>		
C3=	10433	247.92	C3=	16.270	0.387
C3	56.812	1.288	C3	0.089	0.002
H ₂	74.670	37.039	H ₂	0.116	0.058
N ₂	6412.5	228.85	N ₂	10.000	0.357
TOTAL	16977	515.10	TOTAL	26.475	0.803
ΣMASUK	16977	515.10	<27>		
			C3=	10417	247.54
			C3	56.724	1.286
			H ₂	74.554	36.981
			N ₂	6402.5	228.50
			TOTAL	16950	514.30
			ΣKELUAR	16977	515.10

Sebanyak 10 kg/ jam N₂ dibuang untuk menjaga akumulasi di reaktor

A.12 Propylene Propane Separation Vessel (D-430)



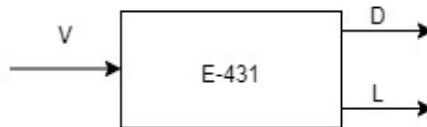
Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<25>			<30>		
C3=	52804	1254.8	C3=	52801	1254.7
C3	343.10	7.7806	C3	5.6416	0.1279
H ₂	10.202	5.0607	H ₂	10.202	5.0607
N ₂	597.34	21.318	N ₂	597.34	21.318
TOTAL	53755	1289.0	TOTAL	53414	1281.3
ΣMASUK	53755	1289.0	<31>		
			C3=	3.4302	0.0815
			C3	337.46	7.6526
			TOTAL	340.89	7.7341
			ΣKELUAR	53755	1289.0



Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<31>			<31a>		
C3=	3.4302	0.0815	C3=	2.1644	0.0514
C3	337.46	7.6526	C3	210.88	4.7822
TOTAL	340.89	7.7341	TOTAL	213.04	4.8336

ΣMASUK	340.89	7.7341	<31b>		
	C3=	1.2658	0.0301		
	C3	126.58	2.8704		
	TOTAL	127.84	2.9005		
	ΣKELUAR	340.89	7.7341		

A.13 Propylene Condenser



Komp.	Flow rate	y_d	kmol/h	y_1	kmol/h	x_0
C3=	38.671479	0.9158	181.32	0.913	142.65	0.9123
C3	1.6890679	0.04	15.406	0.0776	13.717	0.0877
H ₂	0.1098489	0.0026	0.1098	0.0006		
N ₂	1.7552405	0.0416	1.7552	0.0088		
	D	42.226	V	198.59	L	156.36

$$D/V = 0.2126$$

$$L/D = 3.703$$

x_0 dari propylene pada 50° C dan 21 bar = 1 (dari hysys)

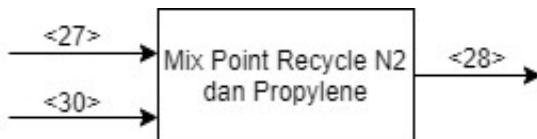
$$V = L + D$$

$$V y_1 = L x_0 + D y_d$$

Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
V			L		
C3=	7630.0	181.32	C3=	6002.7	142.65
C3	679.36	15.406	C3	604.88	13.717
H ₂	0.2215	0.1098	TOTAL	6607.6	156.36

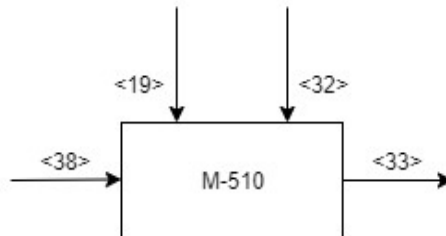
N ₂	49.182	1.7552	D		
TOTAL	8358.8	198.59	C3=	1627.3	38.671
ΣMASUK	8358.8	198.59	C3	74.483	1.6891
			H ₂	0.2215	0.1098
			N ₂	49.182	1.7552
			TOTAL	1751.2	42.226
			ΣKELUAR	8358.8	198.59

A.14 Mixing Point Recycled Nitrogen dan Propylene



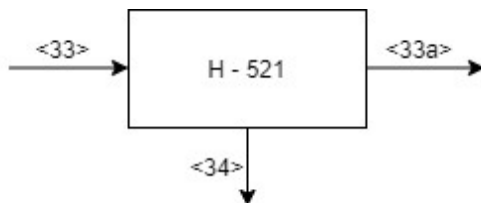
Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<27>			<28>		
C3=	244.57	5.8119	C3=	1871.9	44.483
C3	32.587	0.7390	C3	107.07	2.4280
H ₂	0.7770	0.3854	H ₂	0.9984	0.4953
N ₂	259.36	9.2562	N ₂	308.54	11.011
TOTAL	537.29	16.192	TOTAL	2288.5	58.418
<30>			ΣKELUAR	2288.5	58.418
C3=	1627.3	38.671			
C3	74.483	1.6891			
H ₂	0.2215	0.1098			
N ₂	49.182	1.7552			
TOTAL	1751.2	42.226			
ΣMASUK	2288.5	58.418			

A.15 Mixer (M-510)



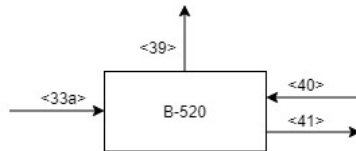
Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<19>			<33>		
PP	27778	0.8920	PP	27778	0.8920
TiO ₂	1.8590	0.0233	TiO ₂	1.8590	0.0233
Al(OH) ₃	12.630	0.1619	Al(OH) ₃	12.630	0.1619
PEEB	6.3854	0.0329	PEEB	6.3854	0.0329
TOTAL	27797	1.0893	IRGANOX ® 1010	111.63	0.0888
<32>			IRGANOX ® 1076	111.63	0.2102
IRGANOX ® 1010	111.63	0.0888	TINUVIN ® 770	280.78	0.5840
IRGANOX ® 1076	111.63	0.2102	H ₂ O	34726	1927
TINUVIN ® 770	280.78	0.5840	TOTAL	63027	1929
H ₂ O	34726	1927.1			
TOTAL	34726	1927.1			
ΣMASUK	62523	1928.2			

A.16 Dewatering Screen (H-521)



Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<33>			<33a>		
PP	27778	0.8920	PP	27778	0.8920
TiO ₂	1.8590	0.0233	TiO ₂	1.8590	0.0233
Al(OH) ₃	12.630	0.1106	Al(OH) ₃	12.630	0.1106
PEEB	6.3854	0.0329	PEEB	6.3854	0.0329
IRGANOX ® 1010	111.63	0.0888	IRGANOX ® 1010	111.63	0.0888
IRGANOX ® 1076	111.63	0.2102	IRGANOX ® 1076	111.63	0.2102
TINUVIN ® 770	280.78	0.5840	TINUVIN ® 770	280.78	0.5840
H ₂ O	34726	1927.1	H ₂ O	1736.3	96.354
TOTAL	63027	1929.0	TOTAL	30039	98.295
ΣMASUK	63027	1929.0	<34>		
			H ₂ O	32990	1830.7
			TOTAL	32990	1830.7
			ΣKELUAR	63029	1929.0

A.17 Pellet Dryer (B-520)



Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<33a>			<39>		
PP	27778	0.8920	H ₂ O	1762.7	97.843
TiO ₂	1.8590	0.0233	Udara	1271.7	44.081
Al(OH) ₃	12.630	0.1106	TOTAL	3034.4	141.92
PEEB	6.3854	0.0329	<41>		
IRGANOX ® 1010	111.63	0.0888	PP	27778	0.8920
IRGANOX ® 1076	111.63	0.2102	TiO ₂	1.8590	0.0233
TINUVIN ® 770	280.78	0.5840	Al(OH) ₃	12.630	0.1106
H ₂ O	1736.3	96.354	PEEB	6.3854	0.0329
TOTAL	30039	98.295	IRGANOX ® 1010	111.63	0.0888
<40>			IRGANOX ® 1076	111.63	0.2102
H ₂ O	312.32	17.336	TINUVIN ® 770	280.78	0.5840
Udara	1271.7	44.081	H ₂ O	285.87	15.864
TOTAL	1584.0	61.417	TOTAL	28587	17.783
ΣMASUK	31623	159.71	ΣKELUAR	31621	159.71

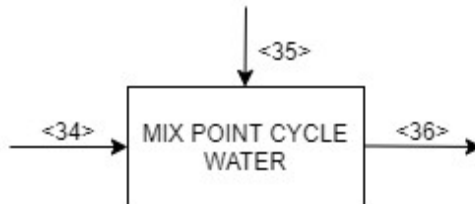
Asumsi Dewatering untuk Recycle Water 99% berat

(US2009/0121372A1)

Pellet kering kandungan moisure 1 wt%

(US2009/0121372A1)

A.18 Mix Point Cycle Water



Komponen	Masuk		Komponen	Keluar	
	kg	kgmol		kg	kgmol
<34>			<36>		
H ₂ O	32990	1830.7	H ₂ O	34726	1927.1
TOTAL	32990	1830.7	TOTAL	34726	1927.1
<35>			ΣKELUAR	34726	1927.1
H ₂ O	1736.3	96.354			
TOTAL	1736.3	96.354			
ΣMASUK	34726	1927.1			

APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Kapasitas Produksi = 220 KTA PP
27,777.8 kg/jam

Basis Perhitungan

Satuan waktu = 1 jam

Hari Kerja = 330 hari

Waktu Kerja per Hari = 24 jam

Kapasitas Panas Komponen

Komponen	A	B	C	D	E	Eq
Propane	1.2130	0.0288	-9.E-06	0.0000	0.0000	1
C3=	1.6370	0.0227	-7.E-06	0.0000	0.0000	1
PP	-64.551	0.3837	0.0000	2.E+06	0.0000	1
PP	42.9560	0.1513	0.0000	0.0000	0.0000	1
H ₂ O	8.7120	0.0013	-2E-07	0.0000	0.0000	1
H ₂ O	3.4700	0.0015	0.0000	12100	0.0000	1
H ₂	3.2490	0.0004	0.0000	8300	0.0000	1
Udara	3.3550	0.5750	0.0000	-0.0160	0.0000	1
N ₂	3.2800	0.0006	0.0000	4000	0.0000	1
O ₂	3.6390	0.0005	0.0000	-22700	0.0000	1
TEAL	239.000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1
Katalis	143.048	0.0076	2.E-06	-5E-10	-20638	2
PEEB	3175.58	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	3
TiO ₂	67.2983	0.0187	-1E-05	2E-09	-1E+06	2
HCl	3.1560	0.0006	0.0000	15100	0.0000	1
Al(OH) ₃	93.0700	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1

C ₂ H ₆	1.1310	0.0192	-6E-06	0.0000	0.0000	1
IRGAN OX 1010	776500	0	0	0	0	3
IRGAN OX 1076	17077.6	0	0	0	0	3
TINUVI N 770	17077.6	0	0	0	0	3

Persamaan

$$C_p/R = A + BT + CT^2 + DT^{(-2)} \quad (1)$$

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^{(-2)} \quad (2)$$

$$C_p = AT^{(0.793)} \quad (3)$$

T dalam Kelvin, C_p dalam kJ/kmol K

$$R = 8.314 \text{ kJ/}$$

Neraca energi:

$$\{(\text{Energi masuk}) - (\text{Energi keluar}) + (\text{Generasi energi}) - (\text{Konsumsi energi})\} = \{\text{Akumulasi energi}\}$$

Entalpi bahan pada T dan P tertentu adalah :

$$\Delta H = \Delta H_T - \Delta H_f$$

(Himmelblau, ed.6, 1996)

Keterangan :

ΔH = Perubahan entalpi

ΔH_T = Entalpi bahan pada suhu T

ΔH_f = Entalpi bahan pada suhu referensi (25 °C)

Neraca Energi :

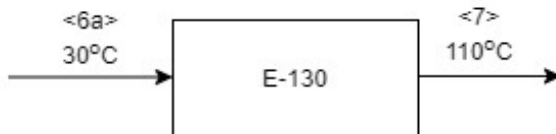
$$\Delta E = Q + W - \Delta[(H + K + P)]$$

$$Q = \Delta H$$

dengan asumsi :

1. Steady state (akumulasi=0)
2. Tidak terjadi perubahan kecepatan ($\Delta v=0$)
3. Tidak terjadi perbedaan ketinggian antara suction dan discharge ($\Delta z=0$)
4. Tidak ada kerja ($W=0$)

B.1 Nitrogen Preheater (E-130)



Komp.	Masuk				
<6a>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
N ₂	30	303.15	29.177	17.5127049	4248.2
TOTAL					4248.2
Komp.	Masuk				
<7>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
N ₂	110	383.15	29.177	298.946753	72519
TOTAL					72519

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_{supply} &= H_{out} + Q_{loss} \\
 4248.2 + Q_{supply} &= 72519 + 0.05 Q_{supply} \\
 0.95 Q_{supply} &= 68271 \\
 Q_{supply} &= 71864 \text{ kJ} \\
 Q_{loss} &= 3593.2 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Steam Data

$$\begin{aligned}
 T &= 160 \text{ }^\circ\text{C} = 433.15 \text{ K} \\
 H_{\text{vapor}} &= 49689.6094 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$H_{\text{liquid}} = 12173.7714 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{\text{vapor}} - H_{\text{liquid}} = 37516 \text{ kJ/kmol}$$

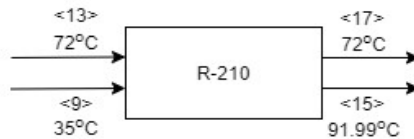
$$Q_{\text{supply}} = \text{kmol} \times H_{\text{vapor}} - H_{\text{liquid}}$$

$$71863.7382 = \text{kmol} \times 37515.838$$

$$\text{Kebutuhan Steam} = 1.91555732 \text{ kmol}$$

$$= 34.5183429 \text{ kg}$$

B.2 Reaktor (R-210)



Komp.	Masuk				
<13>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
C3=	72	345.15	11963	386.51366	4E+07
C3			72.213	449.186103	269682
TEAL			0.1619	11233	1818.99
PEEB			0.0329	14528.2328	477.63
N ₂			1980.2	164.951609	3E+06
H ₂			332.95	162.873427	450864
TOTAL					4E+07
Komp.	Masuk				
<9>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
N ₂	35	308.15	0.3569	35.033054	103.949
Katalis			0.0026	1452.53088	30.8642
TOTAL					134.813
Komp.	Keluar				
<15>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
C3=	91.986	365.14	9790.5	562.962116	5E+07
C3			61.970	655.49556	337722

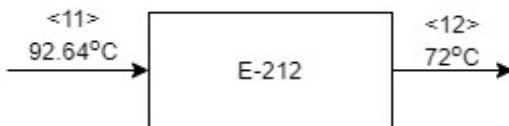
N ₂	91.986	365.14	1730.4	235.350026	3E+06
H ₂			290.82	232.120441	561236
TOTAL					5E+07
Komp.	Keluar				
<17>	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
C3=	72	345.15	1512.7	386.51366	5E+06
C3			10.243	449.186103	38254.0
N ₂			250.17	164.951609	343086
H ₂			42.099	162.873427	57008.0
PP			1.0893	3493.44839	3805.55
Katalis			0.0026	6848.86007	17.5040
TEAL			0.1619	11233	1818.99
PEEB			0.0329	14528.2328	477.627
TOTAL					5E+06

$$\text{Heat of polymerization} = 21 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} = 85772 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

$$\text{Hin} - \text{Hout} - \Delta H_{\text{reaksi}} = 0$$

$$4\text{E}+07 - 6\text{E}+07 - -13532067 = 0$$

B.3 Cycle Gas Cooler (E-212)



Komp.	Masuk				
<11>	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
C3=	92.64	365.79	11963	786.277456	6E+07
C3			72.214	924.354291	437323
H ₂			332.68	291.092753	648289

N ₂	92.64	365.79	1978.5	295.412523	4E+06
TOTAL					7E+07
Komp.	Masuk				
<12>	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
C3=	72	345.15	11963	159.082606	2E+07
C3			72.214	185.010448	111045
H ₂			332.68	162.873427	450490
N ₂			1978.5	164.951609	3E+06
TOTAL					2E+07

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_{supply} &= H_{out} + Q_{loss} \\
 7E+07 + Q_{supply} &= 2E+07 + 0.05 Q_{supply} \\
 0.95 Q_{supply} &= -5E+07 \\
 Q_{supply} &= -5E+07 \text{ kJ} \\
 Q_{loss} &= -3E+06 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

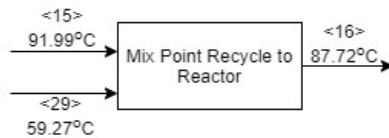
Kebutuhan Cooling Water

Komp.	Masuk				
CWS	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp dT	H
H ₂ O	30	303.15	44257	45.3577092	2E+07
TOTAL					2E+07
Komp.	Keluar				
CWR	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp dT	H
H ₂ O	45	318.15	44257	181.601787	7E+07
TOTAL					7E+07

$$\begin{aligned}
 Q_{supply} &= H_{in} - H_{out} \\
 -50131922.5 &= 16689673.5 - 66821596 \\
 -50131922.5 &= -50131922.5
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Cooling Water} &= 44257.48253 \text{ kgmol} \\
 &= 797519.8352 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

B.4 Mix Point Recycle to Reactor

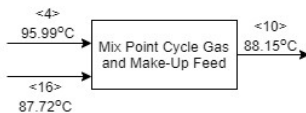


Komp.	Masuk				
<15>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
C3=	91.986	365.14	9790.5	562.962116	5E+07
C3			61.970	655.49556	337722
H ₂			290.82	232.120441	561236
N ₂			1730.4	235.350026	3E+06
TOTAL					5E+07
<29>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
C3=	59.27	331.95	1502.3	273.86626	3E+06
C3			6.1974	317.852541	16378
H ₂			41.766	117.131208	40673
N ₂			248.18	118.531234	244570
TOTAL					4E+06
Komp.	Keluar				
<16>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
C3=	87.716	360.87	11293	524.668816	5E+07
C3			68.167	610.66441	346089
H ₂			332.58	217.324335	600924
N ₂			1978.5	220.295847	4E+06
TOTAL					5E+07

$$H_{in} + Q_{supply} = H_{out} + Q_{loss}$$

$$53831420.6 + 0 = 53831420.6 + 0$$

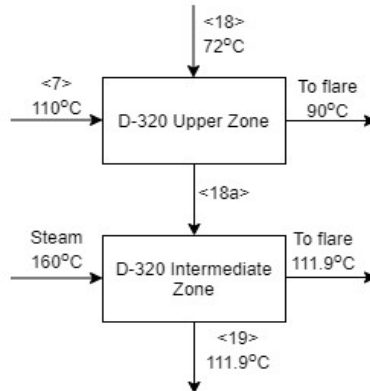
B.5 Mix Point Make-Up Feed dan Cycle Gas



Komp.	Masuk				
<16>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
C3=	87.716	360.87	11293	524.668816	5E+07
C3			68.167	610.66441	346089
H ₂			332.58	217.324335	600924
N ₂			1978.5	220.295847	4E+06
TOTAL					5E+07
<4>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
C3=	95.99	369.14	670.43	599.158921	3E+06
C3			4.0469	697.899946	23481
H ₂			0.0948	245.994827	193.9
TOTAL					3E+06
Komp.	Keluar				
<10>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
C3=	88.151	361.3	11963	528.550464	5E+07
C3			72.214	615.20738	369363
H ₂			332.68	218.829795	605260
N ₂			1978.5	221.827274	4E+06
TOTAL					6E+07

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H_{out} \\
 57194787.16 &= 57194787.16
 \end{aligned}$$

B.6 Resin Degassing Column (D-320)



Upper Zone

Komp.	Masuk				
<18>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
C3=	72	345.15	9.9099	386.51366	31845
C3			1.1741	449.186103	4384.6
PP			0.892	3493.44839	3116.1
Katalis			0.0233	6835.33817	17.456
TEAL			0.1619	11233	1818.6
PEEB			0.0329	14528.2328	477.57
TOTAL					41659
Komp.	Masuk				
<7>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp dT$	H
N ₂	110	383.15	29.177	298.946753	72519
TOTAL					72519
Komp.	Keluar				
To flare	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp dT$	H
C3=	90	363.15	9.9099	545.108934	44912
C3			1.1741	634.590492	6194.4

N ₂	90	363.15	29.177	228.346238	55392
TOTAL					106499
Komp.	Keluar				
<18a>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p dT$	H
PP	90	363.15	0.892	5006.0118	4465.2
Katalis			0.0233	9458.71386	24.155
TEAL			0.1619	15535	2515.1
PEEB			0.0329	20534.3466	675
TOTAL					7679.5

$$H_{in} - H_{out} = 0$$

$$114178.2553 - 114178.2553 = 0$$

Komp.	Masuk				
<18a>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
PP	90	363.15	0.892	5006.0118	4465.2
Katalis			0.0233	9458.71386	24.155
TEAL			0.1619	15535	2515.1
PEEB			0.0329	20534.3466	675
TOTAL					7679.5
Komp.	Masuk				
Steam	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
H ₂ O	160	433.15	1.0647	552.674691	4510.5
TOTAL					4510.5
Komp.	Keluar				
To flare	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
H ₂ O	111.86	385.01	0.5324	353.60136	1442.9
HCl			0.0931	304.057543	1227.8
C ₂ H ₆			0.4858	612.013663	2471.4
TOTAL					5142.1

Komp.	Keluar				
	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
<19>					
PP	111.86	385.01	0.892	6981.83661	6227.6
PEEB			0.0329	28153.8152	925.47
TiO ₂			0.0233	5167.55119	13.197
Al(OH) ₃			0.1619	8084.5208	1308.9
TOTAL					7153.1

$$\Delta H_f \text{TiO}_2 = -938.72 \text{ kJ/mol} \quad (\text{Chase, 1998})$$

$$\Delta H_f \text{HCl} = -92.31 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f \text{TiCl}_4 = -815.03 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f \text{H}_2\text{O} = -241.83 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f \text{Al(OH)}_3 = -1287.4 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f \text{C}_2\text{H}_6 = -83.8 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f \text{TEAL} = -163.7 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \sum (n \cdot \Delta H_f)_{\text{products}} - \sum (n \cdot \Delta H_f)_{\text{reactants}}$$

$$\begin{aligned} \text{TiCl}_4 &= \Delta H_f \text{TiO}_2 + 4 \times \Delta H_f \text{HCl} \\ &\quad - (\Delta H_f \text{TiCl}_4 + 2 \times \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) \\ &= -2.39724179 + 4 \times -0.2357 \\ &\quad - -2.08137035 + 2 \times -0.61756965 \\ &= -0.02367312 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \sum (n \cdot \Delta H_f)_{\text{products}} - \sum (n \cdot \Delta H_f)_{\text{reactants}}$$

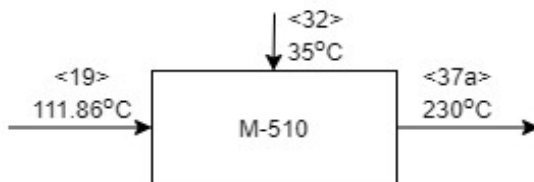
$$\begin{aligned} \text{TEAL} &= \Delta H_f \text{Al(OH)}_3 + 3 \times \Delta H_f \text{C}_2\text{H}_6 \\ &\quad - (\Delta H_f \text{TEAL} + 3 \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) \\ &= -208.432126 + 3 \times -13.5673545 \\ &\quad - -26.5032927 + 3 \times -39.1526651 \\ &= -105.172901 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = -105.196575 \text{ kJ}$$

Total

$$\begin{array}{rclclcl}
 H_{in} & - & H_{out} & - & \Delta H_{reaksi} & = & 0 \\
 12190.0415 & - & 12295.238 & - & -105.196575 & = & 0
 \end{array}$$

B.7 Mixer (M-510)



Komp.	Masuk				
<19>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
PP	111.86	385.01	0.892	6981.83661	6227.6
TiO ₂			0.0026	5167.55119	13.197
Al(OH) ₃			0.1619	8084.5208	1308.9
PEEB			0.0329	28153.8152	925.47
TOTAL					8475.2
Komp.	Masuk				
<32>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
IRGAN OX® 1010	35	308.15	0.0888	721261.444	64014
IRGAN OX® 1076			0.2102	15862.7197	3335.1
TINUVI N® 770			0.584	15862.7197	9263.3
TOTAL					76613
Komponen		Masuk			

<32a>	kgmol	Hlatent ^a	H		
PP	0.892	2700	2408.33342		
TiO ₂	0.0026	65493.4	167.252765		
Al(OH) ₃	0.1619	10700	1732.34717		
PEEB	0.0329	23455	771.009869		
IRGANOX® 1010	0.0888	125432	11132.4778		
IRGANOX® 1076	0.2102	74993	15767.0076		
TINUVIN® 770	0.584	58956	34428.4289		
TOTAL			66406.8576		
Komp.	Keluar				
<32a>	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
PP	230	503.15	0.892	21232.0015	18938
TiO ₂			0.0026	12947.9329	33.066
Al(OH) ₃			0.1619	19079.35	3089
PEEB			0.0329	75298.1946	2475.2
IRGAN OX® 1010			0.0888	18412078.3	2E+06
IRGAN OX® 1076			0.2102	404937.267	85137
TINUVI N® 770			0.584	404937.267	236470
TOTAL					###

^a dalam kJ/kmol

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_{supply} &= H_{out} + Q_{loss} \\
 151495 + Q_{supply} &= 1980271.62 + 0.05 Q_{supply} \\
 0.95 Q_{supply} &= 1828776.98
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{supply}} = 1925028.4 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 96251.4202 \text{ kJ}$$

Steam Data

$$T = 160 \text{ }^\circ\text{C} = 433.15 \text{ K}$$

$$H_{\text{vapor}} = 49689.6094 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{\text{liquid}} = 12173.7714 \text{ kJ/kmol}$$

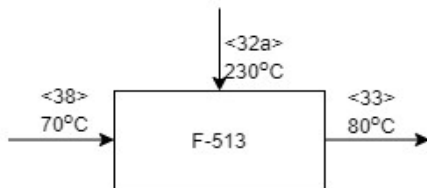
$$H_{\text{vapor}} - H_{\text{liquid}} = 37516 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{supply}} = \text{kmol} \times H_{\text{vapor}} - H_{\text{liquid}}$$

$$1925028.404 = \text{kmol} \times 37515.838$$

$$\text{Kebutuhan Steam} = 51.3124192 \text{ kmol}$$

$$= 924.649793 \text{ kg}$$



Komp.	Masuk				
	<32a>	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT
PP	230	503.15	0.892	21232.0015	18938
TiO ₂			0.0026	12947.9329	33.066
Al(OH) ₃			0.1619	19079.35	3089
PEEB			0.0329	75298.1946	2475.2
IRGAN OX® 1010			0.0888	18412078.3	2E+06
IRGAN OX® 1076			0.2102	404937.267	85137
TINJAU					

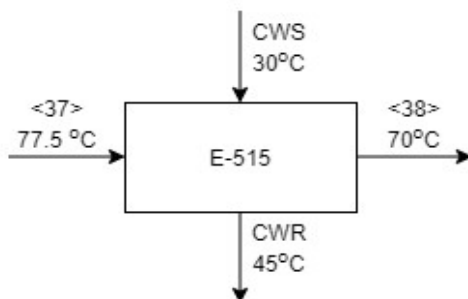
TINUVIN® 770	230	503.15	0.584	404937.267	236470
TOTAL					2E+06
Komp.	Masuk				
<38>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
H ₂ O	70	343.15	1927.1	409.242383	7E+06
TOTAL					7E+06
Komponen	Masuk				
<32a>	kgmol		Hlatent (kJ/kmol)		H
PP	0.89197534		-2700		-2408.3
TiO ₂	0.00255373		-65493.4		-167.25
Al(OH) ₃	0.1619016		-10700		-1732.3
PEEB	0.03287188		-23455		-771.01
IRGANOX® 1010	0.08875309		-125432		-11132
IRGANOX® 1076	0.21024639		-74993		-15767
TINUVIN® 770	0.5839682		-58956		-34428
TOTAL					-66407
Komp.	Keluar				
<33>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
PP	80	353.15	0.892	5072.31528	4524.4
TiO ₂			0.0026	3197.54673	8.1657
Al(OH) ₃			0.1619	5118.85	828.75
PEEB			0.0329	17167.724	564.34
IRGANOX® 1010			0.0888	4197889.21	372576
IRGANOX® 1076			0.2102	92324.2751	19411
TINUVIN® 770					

INNOVA N® 770		0.584	92324.2751	53914
H ₂ O		1927.1	500.496067	8E+06
TOTAL				8E+06

$$H_{in} = H_{out}$$

$$8470619.105 = 8470619.105$$

B.8 Cycle Water Cooler (E-515)



Komp.	Masuk				
<37>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
H ₂ O	77.507	350.66	1927.1	477.73915	8E+06
TOTAL					8E+06
Komp.	Keluar				
<38>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
H ₂ O	70	343.15	1927.1	409.242383	7E+06
TOTAL					7E+06

$$H_{in} + Q_{supply} = H_{out} + Q_{loss}$$

$$8E+06 + Q_{supply} = 6556754.35 + 0.05 Q_{supply}$$

$$0.95 Q_{supply} = -1097433.93$$

$$Q_{\text{supply}} = -1155193.61 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = -57759.6803 \text{ kJ}$$

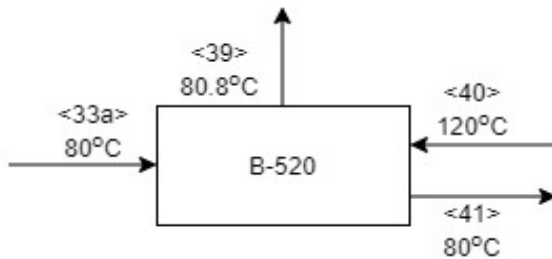
Kebutuhan Cooling Water

Komp.	Masuk				
CWS	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p dT$	H
H ₂ O	30	303.15	1019.8	45.3577092	384581
TOTAL					384581
Komp.	Keluar				
CWR	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p dT$	H
H ₂ O	45	318.15	1019.8	181.601787	2E+06
TOTAL					2E+06

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{supply}} &= H_{\text{in}} - H_{\text{out}} \\
 -1155193.61 &= 384581.382 - 1539774.99 \\
 -1155193.61 &= -1155193.61
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Cooling Water} &= 1019.828449 \text{ kgmol} \\
 &= 18377.30865 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

B.9 Pellet Dryer (B-520)

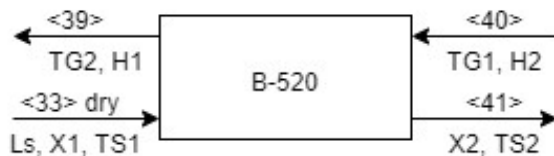


Komp.	Masuk				
<33a>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP	80	353.15	0.892	4153.22662	3704.6
TiO ₂			0.0001	3197.54673	0.3773
Al(OH) ₃			0.1106	5118.85	566.17
PEEB			0.0329	17167.724	564.34
IRGAN OX® 1010			0.0888	4197889.21	372576
IRGAN OX® 1076			0.2102	92324.2751	19411
TINUVI N® 770			0.584	92324.2751	53914
H ₂ O			96.354	500.496067	400940
TOTAL					851676
Komp.	Masuk				
<40>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
H ₂ O	120	393.15	17.332	182.394464	26282
Udara			44.081	19199.8562	7E+06
TOTAL					7E+06
Komp.	Masuk				
<33>	kgmol	Hlatent (kJ/kmol)		H	
H ₂ O	80.4896853	-40764.844		-3E+06	
TOTAL					-3E+06
Komp.	Keluar				
<41>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int Cp/R dT$	H
PP			0.892	4405.76491	3929.8
TiO ₂			0.0001	3379.87437	0.3988

Al(OH) ₃	83	356.15	0.1106	5398.06	597.05
PEEB			0.0329	18169.8807	597.28
IRGAN OX® 1010			0.0888	4442938.76	394325
IRGAN OX® 1076			0.2102	97713.6555	20544
TINUVI N® 770			0.584	97713.6555	57062
H ₂ O			15.864	527.894085	69626
TOTAL					546680
Komp.	Keluar				
<39>	T (°C)	T (K)	kgmol	∫ Cp/R dT	H
H ₂ O	80.8	353.95	97.821	226.404685	184132
Udara			44.081	10648.5232	4E+06
TOTAL					4E+06

$$H_{in} = H_{out}$$

$$4633421.63 = 4633421.63$$



$$\langle 33 \rangle \text{ dry} = \langle 33 \rangle - \langle 34 \rangle$$

Komponen	Masuk	
	kg	kgmol
<38> dry		
PP	27777.77778	0.89197534
TiO ₂	0.203966786	0.000117982

Al(OH) ₃	12.62994419	0.110604643
PEEB	6.385362061	0.032871877
IRGANOX® 1010	111.6345263	0.088753092
IRGANOX® 1076	111.6345263	0.210246391
TINUVIN® 770	280.777748	0.583968195
H ₂ O	1736.293259	96.35367697
TOTAL	30037.33711	98.27221449

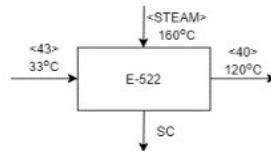
$$\begin{aligned}
 L_s &= 28301.0439 \text{ kg} \\
 X_1 &= 0.06135086 \\
 T_{s1} &= 80 \text{ }^\circ\text{C} = 353.15 \text{ K} \\
 X_2 &= 0.01010101 \\
 T_{s2} &= 83 \text{ }^\circ\text{C} = 356.15 \text{ K} \\
 T_{G2} &= 120 \text{ }^\circ\text{C} = 393.15 \text{ K} \\
 H_2 &= 0.2456 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air} \\
 H_1 &= 1.3862 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air} \\
 T_{wb} &= 70 \text{ }^\circ\text{C} = 343.15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

$$N_t = \ln \frac{T_{g_{in}} - T_{wb}}{T_{g_{out}} - T_{wb}}$$

$$\begin{aligned}
 T_{G1} &= 80.8 \text{ }^\circ\text{C} = 353.95 \text{ K} \\
 N_t &= 1.532
 \end{aligned}$$

Nilai N_t ekonomis berkisar antara 1.5 - 2.5

B.12 Air Heater (E-523)



Komp.	Masuk				
<43>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
H ₂ O	33	306.15	17.332	32.3254293	4658
Udara			44.081	1416.73	519222
TOTAL					523880
Komp.	Keluar				
<40>	T (°C)	T (K)	kgmol	$\int C_p/R dT$	H
H ₂ O	120	393.15	17.332	387.069829	55775
Udara			44.081	19199.8562	7E+06
TOTAL					7E+06

$$\begin{aligned}
 H_{in} + Q_{supply} &= H_{out} + Q_{loss} \\
 523880 + Q_{supply} &= 7092388.08 + 0.05 Q_{supply} \\
 0.95 Q_{supply} &= 6568508.49 \\
 Q_{supply} &= 6914219.47 \text{ kJ} \\
 Q_{loss} &= 345710.973 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Steam Data

$$\begin{aligned}
 T &= 160 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 433.15 \text{ K} \\
 H_{vapor} &= 49689.6094 \text{ kJ/kmol} \\
 H_{liquid} &= 12173.7714 \text{ kJ/kmol} \\
 H_{vapor} - H_{liquid} &= 37515.838 \text{ kJ/kmol} \\
 Q_{supply} &= \text{ kmol} \times H_{vapor} - H_{liquid} \\
 6914219.466 &= \text{ kmol} \times 37515.838 \\
 \text{Kebutuhan Steam} &= 184.301347 \text{ kmol} \\
 &= 3321.11027 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

APPENDIKS C

SPESIFIKASI ALAT

C.1 Propylene Dehydration (B-110A/B)

Fungsi	:	Menurunkan kadar air
Tipe	:	Kolom vertikal berisi packed bed molecular sieve
Dasar Teori	:	GPSA Engineering Data Book 12th Edition Brownell and Young, Process Equipment Design
Jumlah Alat	:	2 Unit
Rate Feed masuk	:	28390.87 kg/jam
Temperature	:	Operasi : 33 °C = 306.15 K
	:	Desain : -18 °C = 255.372 K
Pressure	:	Operasi : 10 Bar = 145 Psi
	:	Desain : 15 Bar = 218 Psi
Komposisi Feed	:	0.994 %v/v Propylene
	:	0.006 %v/v Propane
	:	5 ppmv H ₂ O
E	:	0.85
Material	:	Plate Steel SA-240 grade A
Corrosion Allowance	:	0.1 inch

Data Thermodinamika dan Properti

	Propylene	Propane	H ₂ O	Satuan
T _c	365.09444	369.261		K
P _c	45.939768	42.6096		Bar

ω	0.14	0.152		
M_w	42.081	44.097	18.016	g/mol

Menghitung Z (faktor kompresibilitas)

$$Z = Z^0 + \omega Z^1$$

diperlukan pseudoreduced temperatur dan pressure

$$T_{pr} = T / T_{pc}$$

$$P_{pr} = P / P_{pc}$$

$$T_{pc} = \sum y_i T_{ci} = 365.11944 \quad \text{K}$$

$$P_{pc} = \sum y_i P_{ci} = 45.919787 \quad \text{Bar}$$

$$\omega_p = \sum y_i \omega_i = 0.140072$$

$$M_w = \sum y_i M_{wi} = 42.093096 \quad \text{g/mol}$$

$$T_{pr} = 0.8384927$$

$$P_{pr} = 0.217771$$

Z^0 dan Z^1 didapat dari tabel E.1 dan E.2 Smith Et al.

Z^0		Pr		Ppr
		0.2	0.4	0.21777
Tr	0.8	0.8539	0.0661	0.7839
	0.85	0.881	0.0661	0.80859

Z^1		Pr		Ppr
		0.2	0.4	0.21777
Tr	0.8	-0.116	-0.0272	-0.1081
	0.85	-0.0715	-0.0268	-0.0675

$$Z^0 = 0.8029091 \quad (\text{dari interpolasi})$$

$$Z^1 = -0.7574134 \quad (\text{dari interpolasi})$$

$$z = 0.6968167$$

Menghitung Densitas (ρ)

$$PV = znRT$$

$$= M_w * P / (z * R * T)$$

$$\rho = 23.731427 \quad \text{gram/l}$$

$$1.4815055 \quad \text{lb/fr}^3$$

Menghitung kebutuhan molecular sieve dan dimensi kolom

$$q = \dot{m} / \rho$$

$$q = 1196.34 \quad \text{m}^3/\text{jam} = 19.939 \quad \text{m}^3/\text{min}$$

$$q = 704.14 \quad \text{ft}^3/\text{min}$$

Perhitungan dengan modified ergun equation

Digunakan moleculat sieve dengan spesifikasi sebagai berikut

Nama	Bentuk	ρ bulk	Cp	B	C	Ukuran
UOP 4A	Extrudat e	42 lb/ft ³	0.0722 Btu/(lb F)	0.24	0.00021	1/16 "

$$\text{ukuran} = 1/16''$$

$$\text{Kapasitas} = 0.13 \quad \text{lb air} / \quad 1 \quad \text{lb molecular sieve}$$

Dengan asumsi waktu cycle sebesar 8 jam

faktor B dan C merupakan konstanta yang bergantung pada porositas dan diameter particle menurut persamaan

$$\Delta P/l = B * \mu * V + C * \rho * V^2$$

$$\Delta P/l = 150 \frac{(1-\epsilon)^3}{\epsilon^3 D_p^2} \mu V + 1.75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3 D_p^2} \rho V^2$$

dimana

$$B = 150 \frac{(1-\epsilon)^3}{\epsilon^3 D_p^2} \quad | \quad C = 1.75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3 D_p^2}$$

$$W_r = (\text{konsentrasi outlet-inlet}) * \text{waktu cycle} * q$$

$$W_r = 1.65614 \text{ ft}^3 = 104.92 \text{ lb H}_2\text{O}$$

$$\rho_{\text{air}} = 1014.81 \text{ kg/m}^3 = 63.3522 \text{ lb/ft}^3$$

$$S_s = W_r / (.13 * C_{ss} * Ct)$$

$$= 0.9 \quad (\text{Figur 20-85, GPSA})$$

$$= 1 \quad (\text{Figur 20-84, GPSA})$$

$$S_s = 845.10662 \text{ lb}$$

$$\mu = 8.89\text{E-}03 \text{ cp}$$

$$\Delta P/l = B * \mu * V + C * \rho * V^2$$

$$V = 29.3278 \text{ ft/min} \rightarrow \Delta P/l = 0.33 \text{ psi/ft}$$

$$D_{\text{min}} = 5.52898 \text{ ft} = 1.69 \text{ m} = 66.3478 \text{ inch}$$

$$\text{Dipilih OD sebesar} = 72$$

$$\text{OD} = 72.00 \text{ inch}$$

$$t_{\text{min}} = P * 0.5 D_{\text{min}} / (\text{SE-.6P})$$

$$S = 16250$$

$$t_{\text{min}} = 0.527498 \text{ inch}$$

$$c = 0.1 \text{ inch}$$

$$t = 0.627498 \sim 0.75 \text{ inch}$$

$$\text{ID} = \text{OD} - 2t$$

$$\text{ID} = 70.5 \text{ inch} = 5.875 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 25.97488 \text{ ft/min}$$

$$V_{\text{adj}} = 0.26 \text{ psi/ft}$$

$$L_s = 0.7422609 \text{ ft}$$

$$L_{\text{mtz}} = 0.7772569 \text{ ft}$$

$$L_{\text{bed}} = 1.5195178 \text{ ft}$$

$$L/D = 2$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$W_{\text{sieve}} = 1730.0582 \text{ lb} = 784.741 \text{ kg}$$

$$\Delta P = 0.40246 \text{ psi} \quad (\text{Sesuai syarat } \Delta P \text{ kolom } < 8 \text{ psi})$$

$$W_{\text{st}} = 6096.0205 \text{ lb}$$

$$Q_{\text{st}} = 0 \text{ btu}$$

$$Q_{\text{w}} = 188855.98 \text{ btu}$$

$$Q_{\text{si}} = 0 \text{ btu}$$

$$Q_{\text{hl}} = 18885.598 \text{ btu}$$

$$Q_{\text{tr}} = 207741.57 \text{ btu}$$

Asumsi 4.5 jam waktu regenerasi digunakan untuk heating

$$t_{\text{heating}} = 4.5 \text{ jam}$$

$$C_p = 0.5555556 \text{ btu/lb}$$

$$m = 151.08478 \text{ lb/jam} = 2.3848386 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$V = 0.0879738 \rightarrow \Delta P/l = 0.003$$

$\Delta P/l$ untuk heating gas harus lebih besar dari 0.01 psi/min untuk mencegah channeling

Perhitungan tebal disk head kolom

$$t_{\text{min}} = P * 0.5 D_{\text{min}} / (2SE+.4P)$$

$$t_{\text{min}} = 0.2767349 \text{ inch}$$

$$t = t_{\text{min}} + \text{corrosion allowance}$$

$$t = 0.3767349 = 4/9 \text{ inch}$$

Spesifikasi	:	Propylene Dehydration (B-110A/B)	
Jumlah vessel	:	2	buah
Temperatur Desain	:	255.372	K
Tekanan Desain	:	15	Bar

Dimensi Vessel			
ID	:	1.7907	meter
OD	:	1.8288	meter
tshell	:	1.905	cm
thead	:	1.11125	cm
L	:	3.6576	meter
Jenis head	:	Dished head	
Massa Molecular Sieve	:	2	x 784.74054 kg
cycle time	:	8	jam
Pressure drop	:	0.02775	bar
Pressure outlet	:	9.97227	bar

C.2 Propylene Compressor (G-120)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas propylene make up

Tipe : Centrifugal Compressor Single Stage

Dasar Theori : GPSA Engineering Handbook
Smith, Van Ness, dan Abbot,

Jumlah Alat	:	1	Unit	
Rate Feed masuk	:	28384.98	kg/jam	
Temperature Inlet	:	33	°C =	306.15 K
Temperature Outlet	:	95.98983	°C =	369.14 K
Pressure Suction	:	144.636	psi =	9.97229 bar
Discharge	:	464.121	psi =	32 bar
Komposisi Feed	:	0.994	%v/v	Propylene
		0.006	%v/v	Propane
		5	ppmv	H2O
$\eta_{\text{isentropic}}$:	0.78		

Menentukan Jenis kompressor

$$\rho = 1.4815055 \text{ lb/ft}^3$$

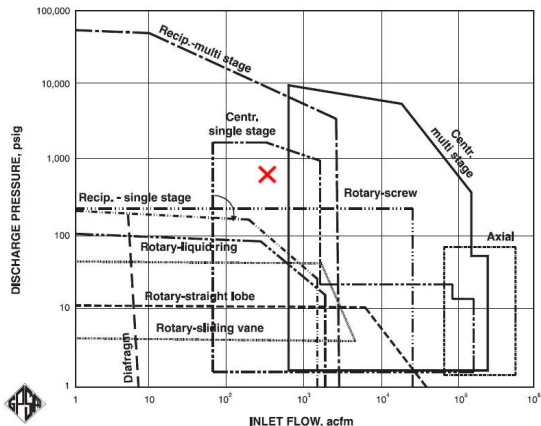
$$q = \frac{\text{Mass rate}}{\rho}$$

$$q = 703.99209 \text{ acfm} \quad \text{Digunakan}$$

$$P_{\text{discharge}} = 449.42058 \text{ psig} \quad \text{Kompressor}$$

centrifugal single

$$\text{pressure ratio} = 3.53461 \quad \text{stage.}$$



Perhitungan suhu keluar

$$r = 3.53461$$

Tabel C.1 untuk propylene dan propane

	A	B	C	Mw
propylene	7.792	0.02271	-7E-06	
propane	1.213	0.02879	-9E-06	
Campuran	7.75253	0.02274	-7E-06	42.0931

Menghitung T1' Dengan persamaan 7.18

$$T'_{1} = T_{0} * \left(\frac{P_{2}}{P_{1}} \right)^{\frac{R}{Cps}}$$

Diasumsikan T1' sebesar 330 K dan dilakukan goal seek agar nilai persamaan kanan dan kiri sama

T0	T1'	τ	Cps/R	T1'	err
306.15	333.697	1.08998	14.6544	333.697	3.2E-05

$$\frac{Cps}{R} = A + [BT_{0} + \left(C T_{0}^2 + \frac{D}{\tau^2 T_{0}^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right)] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Menghitung W_s dari nilai T_1' dan C_{ph}

$$\begin{array}{r} C_{ph} \quad W_{s, \text{isentropic}} \quad W_s \\ 119.048 \quad 3279.4389 \quad 4204.41 \\ \frac{C_{ph}}{R} = A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \end{array}$$

$$W_{s, \text{isentropic}} = (C_{ph})(T_1' - T_0)$$

$$W_s = \frac{W_{s, \text{isentropic}}}{\eta}$$

Menghitung nilai T_1

T1	Tav	Cp	Ws	Tav	Err
369.14	337.645	119.347	4204.41	337.645	1E-06

$$T_1 = T_0 + \frac{W_s}{C_{ph} (T_{avg})}$$

Perhitungan k

$$k = \frac{cp}{cv}$$

nilai k diambil dari simulasi hysys

	inlet	outlet	Average
T	551.07	664.452	607.761
P	8.77	32	
k	1.25	1.44	1.35
z	0.85016	0.70718	0.78

(dalam renkin)

(dari simulasi hysys)

$$\begin{array}{r} \dot{m} = 28384.98 \quad \text{kg/jam} \\ = 1042.9691 \quad \text{lb/min} \end{array}$$

$$H_{is} = \frac{1545}{M_w} * \frac{T_0}{\frac{k-1}{k}} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right]$$

$$H_{is} = 31080.043 \quad \text{ft lb/lb}$$

$$Ghp = H_{is} * \frac{w}{\eta * 33000}$$

$$Ghp = 1259.34$$

$$\text{Mechanical loss} = Ghp^4$$

$$= 17.3803$$

$$Bhp = 1276.72 \text{ hp}$$

FIG. 13-23

Centrifugal Compressor Flow Range

Nominal flow range (inlet acfm)	Average polytropic efficiency	Average isentropic efficiency	Speed to develop 10,000 ft head/wheel
100- 500	0.70	0.67	20,500
500- 7,500	0.80	0.78	10,500
7,500- 20,000	0.86	0.83	8,200
20,000- 33,000	0.86	0.83	6,500
33,000- 55,000	0.86	0.83	4,900
55,000- 80,000	0.86	0.83	4,300
80,000-115,000	0.86	0.83	3,600
115,000-145,000	0.86	0.83	2,800
145,000-200,000	0.86	0.83	2,500

Spesifikasi	:	G-120			
Nama Unit	:	Propylene Compressor			
Tipe Unit	:	Centrifugal Compressor			
Material	:	Carbon steel			
Rate Feed masuk	:	28384.98	kg/jam		
Temperature Inlet	:	33.0 °C	=	306.15	K
Temperature Outlet	:	96.0 °C	=	369.14	K
Pressure	Suction	:	127.149	psi	= 8.7666 bar
	Discharge	:	464.121	psi	= 32 bar
Power	:	1276.7247	hp		

C.3 Nitrogen Preheater (E-130)

Fungsi : Memanaskan umpan nitrogen menuju Resin Degassing Column (D-320)

Fluida Panas : Steam

$$W = 34.4921 \text{ kg/h} = 76.042 \text{ lbm/h}$$

$$T_1 = 160 \text{ }^\circ\text{C} = 320 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 160 \text{ }^\circ\text{C} = 320 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{av} = 320 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin : Nitrogen

$$w = 817.259 \text{ kg/h} = 1801.75 \text{ lbm/h}$$

$$t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 110 \text{ }^\circ\text{C} = 230 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{Beban Panas, } Q &= 71809.0206 \text{ kJ/jam} \\ &= 68061.80963 \text{ Btu/h} \end{aligned}$$

LMTD

Hot Fluid		Cold Fluid	Temp Diff	
320	High Temp	230	90	Δt_2
320	Low Temp	86	234	Δt_1
0	Temp Diff	144	-144	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \Delta t_2 - \Delta t_1 / 2.3 \ln (\Delta t_2 / \Delta t_1) \\ &= -144 / -2.1976763 \\ &= 65.524 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$R = 0$$

$$S = -1.6$$

Tabel 8 (Kern, 1965)
Steam-Gases Heaters

$$\text{Range } U_D = 5 - 50$$

$$U_D = 50$$

$$Q = U_D \times A \times \Delta t$$

$$68061.8096 = 50 \times A \times 65.524$$

$$A = 20.775 \text{ ft}^2$$

karena $A < 120 \text{ ft}^2$ maka digunakan heat exchanger tipe:

Double Pipe Heat Exchanger

$$\text{Outer Pipe, IPS} = 3$$

$$\text{Inner Pipe, IPS} = 2$$

Cold Fluid: Annulus, Nitrogen	Hot Fluid: Inner Pipe, Steam
-------------------------------	------------------------------

Flow Area

$$D_2 = 3.1 \text{ in}$$

$$= 0.25567 \text{ ft}$$

$$D_1 = 2.4 \text{ in}$$

$$= 0.19833 \text{ ft}$$

$$a_a = \pi/4 (D_2^2 - D_1^2)$$

$$= 0.02044 \text{ ft}^2$$

$$D_e = (D_2^2 - D_1^2) / D_1 \text{ k}$$

$$= 0.13124 \text{ ft}$$

Mass Velocity

$$G_a = w / a_a$$

$$= 1801.75 / 0.0204$$

$$= 88133.5 \text{ lb/h ft}^2$$

$$T = 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.01984 \text{ cp}$$

$$= 0.04801 \text{ lb/ft hr}$$

Flow Area

$$D = 2.067 \text{ in}$$

$$= 0.1723 \text{ ft}$$

$$a_p = \pi/4 D^2$$

$$= 0.0233 \text{ ft}^2$$

Mass Velocity

$$G_p = 76.042 / a_p$$

$$= 1801.7 / 0.0233$$

$$= 77319 \text{ lb/h ft}^2$$

$$T = 320 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.0144 \text{ cp}$$

$$= 0.0348 \text{ lb/ft hr}$$

$\begin{aligned} Re_a &= D_e G_a / \mu \\ &= 240908 \\ jH &= 450 \quad (\text{Figure 24}) \\ c &= 0.25 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\ &(\text{Figure 2}) \\ k &= 0.0168 \text{ Btu/hrft}^2\text{F/ft} \\ &(\text{Tabel 4}) \\ (c \mu / k)^{1/3} &= 0.89398 \\ h_o &= 51.4972 \text{ Btu/hrft}^2\text{F} \\ \\ U_c &= h_{i_o} \times h_o / \\ &= 53.1217 \times 51.497 / \\ &= 26.1484 \text{ Btu/hrft}^2\text{F} \end{aligned}$	$\begin{aligned} Re_p &= D G_p / \mu \\ &= 382977.134 \\ jH &= 640 \\ c &= 0.46 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \\ k &= 0.0167 \\ &\text{Btu/hrft}^2\text{F/ft} \\ (c \mu / k)^{1/3} &= 0.9858 \\ h_i &= 61 \text{ Btu/hrft}^2\text{F} \\ h_{i_o} &= h_i \times ID/OD \\ &= 53.122 \quad 53 \\ \\ U_c &= h_{i_o} \times h_o / h_{i_o+h_o} \\ &= 53.1217 \times 51.497 / 104.62 \\ &= 26.1484 \text{ Btu/hrft}^2\text{F} \end{aligned}$
--	---

Penyelesaian U_D dengan Pers 6.10

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d$$

$$R_d = 0.002$$

$$U_D = 24.8489 \text{ Btu/hrft}^2\text{F}$$

Luas yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} A &= Q / U_D \times \text{LMTD} \\ &= 41.802 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Untuk nominal pipe size 2 in IF} = 0.622 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Panjang yang dibutuhkan} = 67.206 \text{ ft}$$

$$\text{dapat diperoleh dengan menggunakan } 3 \quad 12 \text{ -ft}$$

hairpin secara seri

$$\begin{aligned} \text{Luas aktual} &= 3 \times 12 \times 2 \times 0.622 \\ &= 44.784 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D &= Q / A \times \text{LMTD} \\ &= 23.1943 \text{ Btu/hrft}^2\text{F} \end{aligned}$$

$$R_d = 0.00487$$

		Pressure Drop
$D'_c = (D_2 - D_1)$	$= 0.05733 \text{ ft}$	$Re_p = 382977$
$R'_{ca} = 105243$		$f = 0.0035 +$
$f = 0.0035 + 0.264$	$/ R'_{ca}^{0.42}$	$0.264 / Re_p^{0.42}$
$= 0.00555$		$= 0.0047$
$s = 0.017$		$s = 1$
$\rho = 1.0625 \text{ lb/ft}^3$		$\rho = 62.5 \text{ lb/ft}^3$
$\Delta F_a = 4f G_a^2 L$	$/ 8E+08 \rho^2 D'_c$	$\Delta F_p = 4f G_p^2 L /$
$= 229.558 \text{ ft}$		$8E+08 \rho^2 D$
$V = G_a / 3600\rho$		$= 0.01436471$
$= 23.0414 \text{ fps}$		$\Delta P_p = \Delta F_p \rho / 144$
$\Delta F_1 = 3V^2 / 2g'$		$= 0.0062 \text{ psi}$
$= 1.9E-06 \text{ ft}$		
$\Delta P_a = (\Delta F_1 + \Delta F_a) \rho / 144$		
$= 1.69379 \text{ psi}$		

Spesifikasi	:	Nitrogen Preheater (E-130)	
Fungsi	:	Memanaskan umpan nitrogen menuju Resin Degassing	
Jenis	:	Double Pipe Heat Exchanger	
Jumlah	:	1	buah
Bahan	:	Carbon Steel A-106 Grade A	
Luas <i>Heat Transfer</i>	:	44.8	ft ²
Temperatur			
T ₁	:	320	°F
T ₂	:	320	°F
t ₁	:	86	°F
t ₂	:	230	°F
Outer Pipe	:	3	
Inner Pipe	:	2	
Panjang	:	12	ft
Jumlah <i>Hairpin</i>	:	3	
Fouling Factor	:	0.00487075	
ΔP <i>annulus</i>	:	1.69378638	psi
ΔP <i>inner pipe</i>	:	0.00623468	psi

C.4 Nitrogen Compressor (G-140)

Menentukan Tipe *Compressor*

$$\text{Massa} = 10 \text{ kg/h}$$

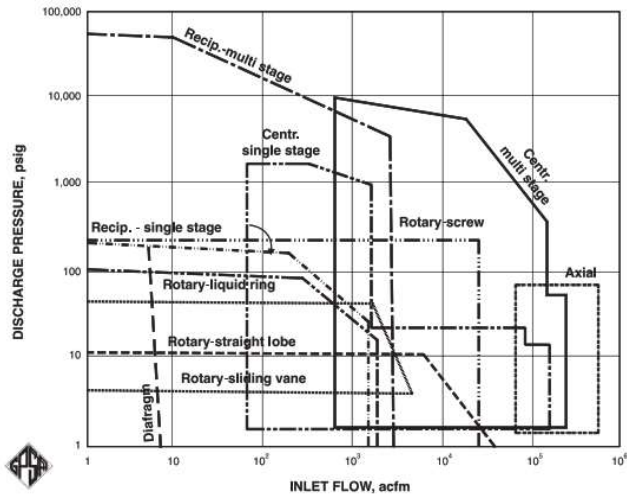
$$\rho_{N_2} = 1.165 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju Alir (Q)} = 8.5837 \text{ m}^3/\text{h} = 5.0522 \text{ acfm}$$

$$\text{Temperatur Masuk (T}_o\text{)} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 303.15 \text{ K}$$

Tekanan Masuk (P_s) = 8 bar
 = 116.03 psig
 Tekanan Keluar (P_d) = 30 bar
 = 435.11 psig
 Rasio Tekanan (r) = 3.75



Tipe : *Reciprocating Single Stage*

$\eta_{\text{isentropic}} = 1$

(hal 13-12 GPSA)

karena $P_d \leq 1200$ psig, maka bahan untuk silinder yang sesuai adalah *cast iron*

Perhitungan Suhu Keluar

	A	B	D
Nitrogen	3.28	0.0006	4000

(Persamaan 5.17, Van Ness (6th ed))

$$\frac{C_{ps}}{R} = A + [BT_0 + \left(C T_0^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right)] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

(Persamaan 7.18, Van Ness, (6th Ed))

$$T'_1 = T_0 * \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{R}{C_{ps}}}$$

T _o	T ₁ '	τ	C _{ps} /R	T ₁ '	error
303.15	440.892	1.4544	3.5287	440.89	4.0929E-06

Perhitungan W_s dari nilai T₁' dan C_{pH}

(Persamaan 4.8)

$$\frac{C_{ph}}{R} = A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2}$$

$$W_{s, isentropic} = (C_{ph})(T'_1 - T_0) \quad (\text{Persamaan 7.19})$$

$$W_s = \frac{W_{s, isentropic}}{\eta} \quad (\text{Persamaan 7.20})$$

T _o	T ₁ '	τ	C _{pH}	W _{s, isentropic}	W _s
303.15	365.15	1.4544	29.353	4043.13842	5250.8

T _o	T ₁	T _{avg}	τ	C _{pH}	W _s
303.15	362.15	332.65	1.0973	29.167	5250.8
T ₁	Error				
362.15	-1E-05				

$$T_1 = T_0 + \frac{W_s}{C_{ph} (T_{avg})}$$

Perhitungan k

$$k = \frac{c_p}{c_v}$$

$$C_p = 29.167 \text{ kJ/kmol K}$$

$$C_v = C_p - R = 20.853 \text{ kJ/kmol K}$$

$$k = C_p / C_v = 1.3987$$

$$m = r \cdot \left(1 - 1/k \right) = 1$$

$$= 0.45756$$

$$P = 0.00028 \cdot k \cdot Q \cdot P_s$$

$$\cdot m / \left(k - 1 \right)$$

$$= 0.00028 \cdot 1.3987 \cdot 8.5837 \cdot 116.03$$

$$\cdot 0.4576 / \left(1 - 1 \right)$$

$$= 0.44445 \text{ kW}$$

Spesifikasi	:	Nitrogen Compressor (G-140)	
Tipe	:	Reciprocating Single Stage	
Material	:	Carbon Steel	
Jumlah stage	:	1	Stage
Rate Volume	:	8.58	m ³ /jam
Kapasitas	:	10	kg/jam
Kebutuhan Daya	:	0.6	hp

C.5 Reaktor (R-210)

Fungsi: Tempat terjadi reaksi polymerisasi

Tipe: Kolom bertekanan

Dasar Teori : Levenspiel, Chemical Reaction Engineering
Brownell and Young, Process vessel Design
Kunni&levenspiel, Fluidization engineering
Hall, Rule of Thumb of Chemical Engineering

Jumlah Alat	:	1	Unit
Rate Feed masuk	:	562761.8	kg/jam
Temperature inlet	:	70.00	°C = 343.15 K
Pressure Operating	=	28.613191	bar = 415 psi
Desain	=	31.47451	bar = 457 psi
Komposisi Feed	:	C3=	= 503428 kg/jam
dalam mass flow		C3	= 3184.38 kg/jam
		H ₂	= 671.237 kg/jam
		N ₂	= 55438.94 kg/jam
		TiCl ₄	= 4.41 kg/jam
		TEAL	= 18.49 kg/jam

Menghitung volume reaktor

data : $\rho_{\text{gas}} = 15.319844 \text{ kg/m}^3$ (hysys)

Reaktor akan memiliki dua zona, zona reaksi dan zona velocity reduction. Zona velocity reduction akan memiliki luas penampang yang lebih lebar, untuk menjatuhkan resin ke zona reaksi kembali

Reaksi :

Formasi : Katalis inaktif + TEAL -> Katalis aktif

$$k_{\text{for}} = 2 \text{ s}^{-1}$$

Inisiasi : Katalis Aktif + C3= -> Rantai aktif

$$k_{\text{ini}} = 77.81 \text{ L mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

Propagasi : Rantai aktif + C3= -> Rantai aktif (n+1)

$$k_{\text{prop}} = 231.4849 \text{ L mol}^{-1} \text{ s}^{-1} \quad (7.2 \text{ kcal/mol})$$

Transfer :

ke H_2 :

Rantai aktif + $\text{H}_2 \rightarrow$ Rantai mati + rantai aktif($n=0$)

$$k_{\text{th}} = 15.08 \text{ L mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

ke monomer :

Rantai aktif + $\text{C}_3= \rightarrow$ Rantai mati + rantai aktif($n=1$)

$$k_{\text{tmon}} = 0.2997 \text{ L mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

Spontan : Rantai aktif \rightarrow Rantai mati

$$k_{\text{tspont}} = 0.00002 \text{ L mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

asumsi:

- 1 Laju reaksi bergantung pada jumlah katalis aktif yang terdapat pada sistem. Jumlah katalis aktif akan mengatur reaksi selanjutnya dan merupakan laju paling lambat dalam pembentukan rantai polymer
- 2 Konstanta laju reaksi mengikuti hukum arhenius
- 3 Suhu didalam reaktor konstan akibat bed resin
- 4 Fluidized bed reaktor dimodelkan dengan model mixed flow.

$$A = 2 \text{ s}^{-1} \rightarrow \text{Orde 1 terhadap konsentrasi katalis inaktif}$$

$$E_a = 0 \text{ kcal/mol}$$

$$k_{\text{foi}} = A \exp \left(- \frac{E_a}{RT} \right) \quad (A \text{ dan } E_a \text{ diambil dari shamiri 2011})$$

$$k_{\text{foi}} = 2 \text{ s}^{-1}$$

asumsi: 90% katalis aktif

$$X = 0.9$$

$$C_{\text{incat}0} = \frac{\text{gr catalyst/second} \times \text{mole site/ gr catalyst}}{\text{liter volume/ second}}$$

$$\text{Mole site/gr catalyst} = 0.001 \text{ (Sharma,2019)}$$

$$C_{\text{incat}0} = 0.00024 \text{ mol/l}$$

$$C_{\text{incat}} = C_{\text{incat}0} * (1-x)$$

$$V_{\text{reaksi}} = q \frac{X}{(1-x)} \quad (\text{Levenspiel 14a})$$

$$V_{\text{reaksi}} = 91.829 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reaksi}} \times \text{faktor kemanan} = 101.012 \text{ m}^3$$

Menurut data dari Harshe, 2004, rasio antara massa bed dan volume reaktor sebesar 0.34 ton/m³

$$m_{\text{bed}} = 0 \text{ ton resin}$$

$$\dot{m} = 156.31182 \text{ kg/s}$$

$$q = 10.203226 \text{ m}^3/\text{s}$$

menghitung pressure drop

$$D_p = 6.50E-02 \text{ cm}$$

$$V_p = 0.0011503 \text{ cm}^3 \quad M_p = 0.00104 \text{ gram}$$

$$\rho_{\text{resin}} = 0.946 \text{ gr/cm}^3$$

dimensionless particle diameter

$$dp^* = dp \left[\frac{\rho_{\text{gas}} (\rho_{\text{resin}} - \rho_{\text{gas}}) \text{ g}}{\mu^2} \right]^{1/3}$$

$$\mu = 0.0129576 \text{ cP} \quad (\text{hysys})$$

$$\rho_{\text{gas}} = 0.0153198 \text{ g/cm}^3 \quad (\text{hysys})$$

$$dp^* = 2.8378515$$

$$u^* = u \left[\frac{\rho_{\text{gas}}^2}{\mu (\rho_{\text{resin}} - \rho_{\text{gas}}) \text{ g}} \right]^{1/3}$$

$$u^* = u \cdot 0.02708$$

$$\epsilon = 0.5 \quad (\text{Farag, 2013})$$

Minimum fluidizing velocity

$$u_{\text{mf}}^* = 1.34E-02$$

$$150 (1-\epsilon) u_{\text{mf}}^* + 1.75 u_{\text{mf}}^{*2} dp^* = \epsilon^3 (dp^*)^2$$

$$1.01E+00 = 1.0066751$$

$$\text{error} = -1E-06$$

$$u_{mf} = 0.50 \text{ cm/s} \quad u_0 = 5 - 30 \text{ umf}$$

$$u_0 = 30 \times u_{mf} = 14.8564 \text{ cm/s}$$

$$u_0 = 0.14856 \text{ m/s}$$

$$A = 68.6792 \text{ m}^2$$

$$r = 4.6756 \text{ m} \quad d = 9.35 \text{ m}$$

terminal velocity

$$u_{t^*} = \left[\frac{18}{d_p^{*2}} + \frac{0.591}{d_p^{*1/2}} \right]^{-1}$$

$$u_{t^*} = 0.38671$$

$$u_t = 0.01047 \text{ cm/s}$$

Pressure drop

$$\frac{dP}{L} = (1-\epsilon) (\rho_{\text{resin}} - \rho_{\text{gas}}) g$$

$$\frac{dP}{L} = 5472.4 \text{ pa/m} = 5.4724 \text{ kpa/m}$$

$$L = \frac{V}{A} = 1.47078 \text{ m}$$

$$L_{tdh} = 1.8 d = 16.832171 \text{ m}$$

(figure 5 dari kunni&levenspiel)

$$L_{\text{total}} = 18.303 \text{ m}$$

$$dP = 100.161 \text{ kPa}$$

$$dP = 1.00161 \text{ bar}$$

Perhitungan gas distributor

$$\begin{aligned} \Delta p_{or} &= 0.2 \Delta p_{bed} \quad (\text{kunni, 4.3}) \\ &= 20 \text{ kpa} = 200322 \text{ Pa} \end{aligned}$$

$$Re_t = \frac{d u_0 \rho_{\text{gas}}}{\mu} = 16425.112$$

$$Cd = 0.6$$

$$u_{or} = Cd \left(\frac{2 \Delta p_{or}}{\rho_{\text{gas}}} \right)^{1/2} = 3068$$

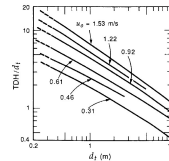


FIGURE 5
Correlation for estimating the TDH for fine particle (Sargent AI) beds; adapted from Zenz and Weil (5).

$$\text{Nor} = \frac{4u_{or}}{u_0 \pi d_{or}^2}$$

$$d_{or} = 0.1 \text{ cm}$$

$$\text{Nor} = 0.61648 \text{ lubang/cm}^2$$

digenapkan menjadi 1 lubang/cm²

$$A = 686792 \text{ cm}^2$$

$$N = 686792 \text{ lubang}$$

$$\Delta p_{\text{reactor}} = 120.193 \text{ kPa} = 1.20193 \text{ bar}$$

Perhitungan spesifikasi velocity reduction zone

$$\text{Avrz} = 2.2 A \quad \text{US PATENT 4588790}$$

$$\text{Avrz} = 171.698 \text{ m}^2$$

$$\text{dvrz} = 14.7856 \text{ m} \approx 39.7 \text{ inch}$$

$$\text{rvrz} = 7.39278 \text{ m}$$

$$\Theta = 15^\circ$$

$$\tan \Theta = \frac{\text{rvz} - r}{\text{Lvrz}}$$

$$\text{Lvrz} = 10.140633 \text{ m}$$

$$\text{Lvrz} \times \text{faktor keamanan} = 11.1547 \text{ m}$$

$$\Theta = 13.6901^\circ$$

perhitungan ketebalan dinding

Bagian reaction zone

$$P = 457 \text{ psi}$$

$$t_{\min} = P * 0.5 D / (\text{SE}-.6P)$$

$$S = 18750$$

$$E = 0.85$$

$$t_{\min} = 5.3647976 \text{ inch}$$

$$c = 0.1 \text{ inch}$$

$$D = 9.35 \text{ m} = 368.15791 \text{ inch}$$

Digunakan dinding dengan ketebalan: 2 3/4 inch

$$D_{adj} = 150.5$$

tebal tutup bagian bawah

$$t_{min} = P * 0.5 D_{min} / (2SE+.4P)$$

$$t_{min} = 1.07156 \text{ inch} \text{ digunakan } t \text{ sebesar } 1 \frac{1}{3} \text{ inch}$$

tebal dinding bagian velocity reduction

$$t_{min} = P * 0.5 D / (SE-.6P)$$

$$D = 14.7856 \text{ m} = 582.10877 \text{ inch}$$

$$S = 18750$$

$$E = 0.85$$

$$t_{min} = 8.482 \text{ digunakan } t \text{ sebesar } 3 \frac{1}{2} \text{ inch}$$

tebal tutup bagian atas

$$t_{min} = P * 0.5 D_{min} / (2SE+.4P)$$

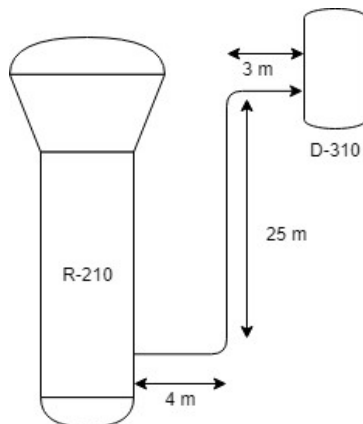
$$D = 10.1406 \text{ m} = 399.23774 \text{ inch}$$

$$S = 18750$$

$$E = 0.85$$

$$t_{min} = 2.843 \text{ digunakan } t \text{ sebesar } 2 \text{ inch}$$

Perhitungan pressure drop pipa pada line 17



Pressure D310 : 18 bar

Pressure D210 : 32 bar

ρ_{resin} : 946 kg/m³

M_{resin} : 27807.1 kg/hr

: 7.72418 kg/s

Komposisi gas <17> C3= : 63237.2 kg/hr

C3 : 400 kg/hr

H2 : 84.3162 kg/hr

N2 : 6963.86 kg/hr

total : 70685.4 kg/hr

: 19.6348 kg/s

M_{gas} : 19.6348 kg/s

ρ_{gas} (32 bar, 72°C) : 44.3728 kg/m³

ρ_{gas} (18 bar, 72°C) : 24.6 kg/m³

ρ_{gas} average : 34.4864 kg/m³

particle diameter : 300–1000 μm

x (mean particle diameter) : 650 μm : 6.5E-04 meter

a = 1400x + 1.96 = 2.87

b = 1100x + 2.5 = 3.215

$$\frac{M_{\text{resin}}}{M_{\text{solid}}} = \frac{1}{10^a} \left(\frac{u_{\text{salt}}}{(gD)^{1/2}} \right)^b \quad -4E-05$$

$$u_{\text{salt}} = 8.05062$$

pipe diameter = 0.19368 m (8 inch IPS, Schedule 80)

$$u_s = \frac{Q_s}{A} = \frac{M_s}{\rho A} = 0.27716 \text{ m/s}$$

$$u_{\text{gas}} = \frac{Q_{\text{gas}}}{A} = \frac{M_{\text{gas}}}{\rho A} = 27.0929 \text{ m/s}$$

Pressure drop

Pressure drop carrier gas

$$u = 0.01 \text{ cpp} = 1.18E-04 \text{ Pa s}$$

$$Nre = 1530964.49$$

$$f = 8 \left[\left(\frac{8}{Nre} \right)^{12} + \frac{1}{(a + b)^{3/2}} \right]^{1/12}$$

dimana

$$a = \left[2.46 \ln \left(\frac{1}{(7/Nre)^{0.9} + 0.27 \varepsilon/D} \right) \right]^{16}$$

$$b = \left(\frac{37530}{Nre} \right)^{16}$$

$$\varepsilon = 0.000045 \text{ m (Carbon steel)}$$

$$a = 7.2E+21$$

$$b = 1.70065E-26$$

$$f = 4.185E-05$$

$$dP_{ff} = \frac{f L u_f^2}{2D} = 2.45839 \text{ Pa}$$

Pressure drop karena padatan

Akselerasi padatan

perhitungan slip

$$\frac{u_s}{u_f} = \left(1 - S x^{0.3} r_o^{0.5} \right) = 7.83E-01$$

$$dP_{sa} = \frac{M_s}{M_f} r_o \frac{u_f}{u_s} = 17.3285 \text{ Pa}$$

Pressure drop aliran lurus

$$L = 32 \text{ m}$$

$$dP_{sf} = 0.2 \frac{M_s}{M_f} r_o \frac{u_f^2}{2D} = 164535 \text{ Pa}$$

Pressure drop elbow

$$\text{Jumlah elbow} = 2$$

$$\text{Leq elbow} = 11.6 \text{ m}$$

$$dP_{sb} = 61676.904 \text{ Pa}$$

Lift

$$dpsv = \frac{Ms}{Mf} g Z \text{ rof } \frac{uf}{us} = 116459 \text{ Pa}$$

$$dP \text{ required} = dpsv + dPsb + dPsf + dPff$$

$$dP = 342690.64 \text{ Pa} = 3.42691 \text{ bar}$$

$$dP \text{ design} = 10 \text{ bar}$$

Spesifikasi		:	R210			
Nama unit		:	Reaktor			
Material		:	Carbon Steel ASME SA-240 grade C			
Temperatur	desain	:	70.00	C		
Pressure	desain	:	31.47	bar		
	drop	:	1.20	bar		
Kapasitas		:	27711.44	kg PP/jam		
Dimensi Vessel						
	Panjang zona reaksi	:	18.303	meter		
	Panjang vrz	:	11.1547	meter		
	Diameter zona reaksi	:	156	inch	=	3.9624 meter
	Diameter vrz	:	582.109	inch	=	14.7856 meter
	Tebal dinding atas	:	3 1/2	inch	=	0.0889 meter
	Tebal dinding bawah	:	1 1/3	inch	=	0.03387 meter
	Tebal tutup atas	:	2	inch	=	0.0508 meter
	Tebal tutup bawah	:	1 1/3	inch	=	0.03387 meter
	sudut kemiringan	:	13.6901	°		
Gas distributor						
	diameter lubang	:	0.1	cm		
	Jumlah lubang/cm ²	:	0.62	lubang/cm		

C.6 Cycle Gas Compressor (G-211)

Fungsi: Menaikkan tekanan gas cycle gas

Tipe: Kompresor reciprocating

Dasar Teori : GPSA Engineering Handbook
Smith, Van ness, dan Abbot,

- Jumlah Alat : 1 Unit
- Rate Feed masuk : 562721.99 kg/jam
- Temperature inlet : 88.150799 °C = 361.301 K
- Pressure Suction : = 406.106 psi = 28 bar
- Discharge : = 507.633 psi = 35 bar
- Komposisi Feed :
 - C3= = 503427.94 kg/jam
 - C3 = 3184.42 kg/jam
 - H₂ = 670.68 kg/jam
 - N₂ = 55438.94 kg/jam
- $\eta_{isentropic}$: 0.78 (Perry, Chemical Engineering Handbook)

Menentukan Jenis kompresor

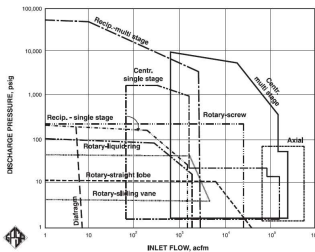
$$\rho = 1.9733491 \text{ lb/ft}^3$$

$$q = \frac{\text{Mass rate}}{\rho}$$

$$q = 10477.86 \text{ acfm} \quad \text{Digunakan Kompresor}$$

$$P_{\text{discharge}} = 492.933 \text{ psig} \quad \text{reciprocating single stage}$$

$$\text{pressure ratio} = 1.25$$



Perhitungan suhu keluar

$$r = 1.25$$

Tabel C.1 untuk propylene dan propane

	A	B	C	D	X
propylene	7.792	0.02271	-7E-06	0	0.8345
propane	1.213	0.02879	-9E-06	0	0.00501
Hydrogen	3.249	0.422		0.083	0.02312
Nitrogen	3.28	0.593		-0.04	0.13736
Campuran	7.0342	0.1103	-6E-06	-0.0036	39.1622

	mol rate (kmol/h)
propylene	12017.98168
propane	72.21201362
Hydrogen	332.9580611
Nitrogen	1978.192006
Campuran	14401.34376

Menghitung T1' Dengan persamaan 7.18

$$T'_1 = T_0 * \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{R}{Cps}}$$

Diasumsikan T1' sebesar 330 K dan dilakukan goal seek agar nilai persamaan kanan dan kiri sama

T0	T1'	τ	Cps/R	T1'	err
361.301	363.053	1.00485	46.1265	363.053	5.6E-06

$$\frac{Cps}{R} = A + \left[BT_0 + \left(C T_0^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Menghitung Ws dari nilai T1' dan Cph

$$C_{ph} \quad W_{s, isentropic} \quad W_s$$

384.283 673.29546 863.199

$$\frac{Cph}{R} = A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2}$$

$$W_{s,isentropic} = (Cph)(T_1' - T_0)$$

$$W_s = \frac{W_{s,isentropic}}{\eta}$$

Menghitung nilai T1

T1	Tav	Cp	Ws	Tav	Err
365.79	363.546	384.501	863.199	363.546	-0.0003

$$T1 = T0 + \frac{W_s}{Cph(Tavg)}$$

2 Perhitungan k

$$k = \frac{cp}{cv}$$

nilai k diambil dari simulasi hsys

	inlet	outlet	Average
T	650.34	658.422	654.382
P	28.00	35	
k	1.13	1.09	1.11
z	1	1	1.00

Tl	Pl
520	14.7

(dalam renkin)

bar

(dari simulasi hsys)

$$\dot{m} = 562721.99 \text{ kg/jam}$$

$$= 20676.488 \text{ lb/min}$$

$$H_{is} = \frac{1545}{Mw} * \frac{T_0}{k-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right]$$

$$H_{is} = 5788.9289 \text{ ft lb/lb}$$

$$H \text{ max per wheel: } 9585.0479$$

$$Ghp = H_{is} * \frac{w}{\eta * 33000}$$

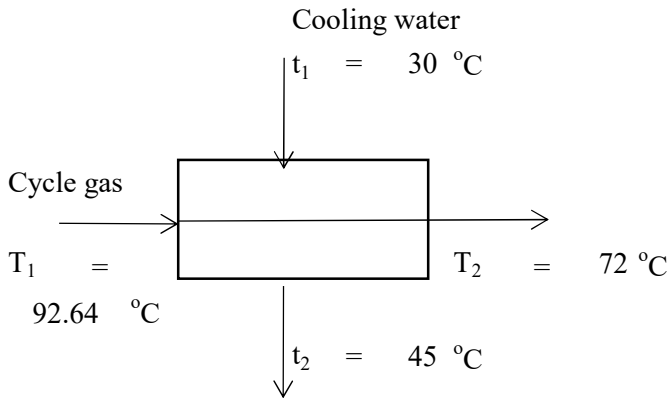
$$Ghp = 4650.14$$

$$\text{Mechanical loss} = Ghp^{0.4} = 29.308$$

Bhp = 4679.45 hp

Spesifikasi	:	Cycle Gas Compressor (G-211)			
Nama Unit	:	Propylene Compressor			
Tipe Unit	:	Centrifugal Compressor			
Material	:	Carbon steel			
Rate Feed masuk	:	562721.99	kg/jam		
Temperature Inlet	:	88.15	°C =	361.30	K
Temperature Outlet	:	92.64	°C =	365.79	K
Pressure	:	Suction	=	28	bar
	:	Discharge	=	35	bar
Power	:	4679.45	hp		

C.7 Cycle Gas Cooler (E-212)



Fungsi : Tempat melepas panas hasil di dalam reaktor yang dibawa cycle gas kemudian masuk kembali ke reaktor

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon steel, A213*

Jumlah : 8 buah

Rate Masuk : 70346.056 kg/jam

Tujuan : 1. Menentukan tipe Cooler
2. Menentukan bahan konstruksi
3. Menentukan spesifikasi Cooler

Utilitas Pendingin : Air

Komposisi Feed :

	kg	kmol	basis: 1 jam
C3=	503428	11963.31	
C3	3184.38	72.21	
H2	671.237	332.68	
N2	55484.8328	1978.55	

Suhu Masuk : 92.64 °C
Keluar : 72 °C

$$\begin{aligned}
 \text{Beban dingin} &= m \times C_p \times dT \\
 &= 70346.1 \times 2.0459 \times -20.64 \\
 &= -2970526.158 \text{ kJ} \\
 &= -2815515.192 \text{ Btu}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

$$m = \frac{\text{beban dingin}}{C_p \times dT}$$

$$C_p \text{ cooling water} = 4.186$$

$$m_{cw} = 13202.3385 \text{ Kg}$$

$$= 29106.1395 \text{ lb}$$

$$m_{hot} = 70346.06 \text{ Kg}$$

$$= 155086.322 \text{ lb}$$

Menghitung Δt

Fluida Panas : Propylene

$$T1 = 93 \text{ }^\circ\text{C} = 199 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T2 = 72 \text{ }^\circ\text{C} = 162 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida dingin

$$t1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t2 = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih	Δt
198.7524813	Suhu tinggi	113	85.75248	Δt_1
161.6	Suhu rendah	86	75.6	Δt_2
37.1524813	Selisih	27		

$$\text{LMTD } (\Delta t) = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = 80.56966$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t1 - t2} = 1.376$$

$$S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1} = 0.2395$$

$$Ft = 0.93 \rightarrow \Delta T = 74.93 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{av} = 180 \text{ } ^\circ\text{F} \quad t_{av} = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8, hal 840 untuk sistem *gas liquid solutions* pada *cooler*

$$\begin{aligned} \text{Trial} \quad U_d &= 20 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \\ A &= \frac{Q}{(U_d \cdot \Delta T)} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, hal 107}) \\ &= \frac{2815515.192}{20 \times 74.93} = 1878.769052 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

digunakan Shell and tube Heat exchanger ($A > 125$)

Memilih ukuran tube

Tabel 10 hal 843 Kern

$$\text{OD} = 1 \frac{1}{2} \text{ inch}$$

$$\text{BWG} = 8$$

$$L = 18 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1.17 \text{ inch}$$

$$a'' = 0.3925$$

$$a'_t = 1.075$$

Menghitung jumlah pipa dan diameter *shell*

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{a'' \times L} \\ &= \frac{1878.769052}{0.3925 \times 18} = 266 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

Shell	Tube
ID : 39 in	<i>No. of Tube</i> : 307
B : 8 in	OD, BWG : 1.50 in
n' : 1	8 BWG
	<i>Pitch</i> : 1.88 in triang
	n : 2

$$\text{UD Koreksi} = \frac{N_t}{x} \times \text{Udtrial}$$

$$\begin{aligned}
 &= 265.93 \times 20 \\
 &= 17.324 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 N_{t_{\text{std}}} &= 307
 \end{aligned}$$

Hasil kesimpulan sementara : Type HE 1-2

Bagian Shell	Bagian Tube
IDs = 39.00	OD = 1 1/2
n' = 1.00	L = 18 ft
B = 7.80	ID = 1 1/6
	(Table 10, hal 843)
	BWG = 8
	a' = 2/5
	a'' = 2/5
	(Fig. 28, hal 838 kern)
	PT = 1 7/8
	C' = 3/8
	Nt = 307
	n = 2
	de = 1 1/2 in

shell : cooling water

5. Menghitung Nre

Menghitung C'

$$\begin{aligned}
 C' &= PT - OD \\
 &= 1.9 - 1 \frac{1}{2} \\
 &= \frac{3}{8}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{ID \times C' \times B}{144 PT} \\
 &= 0.4225 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

tube : cycle gas

5. Menghitung Nre

$$at = \frac{Nt \times at'}{144 n}$$

$$at = \frac{3}{7} \text{ ft}^2$$

Mass velocity

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$G_s = 31248 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\begin{aligned} \mu &= 8.9E-01 \text{ cp hysys} \\ &= \text{#####} \text{ lb/ ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} De &= \frac{1}{12} \\ &= 0.09 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Res} &= \frac{DeG_s}{\mu} \\ &= \text{#####} \end{aligned}$$

6. JH (Faktor Panas)
Dari fig. 28 hal. 838 Kern
didapatkan

$$J_h = 25 \text{ Btu/hft}^2\text{°F}$$

7. Harga koefisien film
perpindahan panas
(ho)

$$\begin{aligned} \text{Pada } t_a &= 100 \text{ °F} \\ &38 \text{ °C} \\ &311 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k &= 0.353 \\ &\text{Btu/(jam)(ft}^2\text{)(°F/ft)} \\ cp &= 1.0039 \text{ Btu/lb°F} \\ &\text{(fig.2 Kern)} \end{aligned}$$

Mass velocity

$$G_s = \frac{W}{a_t}$$

$$G_s = 370670.4 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\begin{aligned} \mu &= 2.0E-02 \text{ cp} \\ &= 4.8E-02 \\ &\text{lb/ ft.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} De &= \frac{1.17}{12} \\ &= 0.0975 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Res} &= \frac{DeG_s}{\mu} \\ &= 7E+05 \end{aligned}$$

6. JH (Faktor Panas)
Dari fig. 28 hal. 838 (Kern)
JH = 1200

$$\text{Btu/hft}^2\text{°F}$$

7. Harga koefisien film
perpindahan panas
(hio)

$$\begin{aligned} T_{av} &= 180 \text{ °F} \\ &82 \text{ °C} \\ &355 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k &= 0.02 \\ &\text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F/ft)} \\ cp &= 0.480713 \\ &\text{Btu/lb°F} \\ &\text{(hysys)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ø}_s &= \frac{(c.\mu)^{1/3}}{k} & \text{ø}_s &= \frac{(c.\mu)^{1/3}}{k} \\ &= 1.8299 & &= 1.09 \\ \text{ho} &= \frac{jH.k}{De} \frac{(c.\mu)^{1/3}}{k} \text{ø}_s & \text{hi} &= \frac{jH.k\text{ø}_s}{De} \frac{(c.\mu)^{1/3}}{k} \\ \underline{\text{ho}} &= 179.45 & \underline{\text{hi}} &= 2E+02 \\ \text{ø}_s & \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} & \text{ø}_t & \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \\ \text{Tube-wall temperature} & & \text{hio} &= \frac{\text{hi}}{\text{do}} \\ \text{tw} &= \text{tc} + \frac{h_o/\text{ø}_s (T_c - \text{tc})}{\text{hio} + h_o/\text{ø}_s} & \text{hio} &= 186.6501 \\ &= 139.04 \text{ F} \\ \text{Pada tw} &= 139.044992 \text{ °F} \\ \mu_w &= 0.53458187 \text{ cp} = 0.5 \\ \text{ø}_s &= \frac{(\mu_w)^{0.14}}{\mu_w} = 1.07404527 \end{aligned}$$

Corrected coefficient

$$\begin{aligned} \text{ho} &= \frac{\underline{\text{ho}}}{\text{ø}_s} \times \text{ø}_s = 192.739415 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \\ \text{hio} &= \frac{\underline{\text{hi}}}{\text{ø}_s} \times \text{ø}_s = 257.01 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

8. Tahanan Panas Pipa Bersih

$$\begin{aligned} \text{Uc} &= \frac{\text{hio}}{\text{hio}} \times \frac{\text{ho}}{\text{ho}} \\ &= 110.14 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \\ \text{Rd} &= \frac{\text{Uc} - \text{Ud}}{\text{Uc} \times \text{Ud}} = 0.0409208 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Rd dihitung > Rd ketentuan 0,003, sehingga desain HE memenuhi

Pressure drop

shell

tube

Nre 1.31E+03

Nre 7.47E+05

sg 1

sg 0.0315

f 0.00025

f 0.0008

N+1 28

dPt 2 psi

dPs 0.00 psi

Spesifikasi	:	Cycle Gas Cooler (E-212)					
Fungsi	:	Menurunkan temperatur <i>cycle gas</i> sebelum masuk ke reaktor					
Type	:	Shell and Tube Heat Exchanger					
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel, A179					
Kapasitas	:	70346.056				kg/jam	
Jumlah	:	8.000				buah	
<i>Dimensi Heat Exchanger</i>							
Bagian Shell				Bagian Tube			
IDs	=	0.99	cm	OD	=	3.81	cm
n'	=	1.0	buah	L	=	5.94	m
B	=	8.0	buah	ID	=	2.9718	cm
de	=	2.74	cm	BWG	=	8	
n'	=	1		a'	=	2.532253	cm ²
				a"	=	2.532253	cm ²
				PT	=	1.875	cm
				C'	=	0.9525	cm
				Nt	=	307	buah
				n	=	2	
				de	=	2.9718	cm
Luas <i>Heat Transfer</i>	:	1878.77				ft ²	

C.8 Catalyst Feeder (F-220)

Fungsi : Sebagai tempat penyimpanan katalis sebelum memasuki reaktor

Tipe : Tangki silinder, tutup atas *standard dished head* dan bawah *conical*

Jenis Sambungan : *Double Welded Butt Joints*

E : *joint efficiency* = 0.8

$P_{\text{operasi}} = 30 \text{ kg/cm}^2 = 426.69 \text{ psig}$

$P_{\text{desain}} = 1.1 \times P_{\text{operasi}} = 469.359 \text{ psig}$

Temperatur (T) = 35 °C

Waktu Tinggal (τ) = 7 hari = 168 jam

Densitas Katalis = 173 kg/m³

Jumlah Alat = 1

$\alpha = 60^\circ$

c : faktor korosi = 0.125 in

Material : SA-212 Grade A

f : *maximum allowable stress* = 16250 psi

Massa Katalis = 4.41 kg/h

Laju Alir Volumetrik (Q) = 0.0255 m³/h

Volume minimum = Q x τ
 = 0.02549 x 168
 = 4.28254 m³ = 151.237 ft³

untuk volume ruang kosong 20% volume total

$V_{\text{TOTAL}} = 189.0457 \text{ ft}^3$

$L_s = 1.5 \times D$

$V_{\text{TOTAL}} = V_{\text{head}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{bottom}}$

$V_{\text{head}} = 0.0847 \times D^3 = 10.7498 \text{ ft}^3$

$V_{\text{silinder}} = 0.3 \times \pi \times D^2 \times L_1$

= 0.3 x 3.14159 x D³ x 1.5

$$\begin{aligned}
 &= 149.5199 \text{ ft}^3 \\
 V_{\text{bottom}} &= \pi \times D^3 / 24 \times \tan(0.5\alpha) \\
 &= 3.141593 \times D^3 / 24 \times 0.5774 \\
 &= 28.77512 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

selesaikan V_{TOTAL} untuk memperoleh nilai D

$$D = 5.02542 \text{ ft} = 60.305 \text{ in} = 1.5317 \text{ m}$$

$$L_s = 7.53813 \text{ ft} = 90.458 \text{ in} = 2.2976 \text{ m}$$

Tebal Silinder

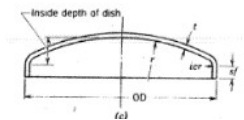
$$\begin{aligned}
 t_s &= \left(\frac{p \times r_i}{E - 0.6p} \right) \left(\frac{f}{c} \right) + c \\
 &= 469.359 \times 30.1525 / \left(\frac{16250}{0.8 - 281.6} \right) + 0.125 \\
 &= 1.23775 \text{ in} = 1.25 \text{ in (Standar)} \\
 &= 0.03175 \text{ m}
 \end{aligned}$$

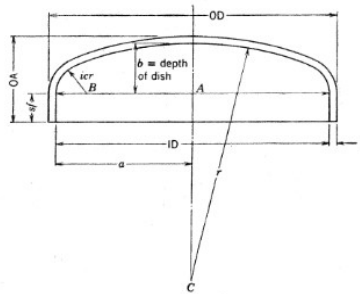
$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= D + 2t_s = 60.3051 + 2.5 \\
 &= 62.8051 \text{ in} = 66 \text{ in (Standar)} \\
 &= 1.6764 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= \text{OD} - 2t_s = 66 - 2.5 \\
 &= 63.5 \text{ in} = 1.6129 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Tutup Atas berbentuk Standard Dished Head

$$\begin{aligned}
 t_h &= \left(\frac{0.885p \times 0.5D}{E - 0.1p} \right) \left(\frac{f}{c} \right) + c \\
 &= \left(\frac{415.3827 \times 31.75}{16250} \right) \left(\frac{0.8 - 46.936}{0.8 - 46.936} \right) + 0.125 \\
 &= 1.14317 \text{ in} = 1.25 \text{ in (Standar)} \\
 &= 0.03175 \text{ m}
 \end{aligned}$$





$$\begin{aligned}
 icr &= 13.75 \text{ in} \\
 r &= 180 \text{ in} \\
 sf &= 1.5 \text{ in} \\
 a &= ID / 2 = 31.75 \text{ in} \\
 AB &= a - icr = 18 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 166.25 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 165.27 \text{ in} \\
 b &= r - AC = 14.727 \text{ in} \\
 OA &= t_h + b + sf = 17.4773 \text{ in} \\
 &= 0.44392 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Tutup Bawah

$$\begin{aligned}
 t_b &= 0.5Dp / \cos 0.5\alpha \left(\frac{f}{E} - 0.6p \right) + c \\
 &= 14902.1 / 0.86603 \left(\frac{16250}{0.8} - 281.62 \right) + 0.125 \\
 &= 1.47796 \text{ in} = 1.125 \text{ in (Standar)} \\
 &= 0.02858 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$p/fE = 0.0361$$

$$\Delta = 121.314^\circ$$

karena $0.5\alpha < \Delta$, maka tidak diperlukan *compression ring*

Tinggi Tutup Bawah

$$\begin{aligned}
 h_b &= 0.5 \times D / \tan(0.5\alpha) \\
 &= 0.5 \times 63.5 / 0.577350269 \\
 &= 54.9926 \text{ in} = 1.3968 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Total} &= \text{OA} + L_s + h_b \\
 &= 4.13836 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	:	Catalyst Feeder (F-220)	
Bahan	:	Carbon Steel SA-212 Grade A	
Tipe	:	Bejana Silinder, Tutup Atas Standard Dished Head, Tutup Bawah Conical	
Jenis Sambungan	:	<i>Double Welded Butt Joints</i>	
OD	:	1.6764	m
ID	:	1.6129	m
Tinggi Silinder	:	2.297623345	m
Tebal Silinder	:	0.03175	m
Tinggi Tutup Atas	:	0.44392364	m
Tebal Tutup Atas	:	0.03175	m
Tinggi Tutup Bawah	:	1.396812374	m
Tebal Tutup Bawah	:	0.028575	m
Tinggi Total	:	4.138359358	m
Jumlah	:	1	buah

C.9 TEAL Feeder (F-230)

Fungsi : Sebagai tempat penyimpanan TEAL sebelum memasuki reaktor

Tipe : Tangki silinder, tutup atas *standard dished head* dan bawah *conical*

Jenis Sambungan : *Double Welded Butt Joints*

E : = 0.8

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 35 \text{ kg/cm}^2 = 497.805 \text{ psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{operasi}} = 547.586 \text{ psig} \\
 \text{Temperatur (T)} &= 35 \text{ }^\circ\text{C} \\
 \text{Waktu Tinggal } (\tau) &= 7 \text{ hari} = 168 \text{ jam} \\
 \text{Densitas TEAL} &= 620 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Jumlah Alat} &= 1 \\
 \alpha &= 60 \text{ }^\circ \\
 c &: \text{ faktor korosi} = 0.125 \text{ in} \\
 \text{Material} &: \text{ SA-212 Grade A} \\
 f &: \text{ maximum allowable stress} = 16250 \text{ psi} \\
 \text{Massa Katalis} &= 24.87 \text{ kg/h} \\
 \text{Laju Alir Volumetrik (Q)} &= 0.0401 \text{ m}^3/\text{h} \\
 \text{Volume minimum} &= Q \times \tau \\
 &= 0.04011 \times 168 \\
 &= 6.73897 \text{ m}^3 = 237.984 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

untuk volume ruang kosong 20% volume total

$$\begin{aligned}
 V_{\text{TOTAL}} &= 297.4805 \text{ ft}^3 \\
 L_s &= 2 \times D \\
 V_{\text{TOTAL}} &= V_{\text{head}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{bottom}} \\
 V_{\text{head}} &= 0.0847 \times D^3 = 13.3866 \text{ ft}^3 \\
 V_{\text{silinder}} &= 0.25 \times \pi \times D^2 \times L_1 \\
 &= 0.25 \times 3.1416 \times D^3 \times 2 \\
 &= 248.2605 \text{ ft}^3 \\
 V_{\text{bottom}} &= \pi \times D^3 / 24 \times \tan(0.5\alpha) \\
 &= 3.141593 \times D^3 / 24 \times 0.57735027 \\
 &= 35.83332 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

selesaikan V_{TOTAL} untuk memperoleh nilai D

$$D = 5.40666 \text{ ft} = 64.88 \text{ in} = 1.648 \text{ m}$$

$$L_s = 10.8133 \text{ ft} = 129.76 \text{ in} = 3.2959 \text{ m}$$

Tebal Silinder

$$t_s = \left(\frac{p \times r_i}{E - 0.6p} \right) \left(\frac{f}{c} \right) + 0.125$$

$$= \frac{547.586 \times 32.44}{0.8 - 328.6} \left(\frac{16250}{16250} \right) + 0.125$$

$$= 1.52686 \text{ in} = 1.875 \text{ in (Standar)}$$

$$= 0.04763 \text{ m}$$

$$OD = D + 2t_s = 64.8799 + 3.75$$

$$= 68.6299 \text{ in} = 72 \text{ in (Standar)}$$

$$= 1.8288 \text{ m}$$

$$D = OD - 2t_s = 72 - 3.75$$

$$= 68.25 \text{ in} = 1.7336 \text{ m}$$

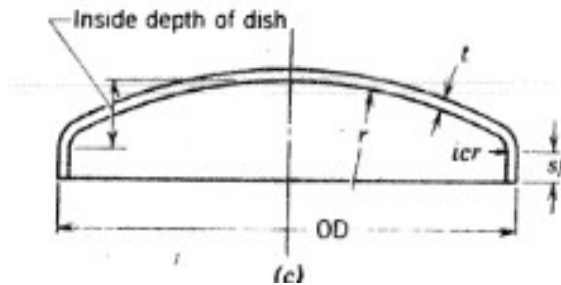
Tebal Tutup Atas berbentuk Standard Dished Head

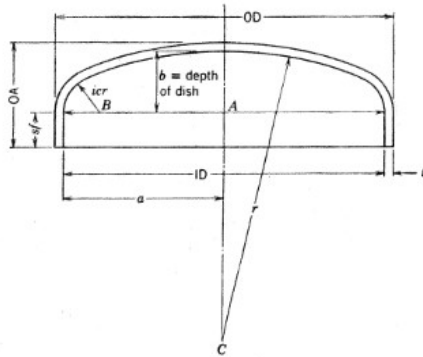
$$t_h = \left(\frac{0.885p \times 0.5D}{E - 0.1p} \right) \left(\frac{f}{c} \right) + 0.125$$

$$= \left(\frac{484.6132 \times 34.125}{0.8 - 54.759} \right) \left(\frac{16250}{16250} \right) + 0.125$$

$$= 1.40249 \text{ in} = 1.5 \text{ in (Standar)}$$

$$= 0.0381 \text{ m}$$





$$\begin{aligned}
 icr &= 13.75 \text{ in} \\
 r &= 180 \text{ in} \\
 sf &= 1.5 \text{ in} \\
 a &= ID / 2 = 34.125 \text{ in} \\
 AB &= a - icr = 20.375 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 166.25 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 165 \text{ in} \\
 b &= r - AC = 15.003 \text{ in} \\
 OA &= t_h + b + sf = 18.0033 \text{ in} \\
 &= 0.45728 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Tutup Bawah

$$\begin{aligned}
 t_b &= \frac{0.5Dp}{\cos 0.5\alpha} \left(\frac{f}{E} - 0.6p \right) + c \\
 &= \frac{18686.4}{0.86603} \left(\frac{16250}{0.8} - 328.55 \right) + 0.125 \\
 &= 1.82782 \text{ in} = 1.875 \text{ in (Standar)} \\
 &= 0.04763 \text{ m} \\
 p/fE &= 0.04212 \\
 \Delta &= 139.366^\circ
 \end{aligned}$$

karena $0.5\alpha < \Delta$, maka tidak diperlukan *compression ring*

Tinggi Tutup Bawah

$$\begin{aligned}
 h_b &= 0.5 \times D / \tan(0.5\alpha) \\
 &= 0.5 \times 68.25 / 0.577350269 \\
 &= 59.1062 \text{ in} = 1.5013 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Total} &= OA + L_s + h_b \\
 &= 5.25448 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	:	TEAL Feeder (F-230)	
Bahan	:	Carbon Steel	
Tipe	:	Bejana Silinder, Tutup Atas Standard Dished Head, Tutup Bawah Conical	
Jenis Sambungan	:	<i>Double Welded Butt Joints</i>	
OD	:	1.8288	m
ID	:	1.73355	m
Tinggi Silinder	:	3.295901455	m
Tebal Silinder	:	0.047625	m
Tinggi Tutup Atas	:	0.457282984	m
Tebal Tutup Atas	:	0.0381	m
Tinggi Tutup Bawah	:	1.501298339	m
Tebal Tutup Bawah	:	0.047625	m
Tinggi Total	:	5.254482778	m
Jumlah	:	1	buah

C.10 Resin Chamber (D-310)

Fungsi: Pemisahan antara solid dan gas yang terdapat pada gas keluaran reaktor

Tipe: Kolom bertekanan

Dasar Teori : Brownell and Young, Process vessel Design

Jumlah Alat : 1 Unit

Rate Feed masuk : 30711.9 kg/jam

Temperature inlet : 72.00 C = 345.15 K

Pressure Operating : 18 bar = 261 psi

Desain : 28 bar = 406 psi

Komposisi Feed : C3= = 63237.00 kg/jam

dalam mass flow C3 = 400.00 kg/jam

H2 = 84.32 kg/jam

N2 = 6963.90 kg/jam

Resin = 27807.07 kg/jam

Lama penyimpanan: : 0.5 jam

$\rho_{\text{gas}} = 24.6 \text{ kg/m}^3$

$\rho_{\text{resin}} = 946 \text{ kg/m}^3$

Menghitung laju volumetrik resin

$$q = \frac{\dot{m}_{\text{resin}}}{\rho_{\text{resin}}}$$

$$q = 29.3944 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Digunakan Tangki silinder dengan tutup atas hemispherical dan tutup bawah conical

$$\text{Volume tangki} = 14.7 \text{ m}^3 = 519 \text{ ft}^3$$

$$\alpha \text{ tutup bawah} = 60^\circ$$

$$V_{\text{ruang kosong}} = 50\% \text{ vol. resin}$$

$$V_{\text{total}} = 22.0 \text{ m}^3 = 778.50 \text{ ft}^3$$

$$Ls/D = 2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= V_{\text{silinder}} + V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{tutup bawah}} \\ 778.5023039 &= \frac{\pi (D_i^2) L_s}{4} + 0.847 (D_i^3) \\ &\quad + \frac{\pi (D_i^3)}{24 \text{ tg } 1/2 \alpha} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 778.5023039 &= 2.6437 (D_i^3) \\ D_i &= 6.6529 \text{ ft} = 79.8352 \text{ in} \\ L_s &= 13.3059 \text{ ft} = 159.6704 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal tangki:

Bahan = Carbon Steel SA - 212 Grade A

P_{total} = 261.07 psig

P_{rencana} = 261.07 psig

Faktor keamanan = 1.1

$P_{\text{desain}} (P_d)$ = 1.1 x 261.07

= 287.18 psig

(*App. Brownell & Young*)

S = 16250 psi

(*Double welded butt join*)

E = 0.85

Faktor korosi (C) = 0.1 in

Tebal *shell* (t_s) = $\frac{P_d \times D_i}{2(S.E - 0,6 P_d)} + C$ (*Brownell hal 254*)

= 0.9404 in

Standarisasi = 1 in

OD = $D_i + 2t_s$

= 81.8352 in ~ 84 in

dimana : (*Brownell & Young, Pers. 13.1, p254*)

t_s = Tebal minimum silinder, in

P_d = Tekanan Design, psi

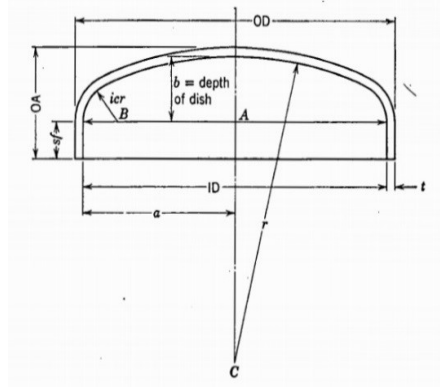
f = Allowable stress maksimum, psi

D_i = Diameter dalam silinder, in

E = Effisiensi sambungan las

C = Tebal korosi, in

Tebal tutup atas (th_a):



$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} (P_d) &= 287.18 \text{ psig} \\
 th_a &= \frac{0,885 \times P \times D_i}{2(f \cdot E - 0,1 \cdot p)} + C \quad (\text{Brownell, Pers 13.12, p 258}) \\
 &= 0.8360 \text{ in} \\
 &= 7/8 \text{ in (Standarisasi)} \\
 &\quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90}) \\
 OD &= 84 \text{ in} \\
 icr &= 5 \frac{1}{2} \text{ in} \\
 &\quad (\text{Brownell, Table 5.6, p 88}) \\
 sf &= 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2} \text{ in} = 2 \text{ in} \\
 r &= 84 \text{ in} \\
 a &= \frac{D_i}{2} \\
 &= 39.9176 \text{ in} \\
 AB &= \frac{D_i}{2} - (icr)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 34.4176 \text{ in} \\
 BC &= r - (icr) \\
 &= 78.5 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= 70.5527 \text{ in} \\
 b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= 13.4473 \text{ in} \\
 OA &= th_a + b + sf \\
 &= 16.3223 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal tutup bawah (th_b):

$$\begin{aligned}
 th_b &= \frac{P \cdot Di}{4(f \cdot E - 0,6P) \cdot \cos \frac{1}{2} \alpha} + C \\
 &= 0.5801 \text{ in} \\
 &= 5/8 \text{ in (Standarisasi)}
 \end{aligned}$$

Tinggi tutup bawah:

$$hh_b = \frac{Di}{2 \operatorname{tg} \frac{1}{2} \alpha} = 69.1817 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 L_{\text{total}} &= L_s + OA + hhb \\
 &= 245.1745 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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	:	345.15	K
Tekanan Desain	:	28	Bar
Dimensi Vessel			
ID	:	2.0828	Meter

OD	:	2.1336	Meter
Tebal Shell	:	2.54	cm
Tebal Tutup Atas	:	2.2225	cm
Tebal Tutup Bawah	:	2.86512	cm
Tinggi Total	:	6.227431799	meter
Jenis Tutup Atas	:	Dished head	
Jenis Tutup Bawah	:	Conical	
Massa Resin	:	13903.53278	kg
Waktu Tinggal	:	0.5	jam

C.11 Resin Degassing Column (D-320)

Jenis Sambungan	=	<i>Double welded butt joints</i>	
E	: <i>joint efficiency</i>	=	0.8
P _{operasi}	=	5	kg/cm ² = 71.115 psig
P _{desain}	=	1.1 x P _{operasi}	= 78.2265 psig
Temperatur (T)	=	160	°C
Waktu Tinggal (τ_{total})	=	15	menit (US Patent 4758654)
Jumlah Alat	=	1	
α	=	60	°
c	: faktor korosi	=	0.125 in
Material	:	SA-240 Grade C	
f	: <i>maximum allowable stress</i>	=	15800 psi
Dimensi Silinder			
D ₁	:	Diameter <i>Upper Zone</i>	
D ₃	:	Diameter <i>Lower Zone</i>	
D ₁	=	1.5 x D ₃	(US Patent 4758654)
τ_1	:	Waktu Tinggal <i>Upper Zone</i>	
τ_2	:	Waktu Tinggal <i>Intermediate Zone</i>	
τ_3	:	Waktu Tinggal <i>Lower Zone</i>	
τ_1	=	τ_2 = τ_3 =	5 menit (US Patent 4758654)
V ₁	:	Volume <i>Upper Zone</i>	
V ₂	:	Volume <i>Intermediate Zone</i>	
V ₃	:	Volume <i>Lower Zone</i>	
Upper Zone			
Massa Resin	=	28275.96016	kg/h
Massa N ₂	=	817.2592788	kg/h
ρ_{resin}	=	946	kg/m ³
ρ_{N2}	=	1.165	kg/m ³

$$\begin{aligned}
 V_1 &= \left(\frac{M_{\text{resin}}}{\rho_{\text{N}_2}} \right) \times \frac{\rho_{\text{resin}}}{\tau_1} + M_{\text{N}_2} \\
 &= \frac{28275.96}{1.165} \times \frac{946}{0.0833} + 817.259 \\
 &= 60.95001 \text{ m}^3 = 2152.4 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

L_1 : Tinggi *Upper Zone*

$$L_1 = 2 \times D_1$$

Tutup Atas berbentuk *Standard Dished Head*

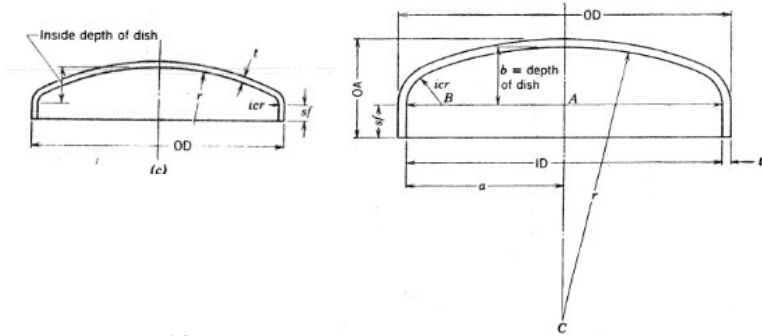
$$\begin{aligned}
 V_1 &= V_{\text{tutup atas}} + V_{\text{silinder 1}} = 2152.43 \text{ ft}^3 \\
 V_{\text{tutup atas}} &= 0.0847 \times D_1^3 = 110.125 \text{ ft}^3 \\
 V_{\text{silinder 1}} &= 0.25 \times \pi \times D_1^2 \times L_1 \\
 &= 0.25 \times 3.1416 \times 2 \times D_1^3 \\
 &= 2042.304 \text{ ft}^3 \\
 D_1 &= 10.91441 \text{ ft} = 130.97 \text{ in} \\
 &= 3.326712 \text{ m} \\
 L_1 &= 21.82882 \text{ ft} = 261.95 \text{ in} \\
 &= 6.653423 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Silinder *Upper Zone*

$$\begin{aligned}
 t_{s1} &= \left(\frac{p \times r_i}{E - 0.6p} \right) \left(\frac{f}{c} + 1 \right) \\
 &= \frac{78.2265 \times 65.4865}{78.2265 \times 0.8 - 46.9} \left(\frac{15800}{0.125} + 1 \right) \\
 &= 0.53179 \text{ in} = 0.625 \text{ in (standar)} \\
 &= 0.01588 \text{ m} \\
 OD_1 &= D_1 + 2t_s = 132.223 \text{ in} \\
 &= 138 \text{ in (Standar)} = 3.5052 \text{ m} \\
 D_1 &= OD_1 - 2t_s = 136.75 \text{ in} \\
 &= 3.47345 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Tutup Atas berbentuk *Standard Dished Head*

$$\begin{aligned}
 t_h &= \left(\frac{0.885p}{E} \times \frac{0.5D}{-0.1p} \right) + c \\
 &= \left(\frac{69.23045}{0.8} \times \frac{68.375}{-7.8227} \right) + 0.125 \\
 &= 0.49973 \text{ in} = 0.5 \text{ (Standar)} \\
 &= 0.0127 \text{ m}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 icr &= 13.75 \text{ in} \\
 r &= 180 \text{ in} \\
 sf &= 1.5 \text{ in} \\
 a &= ID / 2 = 68.375 \text{ in} \\
 AB &= a - icr = 54.625 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 166.25 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 157.02 \text{ in} \\
 b &= r - AC = 22.98 \text{ in} \\
 OA &= t_h + b + sf = 24.9803 \text{ in} \\
 &= 0.6345 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Intermediate Zone

Intermediate Zone berbentuk *truncated cone* dengan diameter atas merupakan diameter *Upper Zone* dan diameter bawah merupakan *diameter Lower Zone*

$$D_1 = 2 \times D_3$$

$$D_1 = 136.75 \text{ in} = 11.396 \text{ ft}$$

$$D_3 = 68.375 \text{ in} = 5.6979 \text{ ft}$$

$$r_1 = 68.375 \text{ in} = 5.6979 \text{ ft}$$

$$r_3 = 34.1875 \text{ in} = 2.849 \text{ ft}$$

$$\text{Massa Resin} = 27807.06556 \text{ kg/h}$$

$$V_2 = \left(\frac{\text{Massa Resin}}{\rho_{\text{resin}}} \right) \times \tau_2$$

$$= \left(\frac{27807.06556}{946} \right)$$

$$\times 0.08333$$

$$= 2.44953 \text{ m}^3 = 86.504 \text{ ft}^3$$

$$V_2 = \pi \times L_2 \times \left(r_1^2 \right.$$

$$\left. + r_1 r_3 + r_3^2 \right) / 3$$

$$86.5043 = 3.141593 \times L_2 \times \left(\frac{32^2}{3} \right.$$

$$\left. + \frac{16.2331 \times 8.1}{3} \right)$$

$$L_2 = 1.453915 \text{ ft} = 17.447 \text{ in}$$

$$= 0.443153 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Intermediate Zone} = \text{Tebal Upper Zone}$$

$$= 0.625 \text{ in}$$

Lower Zone

Tutup bawah berbentuk *conical*

$$D_3 = 68.375 \text{ in} = 5.6979 \text{ ft}$$

$$\text{Massa Resin} = 27807.06556 \text{ kg/h}$$

$$\text{Massa Steam} = 17.6888747 \text{ kg/h}$$

$$\rho_{\text{resin}} = 946 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 3.256268 \text{ kg/m}^3$$

$$V_3 = \left(\frac{M_{\text{resin}}}{\rho_{\text{resin}}} + \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}} \right) \times \tau_3$$

$$= \frac{27807.07}{946} + 17.6889$$

$$\frac{1}{3.25627} \times 0.0833$$

$$= 2.902218 \text{ m}^3 = 102.49 \text{ ft}^3$$

$$V_3 = V_{\text{silinder 2}} + V_{\text{tutup bawah}}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tutup bawah}} &= \pi \times D_3^3 / 24 \times \tan(0.5\alpha) \\
 &= 3.1 \times 184.99 / 24 \times 0.5774 \\
 &= 41.9418 \text{ ft}^3 \\
 V_{\text{silinder 2}} &= 0.25 \times \pi \times D_3^2 \times L_3 \\
 60.549 &= 0.25 \times 3.1416 \times 32.4663 \times L_3 \\
 L_3 &= 2.37457 \text{ ft} = 28.495 \text{ in} \\
 &= 0.723769 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal silinder *lower zone*

$$\begin{aligned}
 t_{s1} &= \left(\frac{p \times r_i}{E - 0.6p} \right) \left(\frac{f}{c} + 0.125 \right) \\
 &= \frac{78.2265 \times 34.1875}{15800 - 46.9} \left(\frac{15800}{0.8} + 0.125 \right) \\
 &= 0.33737 \text{ in} = 0.375 \text{ in (Standar)} \\
 &= 0.00953 \text{ m} \\
 OD_3 &= D_3 + 2t_{s1} = 68.375 + 0.75 \\
 &= 69.125 \text{ in} = 72 \text{ in (Standar)} \\
 &= 1.8288 \text{ m} \\
 D_3 &= OD_3 - 2t_{s1} = 71.25 \text{ in} \\
 &= 1.80975 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Tutup Bawah

$$\begin{aligned}
 t_b &= \frac{0.5D_3p}{\cos 0.5\alpha \left(\frac{f}{c} \times E - 0.6p \right) + c} \\
 &= \frac{2786.82}{0.86603 \left(15800 \times 0.8 - 46.9359 \right) + 0.125} \\
 &= 0.38053 \text{ in} = 0.4375 \text{ in (Standar)} \\
 &= 0.01111 \text{ m} \\
 p/fE &= 0.00619 \\
 \Delta &= 31.5664^\circ
 \end{aligned}$$

karena $0.5\alpha < \Delta$, maka tidak diperlukan *compression ring*
Tinggi Tutup Bawah

$$\begin{aligned}
 h_b &= 0.5 \times D / \tan(0.5\alpha) \\
 &= 0.5 \times 71.25 / 0.577350269 \\
 &= 61.7043 \text{ in} = 1.5673 \text{ m} \\
 \text{Tinggi Total} &= OA + L_1 + L_2 + L_3 + h_b \\
 &= 0.6 + 6.7 + 0.4 + 1 + 1.6 \\
 &= 10.0221 \text{ m}
 \end{aligned}$$

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	:	Double Welded Butt Joints	
OD Upper Zone	:	3.51	m
ID Upper Zone	:	3.47	m
Tebal Upper Zone	:	0.02	m
Tinggi Upper Zone	:	6.65	m
Tinggi Intermediate Zone	:	0.44	m
OD Lower Zone	:	1.83	m
ID Lower Zone	:	1.81	m
Tebal Lower Zone	:	0.01	m
Tinggi Lower Zone	:	0.72	m
Tebal Tutup Atas	:	0.01	m
Tinggi Tutup Atas	:	0.63	m
Tebal Tutup Bawah	:	0.01	m
Tinggi Tutup Bawah	:	1.57	m
Tinggi Total	:	10.02	m
Jumlah	:	1.00	buah

C.12 Vent Recovery Compressor (G-410)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas vent recovery

Tipe : Kompresor reciprocating

Dasar Teori : GPSA Engineering Handbook
Smith, Van ness, dan Abbot,

Jumlah Alat : 1 Unit

Rate Feed masuk : 70731.75 kg/jam

Temperature inlet : 72 °C = 345.15 K

Pressure Suction : 261.068 psi = 18 bar

Discharge : 609.16 psi = 42 bar

Komposisi Feed : C3= = 63237.18 kg/jam

C3 = 399.91 kg/jam

H2 = 84.87 kg/jam

N2 = 7009.79 kg/jam

$\eta_{\text{isentropic}}$: 0.78

Menentukan Jenis kompresor

$\rho = 1.5357877 \text{ lb/ft}^3$

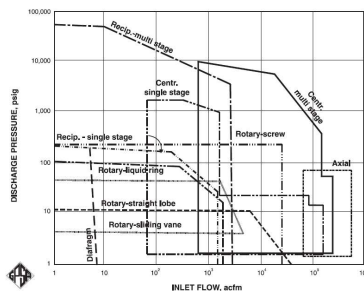
$q = \frac{\text{Mass rate}}{\rho}$

$q = 1692.2547 \text{ acfm}$

$P_{\text{discharge}} = 594.4596 \text{ psig}$

Digunakan Kompresor centrifugal single stage

pressure ratio = 2.33333



1 Perhitungan suhu keluar

$$r = 2.33333$$

Tabel C.1 untuk propylene dan propane

	A	B	C	D	fraksi
propylene	7.792	0.02271	-7E-06	0	0.83382
propane	1.213	0.02879	-9E-06	0	0.00503
Hydrogen	3.249	0.422		0.083	0.02321
Nitrogen	3.28	0.593		-0.04	0.13794
Campuran	7.03109	0.11067	-6E-06	-0.0036	42.0931

Menghitung T1' Dengan persamaan 7.18

$$T'_1 = T_0 * \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{R}{Cps}}$$

Diasumsikan T1' sebesar 330 K dan dilakukan goal seek agar nilai persamaan kanan dan kiri sama

T0	T1'	τ	Cps/R	T1'	err
343.15	349.774	1.0193	44.3157	349.774	-8E-08

$$\frac{Cps}{R} = A + [BT_0 + \left(C T_0^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2}\right) \left(\frac{\tau + 1}{2}\right)] \ln\left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau}\right)$$

Menghitung Ws dari nilai T1' dan Cph

C _{ph}	W _{s,isentropic}	W _s
371.432	2460.3705	3154.32

$$\frac{Cph}{R} = A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2}$$

$$W_{s,isentropic} = (Cph)(T'_1 - T_0)$$

$$W_s = \frac{W_{s,isentropic}}{\eta}$$

Menghitung nilai T1

T1	Tav	Cp	Ws	Tav	Err
360.097	351.624	372.252	3154.32	351.624	-0.0001

$$T1 = T0 + \frac{W_s}{Cph(Tavg)}$$

2 Perhitungan k

$$k = \frac{cp}{cv}$$

nilai k diambil dari simulasi hysys

	inlet	outlet	Average
T	621.27	648.175	634.722
P	18.00	42	
k	1.13	1.11	1.12
z	1	1	1.00

(dalam renkin)

bar

(dari simulasi hysys)

$$\begin{aligned} \dot{m} &= 70731.75 \text{ kg/jam} \\ &= 2598.9463 \text{ lb/min} \end{aligned}$$

$$H_{is} = \frac{1545}{Mw} * \frac{T_0}{k-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right]$$

$$H_{is} = 20204.704 \text{ ft lb/lb}$$

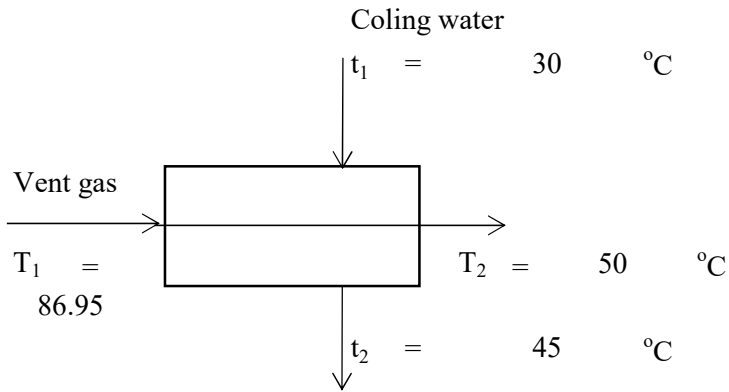
$$Ghp = H_{is} * \frac{w}{\eta * 33000}$$

$$Ghp = 2040.05$$

$$\begin{aligned} \text{Mechanical loss} &= Ghp^{0.4} \\ &= 21.0793 \end{aligned}$$

$$Bhp = 2061.13 \text{ hp}$$

Spesifikasi	:	Vent Recovery Compressor (G-410)				
Tipe Unit	:	Centrifugal compressor				
Material	:	Carbon steel				
Rate Feed masuk	:	28384.98	kg/jam			
Temperature Inlet	:	72	°C =	345	K	
Temperature Outlet	:	87	°C =	360	K	
Pressure	Suction	:	261.068	psi =	18	bar
	Discharge	:	609.16	psi =	42	bar
Power	:	2061.13	hp			

C.13 Vent Recovery Cooler (E-411)

Fungsi : Pendinginan gas recovery untuk pemisahan komponen ringan dan berat

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon steel, A213*

Jumlah : 3 buah

Rate Masuk : 23577.251 kg/jam

Utilitas Pendingin : Air

Komposisi Feed : kg

C3=	63237.17648
C3	399.9113766
H2	84.87233448
N2	7009.792754

basis: 1 jam

Suhu Masuk : 86.95 °C

Keluar : 50 °C

basis: 1 jam

$$\begin{aligned}
 \text{Beban dingin} &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 23577.3 \times 1.869301 \times -36.947 \\
 &= -2\text{E}+06 \text{ kJ} = -1543393 \text{ Btu}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

$$m = \frac{\text{beban dingin}}{C_p \times dT}$$

$$C_p \text{ cooling water} = 4.186$$

$$m_{cw} = 7237.18091 \text{ Kg}$$

$$= 15955.2338 \text{ lb}$$

$$m_{hot} = 23577.25 \text{ Kg}$$

$$= 51978.8791 \text{ lb}$$

Menghitung Δt

Fluida Panas : Propylene

$$T1 = 87 \text{ }^\circ\text{C} = 189 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T2 = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida dingin

$$t1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t2 = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih	Δt
188.5046485	Suhu tinggi	113	75.50465	Δt_1
122	Suhu rendah	86	36	Δt_2
66.50464852	Selisih	27		

$$LMTD (\Delta t) = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = 53.33599$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t1 - t2} = 2.4631$$

$$S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1} = 0.2634$$

$$Ft = 0.9 \rightarrow \Delta T = 48.00239 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{av} = 155 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = 100 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8, hal 840 untuk sistem *gas liquid solutions* pada *cool*

$$\begin{aligned}
 \text{Ud} &= 17.948 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \\
 A &= \frac{Q}{(\text{Ud} \cdot \Delta T)} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, hal 107}) \\
 &= \frac{1543392.697}{17.948 \times 48.002} = 1791.435201 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

digunakan Shell and tube Heat exchanger ($A > 125$)

Memilih ukuran tube

Tabel 10 hal 843 Kern

$$\text{OD} = 1 \frac{1}{2} \text{ inch}$$

$$\text{BWC} = 8$$

$$L = 18 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1.17 \text{ inch}$$

$$a'' = 0.3925 \text{ outside flow area}$$

$$a_t' = 1.075 \text{ flow area pertube}$$

Menghitung jumlah pipa dan diameter shell

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{a'' \times L} = \frac{1791.435201}{0.3925 \times 18} \\
 &= 253.56 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 hal 841-842 Kern dipilih *heat exchanger* dengan ketentuan :

Shell

$$\text{ID} : 39 \text{ in}$$

$$B : 8 \text{ in}$$

$$n' : 1$$

Tube

$$\text{No. of Tube} : 307$$

$$\text{OD, BWG} : 1.50 \text{ in}$$

$$8 \text{ BWG}$$

$$\text{Pitch} : 1.875$$

in triangular

$$n : 2$$

$$\begin{aligned}
 \text{UD Koreksi} &= \frac{N_t}{N_{t_{\text{std}}}} \times \text{Udtrial} \\
 &= \frac{253.56}{307} \times 17.948 = 14.8 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Hasil kesimpulan sementara : Type HE 1-2

Bagian Shell	Bagian Tube
IDs = 39.00	OD = 1 1/2
n' = 1.00	L = 18 ft
B = 7.80	(Table 10, hal 843)
	ID = 1 1/6
	BWG = 8
	a' = 2/5
	(Fig. 28, hal 838 kern)
	a" = 2/5
	PT = 1 7/8
	C' = 3/8
	Nt = 307
	n = 2
	de = 1 1/2 in

shell : cooling water

tube : cycle gas

5. Menghitung Nre

5. Menghitung Nre

Menghitung C'

$$at = \frac{Nt \times at'}{144 n}$$

$$\begin{aligned} C' &= PT - OD \\ &= 1.9 - 1 \frac{1}{2} \\ &= \frac{3}{8} \end{aligned}$$

$$at = \frac{3}{7} \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} as &= \frac{ID \times C' \times B}{144 PT} \\ &= 0.4225 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Mass velocity

Mass velocity

$$Gs = \frac{W}{as}$$

$$Gs = \frac{W}{at}$$

$$Gs = 37764 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$Gs = 124234.3 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\mu = 8.9E-01 \text{ cp hysys}$$

$$\mu = 1.1E-02 \text{ cp}$$

$$= 2.1549 \text{ lb/ft.jam}$$

$$= 0.026817 \text{ lb/ ft.jam}$$

$$\begin{aligned} De &= \frac{1}{12} \\ &= 0.09 \text{ ft} \\ NRes &= \frac{DeGs}{\mu} \\ &= 1.58E+03 \end{aligned}$$

6. JH (Faktor Panas)

Dari fig. 28 hal. 838 Kern

$$Jh = 30 \text{ Btu/hft}^2\text{°F}$$

7. Harga koefisien film
perpindahan panas ho

$$\begin{aligned} \text{Pada } t_a &= 100 \text{ °F} \\ &38 \text{ °C} \\ &311 \text{ K} \end{aligned}$$

$$k = 0.3530378 \text{ Btu/(jam)(ft}^2\text{)(°F/ft)}$$

$$cp = 1.0039 \text{ Btu/lb°F (fig.2 Kern)}$$

$$\begin{aligned} \text{ø} s &= \frac{(c.\mu)^{1/3}}{k} \\ &= 1.8299 \end{aligned}$$

$$ho = \frac{jH k (c.\mu)^{1/3} \text{ø} s}{De k}$$

$$\frac{ho}{\text{ø} s} = 215.34 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.°F}$$

Tube-wall temperature

$$tw = tc + \frac{ho/\text{ø} s(Tc-tc)}{hio + ho/\text{ø} s}$$

$$= 142.8 \text{ F}$$

$$\text{Pada } tw = 142.800701 \text{ °F}$$

$$\begin{aligned} De &= \frac{1.17}{12} \\ &= 0.0975 \text{ ft} \\ NRes &= \frac{DeGs}{\mu} \\ &= 5E+05 \end{aligned}$$

6. JH (Faktor Panas)

Dari fig. 28 hal. 838 (Kern)

$$JH = 600 \text{ Btu/hft}^2\text{°F}$$

7. Harga koefisien film
perpindahan panas hio

$$\begin{aligned} Tav &= 155 \text{ °F} \\ &68 \text{ °C} \\ &342 \text{ K} \end{aligned}$$

$$k = 0.01349$$

$$\text{Btu/(h)(ft}^2\text{)(°F/ft)}$$

$$cp = 0.44000 \text{ Btu/lb°F hysys}$$

$$\begin{aligned} \text{ø} s &= \frac{(c.\mu)^{1/3}}{k} \\ &= 0.96 \end{aligned}$$

$$hi = \frac{jHk (c.\mu)^{1/3} \text{ø} s}{De k}$$

$$\frac{hi}{\text{ø} t} = 8E+01$$

$$\text{Btu/jam.ft}^2\text{.°F}$$

$$hio = \frac{hi di}{do}$$

$$hio = 61.924$$

$$\begin{aligned}\mu_w &= 0.53458187 \text{ cp} \\ &= 0.5 \\ \rho_s &= (\mu)^{0.14} \\ &= 1.07404527\end{aligned}$$

Corrected coefficient

$$h_o = \frac{h_o}{\rho_s} \times \rho_s = 231.287298 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{oF}$$

$$\begin{aligned}h_{io} &= \frac{h_i}{\rho_s} \times \rho_s \\ &= 85.268\end{aligned}$$

8. Tahanan Panas Pipa Bersih

$$\begin{aligned}U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 62.3 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{oF}\end{aligned}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0.03966568 \text{ (memenuhi)}$$

Rd dihitung > Rd ketetapan 0,003, sehingga desain HE memenu

Pressure drop

shell		tube	
Nre =	1.58E+03	Nre =	4.52E+05
sg =	1	sg =	0.031494
f =	0.00025	f =	0.0008
N+1 =	28	dPt =	0.22 psi
dPs =	0.01 psi		

Spesifikasi	:	Vent Recovery Cooler (E-411)
Fungsi	:	Pendinginan gas recovery untuk pemisahan komponen ringan dan
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel, A179

Kapasitas	:	23577.251	kg/jam
Jumlah	:	3.000	buah
<i>Dimensi Heat Exchanger</i>			
Bagian Shell		Bagian Tube	
IDs	=	0.99 m	OD = 3.81 cm
n'	=	1.00 buah	L = 54.55 m
B	=	8.00 buah	ID = 2.97 cm
de	=	2.74 cm	BWG = 20.32 cm
n'	=	1.00	a' = 2.53 cm ²
		a''	= 2.53 cm ²
		PT	= 4.76 cm
		C'	= 0.95 cm
		Nt	= 307.00 buah
		n	= 2.00
		de	= 2.97 cm
Luas <i>Heat Transfer</i>	:	1791.44	ft ²
Pressure drop shell	:	0.01	psi
Pressure drop tube	:	0.22	psi

C.14 Vent Gas Recovery Chamber (D-420)

Fungsi : Pemisahan antara gas ringan dan C3

Tipe : Kolom flashing

Dasar Theori : Smith Van ness dan abbot

Jumlah Alat : 1 Unit

Rate Feed masuk : 70731.8 kg/jam

Temperature inlet : 50.00 °C = 323.15 K

Pressure Operating : 41.985 bar = 609 psi

Desain : 46.1835 bar = 670 psi

Komposisi Feed : C3= = 63237.18 kg/jam

dalam mass flow C3 = 399.91 kg/jam

H2 = 84.87 kg/jam

N2 = 7009.79 kg/jam

perhitungan komposisi cairan dan gas

	mol flow	z	K	zK	yi
C3=	1505.65	0.83299	0.49959	0.41615	0.4873
C3	9.08889	0.00503	0.40984	0.00206	0.0025
H2	42.4362	0.02348	19.75	0.46368	0.0711
N2	250.35	0.1385	29.4631	4.08077	0.439
V	0.29186				
L	0.70814				
	xi	1+ V(Ki-1)	$\Sigma ziki/(1+v*ki-1)$		
C3=	0.9754	0.853952333	0.487326078		
C3	0.0061	0.827757137	0.00248963		
H2	0.0036	6.472299279	0.071640911		
N2	0.0149	9.307121697	0.438456434		
V		0.999913053	$\Sigma ziki/(1+v*ki-1)$		
L		8.6947E-05	Err		

nilai K dan Psat didapat dari hysys

Komposisi

	kmol/jam		kg/jam	
	Liquid	Gas	Liquid	Gas
C3=	1248.5	257.068	52436.9	10796.9
C3	7.80791	1.31884	343.548	58.029
H2	4.60795	37.5078	9.2159	75.0156
N2	19.0718	231.588	534.01	6484.47
	1279.99	527.536	53323.7	17414.4

Digunakan waktu retensi 10 menit

$$\rho_{\text{liquid}} = 521.294 \text{ kg/m}^3$$

$$q = 102.291 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_{\text{liq}} = 17.0485 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{liq}} = 20\% \text{ volume total}$$

$$V = 85.2425 \text{ m}^3$$

digunakan faktor keamanan 1.1

$$V = 93.7667 \text{ m}^3$$

$$L/D = 2$$

$$V_{\text{total}} = 93.8 \text{ m}^3 = 3311.18 \text{ ft}^3$$

$$Ls/D = 2$$

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas
+ Volume tutup bawah

$$3311.1845 = \frac{\pi (D_i^2)Ls}{4} + 0.847 (D_i^3)$$

$$+ 0.847 (D_i^3)$$

$$3311.1845 = 3.2640 (D_i^3)$$

$$D_i = 10.0480 \text{ ft} = 120.5755 \text{ in}$$

$$Ls = 20.0959 \text{ ft} = 241.1510 \text{ in}$$

Tebal tangki:

Bahan = Carbon Steel SA - 212 Grade A

P_{rencana} = 608.94 psig

FIG. 7-20

Typical Retention Times for Gas/Liquid Separator

Application	Retention Time, minutes
Natural Gas - Condensate separation	2 - 4
Fractionator Feed Tank	10 - 15
Reflux Accumulator	5 - 10
Fractionation Column Sump	2
Amine Flash Tank	5 - 10
Refrigeration Surge Tank	5
Refrigeration Economizer	3
Heat Medium Oil Surge Tank	5 - 10

$$\begin{aligned}
 \text{Faktor keamanan} &= 1.1 \\
 P_{\text{desain}} (P_d) &= 1.1 \quad \times \quad 608.94 \\
 &= 669.84 \quad \text{psig} \\
 &(\text{App. Brownell \& Young}) \\
 S &= 18000 \quad \text{psi} \\
 &(\text{Double welded butt join}) \\
 E &= 0.85 \\
 \text{Faktor korosi (C)} &= 0.1 \quad \text{in} \\
 \text{Tebal shell (t}_s) &= \frac{P_d \times D_i}{2(S.E - 0,6 P_d)} + C \\
 &= 2.8106 \quad \text{in} \quad (\text{Brownell hal 254}) \\
 \text{Standarisasi} &= 3 \quad \text{in} \\
 \text{OD} &= D_i + 2t_s \\
 &= 126.5755 \quad \text{in} \quad \sim \quad 130 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

dimana : *(Brownell&Young,Pers.13.1,p254)*

ts = Tebal minimum silinder, in

Pd = Tekanan Design, psi

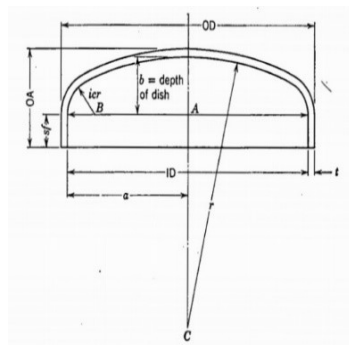
f = Allowable stress maksimum, psi

Di = Diameter dalam silinder, in

E = Effisiensi sambungan las

C = Tebal korosi, in

Tebal tutup atas dan bawah (th_a):



$$P_{\text{desain}} (P_d) = 669.84 \text{ psig}$$

(Brownell, Pers 13.12, p258)

$$\begin{aligned} th_a &= \frac{0,885 \times P \times Di}{2(f \cdot E - 0,1 \cdot p)} + C \\ &= 2.4461 \text{ in} \\ &= 2 \frac{1}{2} \text{ in (Standarisasi)} \\ &\text{(Brownell, Table 5.7, p 90)} \end{aligned}$$

$$OD = 130 \text{ in}$$

$$icr = 5 \frac{1}{2} \text{ in}$$

(Brownell, Table 5.6, p 88)

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2} \text{ in} = 2 \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{Di}{2} \\ &= 60.2877 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{Di}{2} - (icr) \\ &= 54.7877 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - (icr) \\ &= 78.5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 56.2188 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 27.7812 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= th_a + b + sf \\ &= 32.2812 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_{\text{total}} &= L_s + 2 \cdot OA \\ &= 305.7134 \text{ in} \end{aligned}$$

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	:	46.1835	Bar
Dimensi Vessel			
ID	:	124	inch
OD	:	130	inch
Tebal Tutup Atas	:	3	inch
Tebal Tutup Bawah	:	2.5	inch
Tinggi Total	:	25.476113	ft
Tipe Tutup Atas	:	Dished head	
Tipe Tutup Bawah	:	Dished head	
Massa Liquid	:	8887.283	kg
Waktu Tinggal	:	10	menit

C.15 Distillation Column (D-430)

Fungsi: Pemisahan antara propylene dan propane

Tipe: Kolom distilasi

Dasar Theori : Robin Smith

Jumlah Alat : 1 Unit

Rate Feed masuk : 30711.9 kg/jam

Temperature inlet : 50.00 °C = 323.15 K

Pressure Operating : = 41 bar = 595 psi

Desain : = 45.1 bar = 654 psi

Komposisi Feed : C3= = 52804.31 kg/jam

dalam mass flow C3 = 343.10 kg/jam

H2 = 10.20 kg/jam

N2 = 597.34 kg/jam

		K value	mol rate	xi
C3=	:	0.4877502	1257.25	0.97349
C3	:	0.40867	7.80	0.00604
H2	:	19.110068	5.10	0.00395
N2	:	28.706842	21.33	0.01652

K value didapat dari hysys

Relative volatility

N2 : 70.244561

H2 : 46.761617

C3= : 1.1935064 LK

C3 : 1 HK

Spesifikasi produk diinginkan

Bottom : C3= : 0.08 kmol = 1.05394 %mol/mol

C3 : 7.65 kmol = 98.9461 %mol/mol

Top : C3= : 1249.59 kmol = 97.9172 mol frac

C3 : 0.15 kmol = 0.01137 mol frac

H2 : 5.10 kmol = 0.39972 mol frac

N2 : 21.33 kmol = 1.67167 mol frac

$$N_{min} = \frac{\log \left[\frac{d_L \cdot b_H}{d_H \cdot b_L} \right]}{\log \alpha_{LH}} \quad (9.37)$$

$$N_{min} = 76.8986$$

$$\sum_{i=1}^{NC} \frac{\alpha_{ij} x_{i,F}}{\alpha_{ij} - \theta} = 1 - q \quad (9.50)$$

$$R_{min} + 1 = \sum_{i=1}^{NC} \frac{\alpha_{ij} x_{i,D}}{\alpha_{ij} - \theta} \quad (9.51)$$

	xif	alfajj	theta	Xid	9.5	9.51
N ₂	0.017	70.24	1	1.67167	0.01675741	1.6958384
H ₂	0.004	46.76	1	1.67167	0.00403626	1.7082396
C3=	0.973	1.19	1	97.9172	6.03539779	607.06039
C3	0.006	1.00	1	0.01137	-6.0561729	-11.403618
			sigma 95		1.8535E-05	
					Rmin+1	599.06085
					Rmin	598.06085

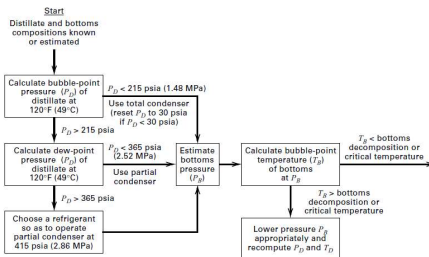


Figure 7.16 Algorithm for establishing distillation-column pressure and condenser type.

$$\begin{aligned}
 T_{\text{condenser}} &= 50 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 P_{\text{condenser}} &= 21 \text{ bar} \\
 \text{digunakan : } N &= 1.5 \text{ } N_{\text{min}} \\
 &= 115 = 116 \\
 R &= 1.2 \text{ } R_{\text{min}} \\
 P_{\text{reboiler}} &= P_{\text{condenser}} + N P_{\text{dropperstage}} + P_{\text{drop cond}} \\
 &= 21 + 116 \cdot 0.00689476 + 0.137895 \\
 &= 21.937687 \\
 T_{\text{reboiler}} &= 60.8 \\
 Q_c &= D R \text{ } dH_{\text{vap}} \\
 dH_{\text{vapD}} &= 122.226 \text{ kcal/kg} = 511.393584 \text{ kJ/kg} \\
 Q_c &= -19264268821 \text{ kJ/jam} \\
 V_b &= \frac{D R}{B} = 92291.135 \\
 Q_r &= B V_b \text{ } dH_{\text{vapB}} \\
 dH_{\text{vapB}} &= 261.5 \text{ kJ/kg} \\
 Q_r &= 8208951732 \text{ KJ/jam}
 \end{aligned}$$

Diameter kolom

TABLE 14.7 Rough Relationship of Tower Diameter to Reboiler Duty

Situation	Reboiler Duty (million Btu/h)
Pressure distillation	$0.5D^2$
Atmospheric pressure distillation	$0.3D^2$
Vacuum distillation	$0.15D^2$

D = Tower diameter (ft).

(rule of thumb of chemical engineer)

$$\begin{aligned}
 Q_r &= 778.058 \text{ million Btu/jam} \\
 d &= 6.23722 \text{ ft} = 1.9011 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

TABLE 14.6 Guidelines for Selection of Tray Spacing [15]

Condition	Tray Spacing	Comments
Column diameter >3000 mm (10 ft)	>600 mm (>24 in.)	Large tray spacing required because tray support beams restrict access
Column diameter from 1200 to 3000 mm (4–10 ft)	600 mm (24 in.)	This spacing is sufficiently wide to allow a worker to freely crawl between trays
Column diameter from 750 to 1200 mm (2.5–4 ft)	450 mm (18 in.)	Crawling between trays is seldom required
Fouling and corrosive service	>600 mm (>24 in.)	Frequent maintenance expected
Systems with a high foaming tendency	At least 450 mm (18 in.) but preferably 600 mm (24 in.) or higher	Required to avoid premature flooding
Columns operating in spray regime	At least 450 mm (18 in.) but preferably 600 mm (24 in.) or higher	Required to avoid excessive entrainment
Columns operating in froth regime	<450 mm (<18 in.)	Lower tray spacing restricts allowable vapor velocity, thereby promoting froth-regime operation

$$L_t = 600 \text{ mm}$$

$$L_{tt} = N * L_t$$

$$L_{tt} = 69.6 \text{ meter} = 228.346 \text{ ft}$$

$$L_{total} = L_{tt} + L_{surge} + L_{el}$$

$$L_{surge} = 10 \text{ ft (bottom surge capacity)}$$

$$L_{el} = 4 \text{ ft (removal of entrained liquid)}$$

$$L_{total} = 242 \text{ ft} = 73.8672 \text{ meter}$$

Perhitungan dinding

$$D_i = 6.2372 \text{ ft} = 74.8466 \text{ in}$$

$$L_s = 242.3465 \text{ ft} = 2908.1575 \text{ in}$$

Tebal tangki:

$$\text{Bahan} = \text{Carbon Steel SA - 212 Grade A}$$

$$P_{rencana} = 594.66 \text{ psig}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 1.1$$

$$P_{desain} (P_d) = 1.1 \times 594.66$$

$$= 654.12 \text{ psig}$$

(*App. Brownell & Young*)

$$S = 16250 \text{ psi}$$

(*Double welded butt join*)

$$E = 0.85$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0.1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal shell } (t_s) &= \frac{P_d \times D_i}{2(S.E - 0,6 P_d)} + C && \text{(Brownell hal 254)} \\
 &= 1.9241 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi} &= 2 \text{ in} \\
 \text{OD} &= D_i + 2t_s \\
 &= 78.8466 \text{ in} \sim 84 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dimana : (Brownell&Young,Pers.13.1,p254)

t_s = Tebal minimum silinder, in

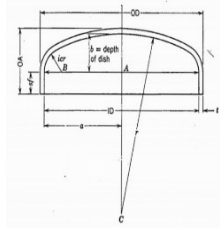
P_d = Tekanan Design, psi

f = Allowable stress maksimum, psi

D_i = Diameter dalam silinder, in

E = Effisiensi sambungan las

C = Tebal korosi, in



Tebal tutup atas dan bawah (th_a):

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} (P_d) &= 654.12 \text{ psig} \\
 th_a &= \frac{0,885 \times P \times D_i}{2(f.E - 0,1.p)} + C && \text{(Brownell,Pers13.12, p258)} \\
 &= 1.6759 \text{ in} \\
 &= 1 \frac{7}{8} \text{ in (Standarisasi)} && \text{(Brownell, Table 5.7,p 90)} \\
 \text{OD} &= 84 \text{ in} \\
 \text{icr} &= 5 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell,Table 5.6,p 88)

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2} \text{ in} = 2 \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

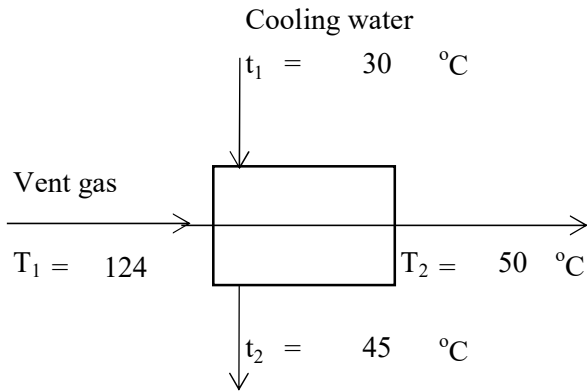
$$\begin{aligned}
 a &= \frac{D_i}{2} \\
 &= 37.4233 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AB} &= \frac{D_i}{2} - (\text{icr}) \\
 &= 31.9233 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - (icr) \\
 &= 78.5 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= 71.7158 \text{ in} \\
 b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= 12.2842 \text{ in} \\
 OA &= th_a + b + sf \\
 &= 16.1592 \text{ in} \\
 L_{\text{total}} &= L_s + 2*OA \\
 &= 2940.4759 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	:	Distillation Column (D-430)		
Tipe Unit	:	Kolom distilasi		
Material	:	Carbon steel		
Rate Feed masuk	:	53754.95	kg/jam	
Temperature Desain	:	50.0 °C	=	323.15 K
Temperatur Kondense	:	50.0 °C	=	323.15 K
Temperatur Reboiler	:	60.8 °C	=	333.95 K
Pressure desain	:	654.12 psi	=	45.10 bar
Pressure Kondenser	:	304.58 psi	=	21.00 bar
Pressure Reboiler	:	318.18 psi	=	21.94 bar
Dimensi Vessel				
ID	:	80.00	inch	
OD	:	84.00	inch	
Tebal Shell	:	2	inch	
Tebal Tutup Atas	:	1 7/8	inch	
Tebal Tutup Bawah	:	1 1/8	inch	
Tinggi Total	:	245.04	ft	
Tipe Tutup Atas	:	Dished head		
Tipe Tutub Bawah	:	Dished head		
Jumlah Tray	:	116		
Tray Spacing	:	600	mm	

C.16 Propylene Condenser (E-431)



- Fungsi : Kondenser
 Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*
 Bahan : *Carbon steel, A213*
 Jumlah : 8 buah
 Rate masuk : 8327.161 kg/jam
 Tujuan : 1. Menentukan tipe Cooler
 2. Menentukan bahan konstruksi Cooler
 3. Menentukan spesifikasi Cooler
 Utilitas pendingin : Cooling Water
 Komposisi Feed :

	kg	kmol	
C3=	7615.3	181.317	0.91
C3	662.46	15.4061	0.08
H2	0.22	0.10985	0
N2	49.15	1.75524	0.01

basis: 1 jam

- Suhu Masuk : 109 °C
 Keluar : 72 °C
 Beban dingin = -3216503.3 kJ
 = -3048656.5 Btu

Menghitung kebutuhan air pendingin

$$m = \frac{\text{beban dingin}}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$C_{p\text{cooling}} = 4.186$$

$$m_{\text{cw}} = 48536.3 \text{ kg}$$

$$= 107004 \text{ lb}$$

$$m_{\text{hot}} = 8327 \text{ kg}$$

$$= 18358.2 \text{ lb}$$

Menghitung Δt

Fluida Panas Propylene

$$T_1 = 124 \text{ } ^\circ\text{C} = 255 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin

$$t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih	Δt
255	Suhu tinggi	113	142	Δt_1
122	Suhu rendah	86	36	Δt_2
133.2	Selisih	27		

$$LMTD (\Delta t) = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = 77.3$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = 4.93$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.16$$

$$F_t = 0.97 \rightarrow \Delta T = 75 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{av}} = 189 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{\text{av}} = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8, hal 840 untuk sistem *gas water dan heavy organic water* pada *cooler*

$$\text{Trial } U_d = 30 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{(U_d \cdot \Delta T)} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, hal 107})$$

$$= \frac{3048656.486}{30 \times 75} = 1355.15 \text{ ft}^2$$

digunakan Shell and tube Heat exchanger ($A > 125$) dengan cara perhitungan yang sama seperti cycle gas cooler, didapat spesifikasi heat eschanger sebagai berikut

Spesifikasi	:	E431 Condenser	
Fungsi	:	Kondenser	
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel, A179	
Kapasitas	:	8327.161	kg/jam
Jumlah	:	1	buah

C.17 Reboiler (E-432)

Spesifikasi	:	Reboiler (E-432)	
Fungsi	:	Kondenser	
Tipe	:	Kettle reboiler	
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel, A179	
Kapasitas	:	125.456	kg/jam
Jumlah	:	1	buah
Kebutuhan Steam	:	34290.992	kg/jam
Beban Kalor	:	71469739	kJ/jam

C.18 C3 Recycle Compressor (G-440)

Fungsi: Menaikkan tekanan gas vent recovery

Type: Kompresor reciprocating

Dasar Theori : GPSA Engineering Handbook
Smith, Van ness, dan Abbot,

Jumlah Alat : 1 Unit

Rate Feed masuk : 92465.06 kg/jam

Temperature inlet : 50 °C = 323.15 K

Pressure Suction : 290.076 psi = 20 bar

Discharge : 464.122 psi = 32 bar

Komposisi Feed :	C3=	=	$\frac{63219.51}{\text{kg/jam}}$
	C3	=	$\frac{273.2886}{\text{kg/jam}}$
	H2	=	$\frac{84.199555}{\text{kg/jam}}$
	N2	=	$\frac{6953.9}{\text{kg/jam}}$

$\eta_{\text{isentropic}}$: 0.78 (perry)

Menentukan Jenis kompresor

ρ = 1.9541868 lb/ft³

q = $\frac{\text{Mass rate}}{\rho}$

q = 1738.5776 acfm

$P_{\text{discharge}}$ = 449.4216 psig

Digunakan Kompresor centrifugal single stage

pressure ratio = 1.6

1 Perhitungan suhu keluar

r = 1.6

Tabel C.1 untuk propylene dan propane

	A	B	C	D	y
propylene	7.792	0.02271	-7E-06	0	0.83536
propane	1.213	0.02879	-9E-06	0	0.00345
Hydrogen	3.249	0.422		0.083	0.02336

Nitrogen	3.28	0.593		-0.04	0.13783
Campuran	7.04129	0.11066	-6E-06	-0.0036	39.1427
	mol rate	Mw	Mw		
propylene	1505.23	44	36.8		
propane	6.2111	42	0.14		
Hydrogen	42.0998	2	0.05		
Nitrogen	248.354	28	3.86		
Campuran	1801.89		40.8		

Menghitung T1' Dengan persamaan 7.18

$$T'_1 = T_0 * \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{R}{C_{ps}}}$$

Diasumsikan T1' sebesar 330 K dan dilakukan goal seek agar nilai persamaan kanan dan kiri sama

T0	T1'	τ	Cps/R	T1'	err
323.15	326.77	1.0112	42.1911	326.77	-2E-08

$$\frac{C_{ps}}{R} = A + [BT_0 + \left(C T_0^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2}\right) \left(\frac{\tau + 1}{2}\right)] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau}\right)$$

Menghitung Ws dari nilai T1' dan Cph

C _{ph}	W _{s,isentropic}	W _s
352.414	1275.7287	1635.55

$$\frac{C_{ph}}{R} = A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2}$$

$$W_{s,isentropic} = (C_{ph})(T'_1 - T_0)$$

$$W_s = \frac{W_{s,isentropic}}{\eta}$$

Menghitung nilai T1

T1	Tav	Cp	Ws	Tav	Err
332.42	327.785	352.865	1635.55	327.785	2.5E-06

$$T1 = T0 + \frac{W_s}{C_{ph} (T_{avg})}$$

2 Perhitungan k

$$k = \frac{c_p}{c_v}$$

nilai k diambil dari simulasi hysys

	inlet	outlet	Average
T	581.67	598.356	590.013
P	20.00	32	
k	1.12	1.12	1.12
z	1	1	1.00

T1 P1

520 14.7

(dalam renkin)

bar

(dari simulasi hysys)

$$\begin{aligned} \dot{m} &= 92465.06 \text{ kg/jam} \\ &= 3397.5085 \text{ lb/min} \end{aligned}$$

$$H_{is} = \frac{1545}{Mw} * \frac{T_0}{\frac{k-1}{k}} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{k-1/k} - 1 \right]$$

$$H_{is} = 5901.4409 \text{ ft lb/lb}$$

$$Ghp = H_{is} * \frac{w}{\eta * 33000} \quad Ghp = 374.984$$

$$\begin{aligned} \text{Mechanical loss} &= Ghp^{0.4} & \text{Bhp} &= 385.69 \text{ hp} \\ &= 10.7055 \end{aligned}$$

Spesifikasi	:	C3 Recycle Compressor (G-440)			
Type Unit	:	Centrifugal compressor			
Material	:	Carbon steel			
Rate Feed masuk	:	92465.06	kg/jam		
Temperature Inlet	:	50 °C	=	323	K
Temperature Outlet	:	59 °C	=	332	K
Pressure	Suction	:	290.076	psi	= 20 bar
	Discharge	:	464.122	psi	= 32 bar
Power	:	385.69	hp		

C.19 Mixer (M-510)

$$\begin{aligned}\text{Mass Rate (M)} &= 28301.044 \text{ kg/h} \\ &= 7.8614011 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

$$\text{Densitas Padat } (\rho_s) = 946 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas Melt } (\rho_m) = 756.8 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetric Flow (Q)} = 0.0103877 \text{ m}^3/\text{s}$$

Whelan, T., Dunning, D., & Dynisco Inc. (1988). The Dynisco extrusion processors handbook. Norwood, Mass: Dynisco Inc.

Rekomendasi untuk PP *extrusion*

$$L/D = 27$$

$$\text{Compression Ratio (CR)} = 3$$

US 2009/0121372A1

$$\text{Sudut Helix } (\theta) = 45^\circ$$

$$\text{Melt Viscosity } (\mu) = 250 \text{ Pa.s}$$

USEON SAT-X175 Twin Screw Extruder

$$\text{Output Maximum} = 8000 \text{ kg/h}$$

$$\text{Jumlah Extruder} = 4$$

$$\text{Mass Rate (tiap unit)} = 7075.3 \text{ kg/h}$$

$$\text{Diameter (D)} = 0.175 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (L)} = 4.725 \text{ m}$$

$$\text{Motor} = 2000 \text{ kW}$$

$$\text{Specific torque} = 10.2 \text{ Nm/cm}^3$$

$$\text{Maximum Speed} = 300 \text{ rpm}$$

$$\text{Kecepatan Screw} = 270 \text{ rpm}$$

Menentukan Jumlah *Die Hole*

$$\text{Diameter Pellet (d)} = 0.002 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas Die Hole } (A_1) &= 0.25 \times \pi \times d^2 \\ &= 0.25 \times 3.1416 \times 4E-06\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3.142\text{E-}06 \quad \text{m}^2 \\
 \text{Luas Die Plate } (A_2) &= 0.25 \quad \times \quad \pi \quad \times \quad D^2 \\
 &= 0.25 \quad \times \quad 3.1416 \quad \times \quad 0.175 \\
 &= 0.1374447 \quad \text{m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Die Hole Maks } (n_{\max}) &= A_2 \quad / \quad A_1 \\
 &= 0.1374 \quad / \quad 3.142\text{E-}06 \\
 &= 43750
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Pellet } (V_1) &= 0.3333 \quad \times \quad \pi \quad \times \quad d^2 \\
 &= 0.3333 \quad \times \quad 3.1416 \quad \times \quad 0.000004 \\
 &= 4.189\text{E-}06 \quad \text{m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Pellet } (m_p) &= V_1 \quad \times \quad \rho_s \\
 &= 4\text{E-}06 \quad \times \quad 946 \\
 &= 0.0039626 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju Produksi Pellet } (v_p) &= M \quad / \quad m_p \\
 &= 7.8614 \quad / \quad 0.004 \\
 &= 1983.9 \quad \text{pellet/s}
 \end{aligned}$$

Pelletizer BKG AH D500

$$\text{Motor Cutter} = 90 \quad \text{kW}$$

$$\text{Laju Cutter } (v_c) = 300 \quad \text{rpm} = 5 \quad \text{rps}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Die Hole } (n) &= v_p \quad / \quad v_c \\
 &= 1983.9 \quad / \quad 5 \\
 &= 396.78039 \\
 n &= 397 \quad (n < n_{\max})
 \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Luar (D_l)

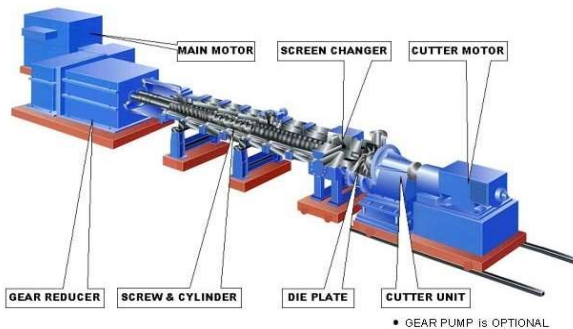
$$\text{Kebutuhan Steam } (m_s) = 924.64979 \quad \text{kg/h}$$

$$\text{Densitas Uap } (\rho_v) = 3.2566165 \quad \text{kg/m}^3$$

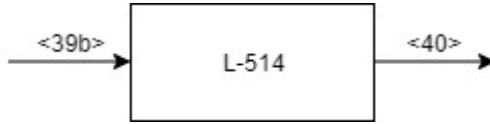
$$\begin{aligned}
 \text{Debit Steam } (Q_s) &= m_s \quad / \quad \rho_v \\
 &= 924.65 \quad / \quad 3.2566
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 283.92959 \text{ m}^3/\text{h} \\
 &= 0.0789 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Laju Steam } (v_s) &= 40 \text{ m/s} \\
 Q_s &= 0.25 \times \pi \times (D_L^2 - D^2) \\
 &\quad \times v_s \\
 0.0789 &= 0.25 \times 3.1416 \times (D_L^2 - 0.175^2) \\
 &\quad \times 40 \\
 D_L &= 0.4213 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	:	Mixer (M-510)
Tipe	:	Twin-Screw
Jumlah	:	2 buah
Bahan	:	Carbon Steel
Panjang	:	5 m
Diameter Barrel	:	0.175 m
Diameter Luar	:	0.4213 m
Kecepatan Putar Screw	:	270 rpm
Daya Total Screw	:	2000 kW



C.23 Cycle Water Pump (L-514)



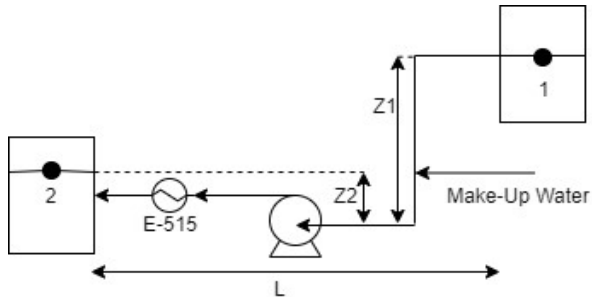
Neraca Massa

$$\begin{aligned} \langle 36 \rangle &= \langle 37 \rangle = 34726 \text{ kg/h} = 21.27 \text{ lbm/s} \\ &= 1927.073539 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{water}} \text{ at } 77.507 \text{ }^\circ\text{C} &= 973.3206 \text{ kg/m}^3 = 60.76 \text{ lb/ft}^3 \\ &350.66 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{\text{water}} &= 0.00037 \text{ kg/m.s} = 0.00025 \text{ lb/ft.s} \\ &= 0.365184971 \text{ cp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ (flowrate)} &= 35.6777252 \text{ m}^3/\text{h} = 1259.946823 \text{ ft}^3/\text{h} \\ &= 0.349985229 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$



Titik Referensi

Titik 1 : Pellet Dryer (B-520)

Titik 2 : Mixer (M-150)

$$Z_1 = 10.04 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 0.2 \text{ ft}$$

$$L = 13.12 \text{ ft}$$

$$D_{i,opt} = 3.9q_f^{0.45}\rho^{0.13}$$

$D_{i,opt}$ = optimum inside pipe diameter, in.

q_f = fluid flow rate, ft³/s

ρ = fluid density, lb/ft³

Persamaan untuk Steel Pipe, Turbulent Flow, $\mu = 0.02 - 20$ cp
Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant design and economics for chemical engineers*. New York: McGraw-Hill.

$$\begin{aligned} D_{i,op} &= 3.9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 3.9 \times 0.62348 \times 1.7055819 \\ &= 4.147243635 \text{ in} = 0.105 \text{ m} \end{aligned}$$

Dimensi Standar Steel Pipe

Nominal Pipe Size	=	4	in
Outside Diameter	=	4.5	in
Schedule No.	=	40	
Inside Diameter	=	4.026	in = 0.336 ft
Flow Area per Pipe	=	12.7	in ² = 0.088 ft ²
Wall Thickness	=	0.237	in
Flow Velocity (V)	=	3.968	ft/s

Sesuai dengan rule of thumb economic velocities (Water, $v = 3 - 10$ ft/s); Timmerhaus

Reynolds Number = 329665.9 (Turbulent)

Perhitungan Friksi

1. Friksi *Fitting*, *Valve*, dan Pipa Lurus

Jenis <i>Fitting</i> dan <i>Valve</i>	L_e/D	Jumlah	L_e (ft)
Elbow 90° Standard Radius	32	2	21.47
Tee	60	1	20.13
Globe Valve	170	3	171.1
TOTAL			212.7

$$F = \frac{2fV^2L_e}{g_c D}$$

$$\varepsilon \text{ (Equivalent Roughness)} = 0.00015 \text{ ft}$$

$$\varepsilon / D = 0.00044709$$

$$f = \frac{0.04}{(N_{Re})^{0.16}} \quad \text{Friction Factor Approximation for Steel Pipe, Turbulent Flow}$$

$$f = 0.00523803$$

$$dF = \frac{2fV^2 dL}{g_c D} = \frac{2fV^2(L + L_e)}{g_c D}$$

$$\begin{aligned} F &= 2 \times f \times V^2 \times (L + L_e) \\ &\quad / (g_c \times D) \\ &= 2 \times 0.0052 \times 15.7 \times 23.16 + 212.7 \\ &\quad / 32.17 \times 0.336 \\ &= 3.605277571 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi karena *Enlargement* dan *Contraction*
Contraction dari tangki menuju pipa

$$F_c = \frac{K_c V_2^2}{2\alpha g_c} \quad \text{For } \frac{A_2}{A_1} < 0.715, K_c = 0.4 \left(1.25 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

untuk aliran turbulent, $\alpha = 1$

$A_2/A_1 \approx 0$, karena perbedaan luas permukaan tangki dan pipa yang signifikan

$$K_c = 0.5$$

$$F_c = 0.12238 \text{ ft lbf/lbm}$$

Enlargement dari pipa menuju tangki

untuk aliran turbulent, $\alpha = 1$

$$F_f = \frac{(V_1 - V_2)^4}{2\alpha g_c}$$

$V_2 \ll V_1$, sehingga $V_1 - V_2 \approx V_1$

$$F_c = 0.24476 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Friksi} &= \text{Fitting dan Pipa Lurus} + \text{Contraction} \\ &\quad + \text{Enlargement} \\ &= 3.6053 + 0.122 + 0.244757448 \\ &= 3.972413742 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Daya Pompa

$$\begin{aligned} P_1 (\text{Tekanan Desain}) &= 1.1 \times \text{Tekanan Operasi} \\ &= 1.1 \times 12531.2832 \\ &= 13784.41152 \text{ lb/ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_2 (\text{Tekanan Desain}) &= 1.1 \times \text{Tekanan Operasi} \\ &= 1.1 \times 14619.8304 \\ &= 16081.81344 \text{ lb/ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Pressure Drop pada E-515} = 0.877 \text{ psi} = 126.3 \text{ lb/ft}^2$$

$$W_o = \Delta Z + \Delta \left(\frac{V^2}{2\alpha g_c} \right) + \Delta(pv) + \Sigma F \quad \begin{array}{l} \text{Mechanical Energy} \\ \text{Balance for Non-} \\ \text{compressible Fluids} \end{array}$$

$$\begin{aligned} W_o &= \Delta Z + \Delta(V^2/2\alpha g_c) + \Delta(pv) + \Sigma F \\ &= 9.84 + 0 + 39.89 + 3.972 \\ &= 53.70001736 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

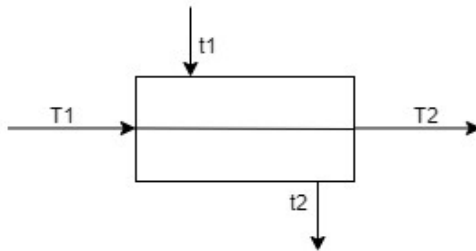
$$\begin{aligned} W_s &= W_o \times m \\ &= 53.70001736 \times 21.27 \\ &= 1141.981927 \text{ ft lbf/s} \\ &= 1.548319652 \text{ kW} = 2.076330776 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_p &= W_s / \eta \\ &= 1.548319652 / 0.75 \end{aligned}$$

$$= 2.064426203 \text{ kW} = 2.768441035 \text{ hp}$$

Spesifikasi	:	Cycle Water Pump (L-514)	
Fungsi	:	Memompa air dari pellet dryer menuju mixer	
Tipe	:	Centrifugal Pump	
Bahan Konstruks	:	Commercial Steel	
Kapasitas	:	34725.87	kg/jam
Daya Pompa	:	2.768441035	hp
Jumlah	:	1	buah

C.24 Cycle Water Cooler (E-515)



Cycle Water Cooler (E-515)

Fungsi : Mendinginkan cycle water sebelum diumpankan ke Mixer (M-510)

Hot Fluid : Cycle Water

$$T_1 = 77.507 \text{ } ^\circ\text{C} = 171.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 70 \text{ } ^\circ\text{C} = 158 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{av} = 165 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$W = 34726 \text{ kg/h} = 55120.4 \text{ lbm/h}$$

Cold Fluid : Cooling Water

$$t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 t_{av} &= 100 \text{ }^\circ\text{F} \\
 w &= 18377.3 \text{ kg/h} = 29170.3 \text{ lbm/h} \\
 Q &= 1155193 \text{ kJ/h} = 1094912 \text{ Btu/h}
 \end{aligned}$$

Pehitungan LMTD

Hot Fluid		Cold Fluid	Temp Diff	
171.51322	High Temp	113	58.51322055	Δt_2
158	Low Temp	86	72	Δt_1
13.513221	Temp Diff	27	-13.48677945	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$LMTD = 65.0967 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R = 0.5005 \quad (\text{Eq 5.14})$$

$$S = 0.4614$$

$$F_T = 0.8 \quad (\text{Fig. 18})$$

$$\Delta t = LMTD \times F_T = 52.08 \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Eq 7.42})$$

Tabel 8 (Kern, 1965)

Water-Water Cooler

$$\text{Range } U_D = 250 - 500$$

$$U_D = 500$$

$$\begin{aligned}
 Q &= U_D \times A \times \Delta t \\
 1094911.5 &= 500 \times A \times 52.08
 \end{aligned}$$

$$A = 42.049 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 120 \text{ ft}^2$ maka digunakan Heat Exchanger tipe:

Double Pipe Heat Exchanger

$$\text{Outer Pipe, IPS} = 4$$

$$\text{Inner Pipe, IPS} = 3$$

Cold Fluid: Annulus, Cooling
Water

Flow Area

$$\begin{aligned}
 D_2 &= 4.026 \text{ in} \\
 &= 0.3355 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Hot Fluid: Inner Pipe, Cycle
Water

Flow Area

$$\begin{aligned}
 D &= 3.068 \text{ in} \\
 &= 0.256 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$D_1 = 3.5 \text{ in}$	$a_p = \pi D^2 / 4$
$= 0.2917 \text{ ft}$	$= 0.051 \text{ ft}^2$
$a_a = \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4$	
$= 0.0216 \text{ ft}^2$	
$D_e = (D_2^2 - D_1^2) / D_1$	
$= 0.0943 \text{ ft}$	
Mass Velocity	Mass Velocity
$G_a = w / a_a$	$G_p = W / a_p$
$= 29170 / 0.0216$	$= 55120.421 / 0.051$
$= 1351026.95 \text{ lb/h ft}^2$	$= 1073678.9 \text{ lb/h ft}^2$
$T = 99.5 \text{ }^\circ\text{F}$	$T = 165 \text{ }^\circ\text{F}$
$\mu = 0.01 \text{ cp}$	$\mu = 0.012 \text{ cp}$
$= 0.0242 \text{ lb/ft hr}$	$= 0.029 \text{ lb/ft hr}$
$Re_a = D_e G_a / \mu$	$Re_p = D G_p / \mu$
$= 7000000$	$= 9452614$
$jH = 1000 \text{ (Figure 24)}$	$jH = 1000$
$c = 1 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F (Fig. 2)}$	$c = 1.1 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$
$k = 0.362 \text{ Btu/hrft}^2\text{F/ft}$	$k = 0.391 \text{ Btu/hrft}^2\text{F/ft}$
(Tabel 4)	
$(c \mu / k)^{1/3}$	$(c \mu / k)^{1/3}$
$= 0.4059$	$= 0.434$
$h_o = 1558.8 \text{ Btu/hrft}^2\text{F}$	$h_i = 663.6 \text{ Btu/hrft}^2\text{F}$
	$h_{io} = h_i \times ID / OD$
	$= 664 \times 3 / 3.5$
	$= 582$
$Uc = h_{io} \times h_o / (h_{io} + h_o)$	
$= 581.69 \times 1558.8 / 2140$	
$= 423.61 \text{ Btu/hrft}^2\text{F}$	

$$\begin{aligned}\Delta F_a &= 4f G_a^2 L / 8E+08 \rho^2 D'_e \Delta P_p \\ &= \Delta F_p \rho / 144 = 0.877 \text{ psi} \\ &= 19.819 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$V = G_a / 3600\rho = 6.005 \text{ fps}$$

$$\Delta F_1 = 3V^2/2g' = 1E-07 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = (\Delta F_1 + \Delta F_a)\rho / 144 = 8.602 \text{ psi}$$

Spesifikasi	:	Cycle Water Cooler (E-515)	
Fungsi	:	sebelum diumpankan ke Mixer (M-510)	
Jenis	:	Mendinginkan cycle water sebelu	
Jumlah	:	1	buah
Bahan	:	Carbon Steel A-106 Grade A	
Luas <i>Heat Transfer</i>	:	88.1	ft ²
Temperatur			
T ₁	:	171.5132	°F
T ₂	:	158	°F
t ₁	:	86	°F
t ₂	:	113	°F
Dimensi			
Outer Pipe	:	4	
Inner Pipe	:	3	
Panjang	:	12	ft
Jumlah <i>Hairpin</i>	:	4	
Fouling Factor	:	0.001826	
ΔP <i>annulus</i>	:	8.60183	psi
ΔP <i>inner pipe</i>	:	0.876847	psi

C.25 Dewatering Screen (H-521)

Fungsi : Memisahkan sebagian besar air untuk *cycle water* dengan pellet

Tipe : Vibrating Screen

Feed = 63026.909 kg/h

Kapasitas *over design* 20% = 75632.3 kg/h

= 1815.17 ton/24 jam

TABLE 19-5 Types of Screening Operations

Operation and description	Type of screen commonly employed
<p><i>Sculping</i>—Strictly, the removing of a small amount of oversize from a feed which is predominantly fines. Typically, the removal of oversize from a feed with approximately a maximum of 5% oversize and a minimum of 50% half-size.</p> <p><i>Separation (course)</i>—Making a size separation at 4 mesh and larger.</p> <p><i>Separation (fine)</i>—Making a size separation smaller than 4 mesh and larger than 48 mesh.</p> <p><i>Separation (ultrafine)</i>—Making a size separation smaller than 48 mesh.</p> <p><i>Dewatering</i>—Removal of free water from a solids-water mixture. Generally limited to 4 mesh and above.</p> <p><i>Trash removal</i>—Removal of extraneous foreign matter from a processed material. Essentially a form of scalping operation. Type of screen employed will depend on size range of processed material—course, fine, or ultrafine.</p> <p><i>Other applications: Dredging</i>—Removal of extremely fine particles from a wet material by passing it over a screening surface. <i>Conveying</i>—In some instances transport of the material may be as important as the operation. <i>Moisture recovery</i>—A combination washing and dewatering operation.</p>	<p>Coarse (grizzly); fine, same as fine separation; ultrafine, same as ultrafine separation.</p> <p>Vibrating screen, horizontal or inclined.</p> <p>Vibrating screen, horizontal or inclined, high-speed low-amplitude vibrating screens; sifter screens; static sieves; centrifugal screens.</p> <p>High-speed low-amplitude vibrating screens; sifter screens; static sieves; centrifugal screens.</p> <p>Horizontal vibrating screens; inclined vibrating screens (about 10°); centrifugal screens.</p> <p>Vibrating screen, horizontal or inclined; sifter screens; static sieves; centrifugal screens.</p> <p>Vibrating screens, inclined and horizontal; oscillating screens; centrifugal screens.</p>

(Perry 7th ed)

Ukuran Screen

10 mesh

2 mm

Laju vibrasi (N) rekomendasi 25 - 120 vibrasi/s (Perry 7th ed)

Kisaran kapasitas = 5 - 20 ton/ft² luas/mm lubang/24 jam

vibrasi = 5 (Brown, Unit Operation, hal 16)

Kapasitas = A x kisaran kapasitas vibrasi
x *opening screen*

1815.17498 = A x 5 x 2

A = 181.5175 ft² = 16.8635 m²

A : Luas *Screen*

Daya = 1600 x m / D_p

m : Laju alir massa masuk screen (kg/s)

D_p : Diameter *opening screen* (µm)

Daya = 1600 x 21.009 / 2000

$$\begin{aligned}
 &= 16.8072 \text{ kW} \\
 &= 22.8803 \text{ hp} \\
 \text{Efisiensi} &= 0.75 \\
 P_{\text{aktual}} &= P / \text{Efisiensi} = 16.8 / 0.75 \\
 &= 22.4096 \text{ kW} \\
 &= 30.5071 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	:	Dewatering Screen (H-521)	
Bahan	:	Carbon Steel	
Tipe	:	Vibrating Screen	
Ukuran Screen	:	10	mesh
	:	2	mm
	:	16.86	m ²
Kapasitas	:	75632	kg/jam
Daya	:	31	hp
Jumlah	:	1	buah

C.26 Pellet Dryer (B-520)

$$\text{Feed Masuk} = 30037.34 \text{ kg/h} = 66220.989 \text{ lb/h}$$

$$\text{Total Panas} = 9474973 \text{ kJ/h}$$

$$T_{\text{feed in}} = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 353.2 \text{ K}$$

$$T_{\text{feed out}} = 83 \text{ } ^\circ\text{C} = 356.2 \text{ K}$$

$$T_{\text{udara in}} = 120 \text{ } ^\circ\text{C} = 393.2 \text{ K}$$

$$T_{\text{udara out}} = 80.8 \text{ } ^\circ\text{C} = 354 \text{ K}$$

$$\text{Massa Solid (L}_s) = 28301.044 \text{ kg/h}$$

$$\text{Massa Moisture yang diuapkan} = 1450.42 \text{ kg/h}$$

$$\text{Massa Udara (L}_G) = 1583.9755 \text{ kg/h} = 3492.0679 \text{ lb/h}$$

Luas Penampang dan Diameter

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan udara yang disarankan} &= 369 \text{ lb/h ft}^2 \\ &= 1802 \text{ kg/h m}^2 \\ &= 0.50045 \end{aligned}$$

(Range $v_G = 369 - 3687 \text{ lb/h ft}^2$, Perry's 7ed)

$$\begin{aligned} \text{Luas Penampang (A)} &= L_G / v_G = 1584 / 1801.6 \\ &= 0.8792 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= \left(\frac{A \times 4}{\pi} \right)^{0.5} \\ &= \left(\frac{0.8792 \times 4}{3.14} \right)^{0.5} \\ &= 1.05803 \text{ m} \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas volumetrik

(Handbook of Industrial Drying, Mujumdar)

$$\begin{aligned} U_{va} &= 44 \times v_G^{0.16} / D \\ &= 44 \times 3.3182 / 1.06 \\ &= 137.994 \text{ W/m}^3 \text{ K} = 0.14 \text{ kW/m}^3 \text{ K} \end{aligned}$$

Panjang Rotary Dryer

$$C_{p_{\text{udara}}} = 1.02513$$

$$L = Nt \times v_G \times C_{p_{\text{udara}}} / U_{va}$$

$$= 1.49992 \times 0.5004 \times 1.02513 / 0.138$$

$$= 5.5763 \text{ m}$$

$$L/D = 5.27045 \text{ (nilai } L/D \text{ yang ekonomis adalah 4-10)}$$

Waktu Tinggal

rekomendasi *slope* 0 - 2 cm/m (Perry)

$$\text{ratio } s = 2 \text{ cm/m} = 0.02 \text{ m/m}$$

$$s = 0.02 \times L = 0.1115260$$

untuk sudut kemiringan dryer, α

$$\alpha = \tan^{-1}(s) = 6.3637^\circ$$

rekomendasi kecepatan peripheral 19 - 22 m/menit (Perry 7th ed)

$$\text{Kecepatan Peripheral} = 21 \text{ m/menit}$$

$$\text{Kecepatan Putar Dryer (N)} = \frac{\text{Kecepatan Peripheral}}{\text{Keliling Penampang Dryer}}$$

$$= 21 / \pi \times D$$

$$= 6.3179 \text{ rpm}$$

$$\tau = 0.23 \times L / D \times N^{0.9} \times s$$

$$= 0.23 \times 5.5763 / 1.058 \times 5.2543$$

$$\times 0.1115$$

$$= 2.06864 \text{ menit}$$

Dimensi *Flight*

Tipe : Radial

(Perry's 7th ed)

Jumlah *flight* rekomendasi 2,4D - 3D, D dalam ft

Tinggi *flight* rekomendasi D/12 - D/8

$$D = 1.05803 \text{ m} = 3.4712 \text{ ft}$$

(dalam satu bagian keliling lingkaran)

$$n_f = 2.7 \times D = 9.372 \approx 10$$

$$t_f = D / 10 = 0.106 \text{ m}$$

$$\text{Jarak antar } flight = \pi \times D / n_f$$

$$= 3.1416 \times 1.058 / 10$$

$$= 0.3324 \text{ m}$$

Tebal *Dryer*

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \text{ atm} = 16.166 \text{ psi}$$

Bahan : SA 283 Grade C

$$f : \text{allowable working stress, psi} = 12650 \text{ psi}$$

$$E : \text{joint efficiency} = 0.8$$

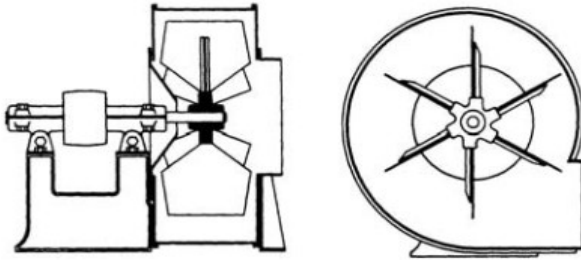
$$c : \text{corrosion allowance, in} = 0.125$$

$$r_i : \text{jari-jari dalam, in} = 0.00208$$

$$\begin{aligned} t_{\text{dryer}} &= \left(\frac{p \times r}{f \times E} \right) + c \\ &= \frac{16.1656 \times 0.0021}{12650 \times 0.8} + 0.125 \\ &= 0.12501 \text{ in} = 0.1875 \text{ in (standar)} \\ &= 0.0048 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi	:	Pellet Dryer (B-520)	
Tipe	:	Rotary Dryer	
Material	:	Carbon Steel	
Kapasitas	:	30037.337	kg/h
Diameter	:	1.058	m
Panjang	:	5.576	m
Tebal Shell	:	0.005	m
Sudut Kemiringan	:	6.36	°
Waktu Tinggal	:	2	menit
Jumlah <i>Flight</i>	:	10	buah
Jumlah	:	1	buah

C.27 Air Blower (G-522)



Kondisi Operasi

$$P = 6.9 \quad \text{atm} = 7129.46572 \quad \text{cmH}_2\text{O}$$

$$T = 33 \quad ^\circ\text{C}$$

$$K$$

$$1 \text{ cmH}_2\text{O} = 0.0980638 \quad \text{kPa}$$

$$1 \text{ atm} = 101.325 \quad \text{kPa}$$

$$\text{Massa Udara} = 1271.65661 \quad \text{kg}$$

$$\rho_{\text{udara at } 33 \text{ } ^\circ\text{C}} = 1.1558 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\text{Flowrate} = 1100.22015 \quad \text{m}^3/\text{h}$$

$$\text{Power (kW)} = 2.72 \times 10^{-5} QP \quad (\text{Perry, R. H., 2008})$$

$$P = 2.72 \times 1\text{E-}05 \times Q \times P$$

$$= 2.72 \times 1\text{E-}05 \times 1100.2 \times 7129.5$$

$$= 213.3563057 \quad \text{kW}$$

$$\text{Efficiency} = \frac{\text{air power output}}{\text{shaft power input}} \quad (\text{Perry, R. H., 2008})$$

$$P \text{ (kW)} = \text{Efisiensi} \times \text{Power Motor}$$

$$213.356306 = 70\% \times \text{Power Motor}$$

$$\text{Power Motor} = 304.794722 \quad \text{kW}$$

Spesifikasi	:	Air Blower (G-522)	
Tipe	:	Centrifugal Blower	
Material	:	Carbon Steel	
Kapasitas	:	1271.66	kg/jam
Power Motor	:	304.8	kW
Jumlah	:	1	buah

C.28 Air Heater (5-223)

Spesifikasi	:	Air Heater (5-223)			
Fungsi	:	Memanaskan udara sebelum masuk ke sistem dryer			
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger			
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel A179			
Kapasitas	:	379.751	kg/jam		
Jumlah	:	1	buah		
Dimensi Heat Exchanger					
Bagian Shell				Bagian Tube	
IDs	=	29.10	in	OD	= 0.79 in
n'	=	1.00	buah	L	= 18.00 ft
B	=	8.00	buah	ID	= 0.63 in
n'	=	1.00		BWG	= 8.00 in
				C'	= 1.97 inch
				Nt	= 160.00
				n	= 2.00
Luas Heat Transfer	:	649.263		ft ²	

C.29 Pellet Classifier (H-524)

Fungsi : Seleksi pellet untuk memisahkan pellet sesuai spesifikasi produk dan yang tidak sesuai

Tipe : Vibrating Screen

Feed = 28588.615 kg/h

Kapasitas *over design* 20% = 34306.3 kg/h
= 823.352 ton/24 jam

Ukuran Screen

10 mesh

2 mm

Laju vibrasi (N) rekomendasi 25 - 120 vibrasi/s (Perry 7th ed)

Kisaran kapasitas = 5 - 20 ton/ft² luas/mm lubang/24 jam

vibrasi = 5 (Brown, Unit Operation, hal 16)

Kapasitas = A x kisaran kapasitas vibrasi
x *opening screen*

823.352117 = A x 5 x 2

A = 82.33521 ft² = 7.64919 m²

A : Luas *Screen*

Daya = 1600 x m / D_p

m : Laju alir massa masuk screen (kg/s)

D_p : Diameter *opening screen* (μm)

Daya = 1600 x 9.5295 / 2000

= 7.62363 kW

= 10.3784 hp

Efisiensi = 0.75

P_{aktual} = P / Efisiensi = 7.62 / 0.75

= 10.1648 kW

= 13.8378 hp

Spesifikasi	:	Pellet Classifier (H-524)	
Bahan	:	Carbon Steel	
Tipe	:	Vibrating Screen	
Ukuran Screen	:	10	mesh
	:	2	mm
	:	7.65	m ²
Kapasitas	:	34306	kg/jam
Daya	:	14	hp
Jumlah	:	1	buah

C.30 Product Silo (F-530)

Fungsi : Menyimpan pellet sebelum ke unit bagging
 Tipe : Tangki silinder, tutup atas standard dish head dan bawah conical

Jenis sambungan : Double welded butt joints

$$E = 0.8$$

$$\text{Tekanan Operasi} = 3 \text{ atm}$$

$$\text{Temperatur} = 42 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Laju Alir Massa} = 28589 \text{ kg/h}$$

$$\text{Lama Penyimpanan} = 24 \text{ jam}$$

$$\text{Densitas} = 946 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Jumlah Tangki} = 2 \text{ buah}$$

$$\text{Laju Alir Volumetrik} = 30.221 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Volume Tangki min} = 362.65 \text{ m}^3 = 12807 \text{ ft}^3$$

$$\alpha \text{ Tutup Bawah} = 60 \text{ }^\circ$$

Diameter dan Tinggi Silo

Volume ruang kosong 20% volume total

$$V_T = 16008.4 \text{ ft}^3$$

$$D = 18.1719 \text{ ft} = 218.06 \text{ in} = 5.54 \text{ m}$$

$$L_s = 3 \times D = 54.516 \text{ ft} = 654.19 \text{ in}$$

$$= 16.6164 \text{ m}$$

$$V_T = V_{\text{head}} + V_{\text{silinder}} + V_{\text{bottom}}$$

$$V_{\text{head}} = 0.0847 \times D^3$$

$$V_{\text{silinder}} = \pi \times D^2 \times L_s / 4$$

$$= \pi \times D^2 \times 3D / 4$$

$$= \pi \times D^3 \times 0.75$$

$$V_{\text{bottom}} = \pi \times D^3 / 24 \times \tan(0.5\alpha)$$

$$= \pi \times D^3 / 24 \times 0.5773503$$

$$\begin{aligned}
 &= \pi \times D^3 \times 0.072 \\
 V_T &= 0.0847 \times D^3 + \pi \times D^3 \times 0.75 \\
 &\quad + \pi \times D^3 \times 0.07 \\
 16008.4 &= 0.0847 \times 6000.7 + 3 \times 6000.7 \\
 &\quad \times 0.75 + 3.1 \times 6001 \times 0.07217 \\
 16008.4 &= 16007.5
 \end{aligned}$$

Tebal Silo

Bahan : Carbon Steel SA - 212 Grade A

f , allowable working process = 16250 psi

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{operasi}} = 3.3 \text{ atm} \\
 &= 48.5 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

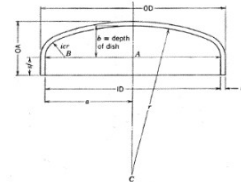
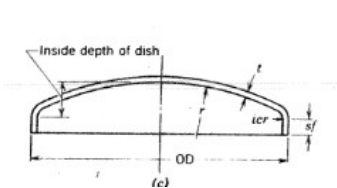
c , faktor korosi = 0.125 in

$$\begin{aligned}
 t_s &= \left(\frac{p \times r_i}{f \times E} \right) + c \\
 &= \frac{48.4968 \times 109.03}{16250 \times 0.8} \\
 &\quad - \frac{0.6 \times 48.497}{16250} + 0.125 \\
 &= 0.53266 \text{ in} = 0.625 \text{ (Standar)} \\
 &= 0.01588 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= D + 2t_s = 218 + 1.3 \\
 &= 219.312 \text{ in} = 228 \text{ in (Standar)} \\
 &= 5.7912 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD} - 2t_s = 228 - 1.3 \\
 &= 226.75 \text{ in} = 5.7595 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Head



$$\begin{aligned}
 t_h &= \left(\frac{0.885 \times p \times 0.5D}{E - 0.1p} \right) + c \\
 &= \left(\frac{0.885 \times 48.497 \times 113}{0.8 - 4.8497} \right) + 0.13 \\
 &= 0.49945 \text{ in} = 0.5 \text{ (Standar)} = 0.0127 \text{ m} \\
 icr &= 13.75 \text{ in} \\
 r &= 180 \text{ in} \\
 sf &= 1.5 \text{ in} \\
 a &= ID / 2 = 113.38 \text{ in} \\
 AB &= a - icr = 99.625 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 166.25 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 133.09 \text{ in} \\
 b &= r - AC = 46.906 \text{ in} \\
 OA &= t_h + b + sf = 48.91 \text{ in} = 1.24222 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Tutup Bawah

$$\begin{aligned}
 t_b &= \left(\frac{p \times 0.5d}{E - 0.6p} \right) + c \\
 &= \left(\frac{48.4968 \times 113.38}{0.8 - 29.098} \right) + 0.13 \\
 &= 0.61447 \text{ in} = 0.6250 \text{ in (Standar)} \\
 &= 0.01588 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$p/fE = 0.00373$$

$$\Delta = 23.1916^\circ$$

karena $0.5\alpha > \Delta$, maka diperlukan *compression ring* dengan luasan sebagai berikut

$$\begin{aligned}
 z &= 1 - \left(\frac{\Delta - \alpha}{60} \right) \\
 &= 1 - \left(\frac{23}{60} \right) = 0.61 \\
 A &= \frac{p D^2 \tan \alpha}{8 f E} z \\
 &= \frac{48.5 \times 51416 \times 1.7321 \times 0.613}{8 \times 16250 \times 0.8}
 \end{aligned}$$

$$= 25.476 \text{ in}^2$$

Tinggi Tutup Bawah

$$\begin{aligned} h_b &= 0.5 \times D / \tan(0.5\alpha) \\ &= 0.5 \times 226.75 / 0.57735027 \\ &= 196.371 \text{ in} = 4.9878 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_{\text{total}} &= L_s + OA + h_b \\ &= 654.187 + 48.906 + 196.4 \\ &= 899.465 \text{ in} = 22.846 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi	:	Silo (F-530)	
Bahan	:	Carbon Steel SA-212 Grade A	
Tipe	:	rangki silinder, tutup atas standar <i>dished head</i> dan tutup bawah konikal	
Jenis Sambungan	:	Double welded butt joints	
Diameter Luar (OD)	:	5.79	m
Diameter Dalam (ID)	:	5.76	m
Tinggi Silinder	:	16.62	m
Tebal Silinder	:	0.02	m
Tebal Tutup Atas	:	0.01	m
Tinggi Tutup Atas	:	1.24	m
Tebal Tutup Bawah	:	0.02	m
Tinggi Tutup Bawah	:	4.99	m
Tinggi Total	:	22.85	m

APPENDIKS D ANALISIS EKONOMI

Kapasitas produksi	=	226408 ton PP/tahun	
	=	28586.9 kg PP/jam	
Lama operasi	=	330 hari	
Basis	=	1 tahun	
Nilai tukar rupiah [1 US\$]	=	13,881	IDR
Pengadaan peralatan, tahun	=	2020	
Mulai konstruksi, tahun	=	2020	
Lama konstruksi	=	3 tahun	
Mulai beroperasi, tahun	=	2022	

D.1. HARGA PERALATAN

Harga peralatan pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari *CAPCOST.xls* yang memberikan harga peralatan berdasarkan buku analysis, synthesis, and design of chemical process oleh richard turton dkk.

CAPCOST.xls adalah file excel pendamping buku Analysis Synthesis and Design of Chemical Processes edisi kelima yang berisi perkiraan dari harga alat pada tahun 2017. Perhitungan harga alat didasari dengan perhitungan modul yang awalnya dijelaskan oleh Guthrie dan dimodifikasi oleh ulrich

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan vendor dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada bulan Januari 2020 dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani. Instalasi peralatan pada pertengahan tahun 2019 dan pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2021. Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun

yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun X}} \times \text{Harga alat tahun X}$$

Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

Tahun	<i>Annual Index</i>
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	580.1
2015	573.1
2016	541.7
2017	567.5

Sumber : Chemical Engineering Magazine

Dengan metode *Least Square* (Petters & Timmerhaus, hal.760), dapat dilakukan penaksiran *index* harga rata-rata pada akhir tahun 2018. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan berikut:

$$y = a + b (x - \bar{x})$$

Keterangan :

a = \bar{y} , nilai rata-rata y

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2},$$

slope garis least square

Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*

Data	x	y	x ²	y ²	xy
1	2003	402	4E+06	2.E+05	805206.0
2	2004	444.2	4E+06	2.E+05	890176.8
3	2005	468.2	4E+06	2.E+05	938741.0
4	2006	499.6	4E+06	2.E+05	1002197.6
5	2007	525.4	4E+06	3.E+05	1054477.8
6	2008	575.4	4E+06	3.E+05	1155403.2
7	2009	521.9	4E+06	3.E+05	1048497.1
8	2010	550.8	4E+06	3.E+05	1107108.0
9	2011	585.7	4E+06	3.E+05	1177842.7
10	2012	584.6	4E+06	3.E+05	1176215.2
11	2013	567.3	4E+06	3.E+05	1141974.9
12	2014	580.1	4E+06	3.E+05	1168321.4
13	2015	573.1	4E+06	3.E+05	1154796.5
14	2016	541.7	4E+06	3.E+05	1092067.2
15	2017	567.5	4E+06	3.E+05	1144647.5
Σ	30150	7987.5	6E+07	4E+06	16057672.9

Berdasarkan persamaan *Least Square* diperoleh:

$$n = 15$$

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$a = \bar{y} = \frac{\sum y}{n} = 533$$

$$\bar{x} = \frac{\sum x}{n} = 2010$$

$$\sum(x - \bar{x})(\bar{y} - y) = \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = 15401943,7 - \frac{30120 \times 7668,2}{15} = 2798$$

$$\sum (\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 60481240 - \frac{907214400}{15} = 280$$

$$b = \frac{\sum (\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum (\bar{x} - x)^2} = \frac{2797.9}{280} = 9.9925$$

$$y = 532.5 + 9.9925 (x - 2010)$$

Untuk x = 2014 maka y = 572.47

Untuk x = 2017 maka y = 602.4475

Untuk x = 2020 maka y = 632.425

D.1.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Contoh Perhitungan Harga Peralatan:

1. Silo (F-530)

Tipe = *Storage tank*

Bah: = *Carbon Steel*

Jum = 1 buah (www.matche.com)

Harga tahun 2017 = \$ 63,689.00

Harga tahun 2019 = $\frac{\text{indeks tahun 2019}}{\text{indeks tahun 2014}}$

x Harga tahun 2014

= $\frac{632.4}{602}$

x \$ 63,689.00

= \$ 66,858.13

Total Harga (2019) = \$ 66,858.13

x Jumlah alat

= \$ 66,858.13

Untuk harga alat secara lengkap, tertera pada tabel 2:

Perkiraan Harga Peralatan Proses

Kode	Jumlah	Harga (US\$/unit)	Harga total
		2017	(US\$, thn 2019)
B110	2	46400	97417.6837
G-120	1	337000	353768.9591

E-130	1	4270	4482.473162
G-140	1	20500	21520.07021
R-210	1	2140000	2246485.378
G-211	1	1190000	1249213.832
E-212	8	46100	387151.3119
F-220	1	58500	61410.93207
F-230	1	80300	84295.68967
D-310	1	44900	47134.20257
D-320	1	366000	384211.9853
G-420	1	1420000	1490658.522
E-421	3	45900	144551.8863
D-430	1	205000	215200.7021
D-460	1	3170000	3327737.687
G-470	1	205000	215200.7021
M-510	1	130000	136468.7379
L-511	1	7870	8261.607443
H-512	1	24000	25194.22854
L-514	1	7140	7495.282991
E-515	1	27900	29288.29068
B-520	1	79300	83245.93014
G-521	1	164000	172160.5617
E-522	1	27500	28868.38687
H-521	1	34000	35691.82377
F-530	1	63689	66858.13424
Total	36		10923975

Harga peralatan proses pada tahun 2019 :

\$ 10,923,975.00

(\$ 1 = Rp 13,881.06)

Rp 151,636,352,436.82

(diakses 11 Januari 2020, pukul 15.33 WIB, sumber :

<http://www.bi.go.id/>)

D.1.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Peralatan Utilitas meliputi :

1. Steam
2. Listrik
3. Bahan Bakar (Fuel Gas)
4. Air Pendingin
5. *Process Water*

Harga peralatan utilitas diperkirakan 50% dari Harga peralatan

(Tabel 6.1 Coulson & Richadson)

Harga peralatan utilitas =
Rp 75,818,176,218

D.1.3 Total Harga Peralatan Pabrik

Total harga peralatan = Harga peralatan
+ Harga peralatan utilitas
= Rp 227,454,528,655

D.2 GAJI KARYAWAN

Penentuan jumlah karyawan operasional:

Kapasitas = 226,408 tons/tahun
= 20583 tons/bulan

Diketahui bahwa untuk kondisi *pabrik polypropylene* dengan kapasitas produksi satu tahun berkisar 220000 ton/hari, maka dari tabel 22 diperoleh :

Workhour perton product =
Operating + Maintenance

Workhour perton product=

0.259 + 0.295

Workhour pertahun = 0.554 + 226,408

= 125430.2263

Menurut UU no 23 tahun 2003, Pekerja dibatasi waktu kerja sebanyak 40 jam perminggu

40 jam perminggu = 2080 jam pertahun
 Jumlah pekerja dibutuhkan 60.303
 karena jumlah subunit sebanyak = 5
 (Pre-treatment, Reaktor, Separasi, Recovery, dan Finishing)
 jumlah pekerja setidaknya 5 kali dari jumlah subunit yaitu :
301.51 (Timmerhaus, 1991)

Pabrik ini terdiri atas 5 unit utama, pretreatment, Reaktor, Separasi, Recovery, dan finishing

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan sebagai berikut:

Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

Jabatan	Gaji	Jumlah	Jumlah
	(Rp)	karya.	(Rp)
Direktur Utama	8E+07	1	Rp 80,000,000
Dewan Komisaris	6E+07	3	Rp 180,000,000
Dewan Direksi	5E+07	5	Rp 250,000,000
<i>Manager</i>	3E+07	6	Rp 192,000,000
<i>Superintendent</i>	3E+07	7	Rp 210,000,000
<i>Supervisor</i>	1E+07	15	Rp 180,000,000
Karyawan:			
a.Lulusan S-1	9E+06	60	Rp 540,000,000
b.Lulusan D-3	7E+06	80	Rp 520,000,000
c.Lulusan SMK	5E+06	80	Rp 360,000,000
Dokter	7E+06	4	Rp 28,000,000
Perawat	5E+06	6	Rp 27,000,000
Sekuriti	4E+06	15	Rp 60,000,000
<i>Cleaning service ,dll</i>	4E+06	16	Rp 64,000,000
Total		298	Rp 2,691,000,000

Biaya untuk gaji karyawan selama sebulan =

Rp 2,691,000,000

Biaya untuk keperluan gaji selama setahun =

Rp 32,292,000,000

D.3 HARGA BAHAN DAN PENJUALAN PRODUK

D.3.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

Perhitungan Biaya Bahan Baku

Bahan baku	Kebutuhan / Tahun		Harga	
			Rupiah	
Propylene	2E+08	kg	11,174	/kg
Hydrogen	1782	kg	27,762	/kg
Nitrogen	63402	m ³	27,762	/m ³
Katalis	34927	kg	111,048	/kg
TEAL	146441	kg	41,643	/kg
PEEB	52985	kg	22,210	/kg
IRGANOX® 1010	884145	kg	180,454	/kg
IRGANOX® 1076	884145	kg	277,621	/kg
TINUVIN® 770	2E+06	kg	208,216	/kg

Biaya penyediaan bahan baku =

Rp 3,377,273,346,128.03

D.3.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Perhitungan Harga Penjualan Produk

No.	Produk	Produksi (kg)/Tahun	Harga	Total harga/Tahun
			per kg	
1	PP	226,408,351	20,822	4,714,181,853,170
Total			Rp	4,714,181,853,170

Sumber : *Alibaba.com*

Hasil penjualan produk =

Rp 4,714,181,853,170

D.4 ANALISIS EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi/ penilaian

investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return* , IRR)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period* , MPP)
3. Titik impas (*Break Event Point* , BEP)

perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment* , TCI) yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment* , FCI)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment* , WCI)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost* , TPC) yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran terhadap

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost* , FC)
- b. Biaya semivariabel (*Semi Variable Cost* , SVC)
- c. Biaya variabel (*Variable Cost* , VC)

D.4.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment* , TCI)

D.4.1.1 Modal Tetap (*Fixed Capital Investment* , FCI)

A. Biaya Langsung (*Direct Cost* , DC)

1	Harga peralatan (E)	1		2.2745E+11
2	Instalasi Peralatan	0.225	E	5.1177E+10
3	Instrumentasi dan	0.2	E	4.5491E+10

pengendalian

4	Perpipaan (terpasang)	0.15	E	3.4118E+10
5	Transportasi	0.25	E	5.6864E+10
6	Kelistrikan (terpasang)	0.075	E	1.7059E+10
7	Bangunan utama dan penunjang	0.275	E	6.255E+10
8	Pelayanan Fasilitas (Musholla, Taman, Kamar mandi)	0.35	E	7.9609E+10
9	Tanah	0.125	E	6397158618
Total Biaya Langsung (DC)				
				Rp 580,719,843,472.89

B. Biaya tidak Langsung (Indirect Cost, IC)

1	<i>Engineering and supervision</i>	0.3125	E	1.8147E+11
2	Biaya konstruksi dan kontraktor	0.4	E	9.0982E+10
3	Biaya legal	0.05	E	2558863447
Indirect Cost (IC)				
				Rp 275,015,625,995

C. Modal Tetap (Fixed Capital Investment, FCI)

FCI	=	Direct Cost (DC)	+	Indirect Cost (IC)
FCI	=	5.8072E+11	+	2.7502E+11
FCI	=	Rp 855,735,469,468		

Jadi, Fixed Capital Investment (FCI) sebesar =

Rp 855,735,469,468

D.4.1.2 Modal Kerja (Working Capital Investment, WCI)

WCI	=	10%	TCI
TCI	=	FCI	+ WCI
TCI	=	Rp 855,735,469,468	+ 10% TCI
90%	TCI	=	Rp 855,735,469,468

TCI	=	Rp	950,817,188,297
WCI	=	Rp	95,081,718,830

D.4.1.3 Total Investasi (Total Capital Investment, TCI)

Modal tetap (FCI)	Rp	855,735,469,468	
Modal kerja (WCI)	Rp	95,081,718,830	+
Total investasi (TCI)	Rp	950,817,188,297	

Modal investasi terbagi atas :

1	Modal sendiri (equity)	60%	TCI
	=	Rp	570,490,312,978
2	Modal Pinjaman Bank (loan)	40%	TCI
	=	Rp	380,326,875,319

D.4.2 Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost, TPC)

D.4.2.1 Biaya Pembuatan (Manufacturing Cost, MC)

A. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost,DPC)

1	Bahan Baku		Rp	3,377,273,346,128
2	Tenaga kerja(L)		Rp	32,292,000,000
3	Supervisi Cost(S)	10%	L	Rp 3,229,200,000
4	Utilitas	50%	E	Rp75,818,176,218
5	Perawatan dan perbaikan (M)	10%	FCI	Rp85,573,546,947
6	Operating supplies	10%	M	Rp 8,557,354,695
7	Laboratorium	5%	L	Rp 1,614,600,000
8	Paten dan royalti	3%	TPC	Rp43,030,401,926

Total biaya produksi langsung (DPC)

Rp 250,115,279,786

B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)

1	Depresiasi	10%	FCI	Rp85,573,546,947
2	Pajak	4%	FCI	Rp34,229,418,779

3 Asuransi	1.0%	FCI	Rp 8,557,354,695
Total biaya tetap (FC)		Rp	128,360,320,420

C. Biaya Plant Overhead (Plant Overhead Cost, POC)

Plant Overhead Cost (POC)	50%	(S+M+L)	Rp60,547,373,473
-----------------------------	-----	---------	------------------

D.4.2.2 Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses)

1 Biaya administrasi	15%		Rp18,164,212,042
2 Biaya distribusi dan penjualan	5%	TPC	Rp71,717,336,543
3 Biaya Research & Development	2%	TPC	Rp28,686,934,617
Total pengeluaran umum (GE)		Rp	118,568,483,202
Manufacturing Cost (MC)		=	DPC+FC+POC
		=	Rp 439,022,973,679
Total Production Cost (TPC)		=	MC + GE
		=	Rp 557,591,456,882
Sehingga, Total Production Cost (TPC) adalah =			
		Rp	557,591,456,882

D.4.3 Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan dengan metode discounted cash flow yaitu cash flow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut :

- 1 Modal

Modal sendiri	=	60%
Modal pinjaman	=	40%
- 2 Suku bunga bank per tahun (Bank Mandiri) = 9.95%
- 3 Laju inflasi per tahun (*www.bi.go.id*) = 2.72%
- 4 Masa konstruksi 2 tahun
Tahun pertama menggunakan 30% modal pinjaman dan

70% modal sendiri

Tahun kedua menggunakan sisa modal pinjaman dan modal sendiri

- 5 Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :
 - Pada awal masa konstruksi (tahun -1) dilakukan pembayaran sebesar 30% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
 - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun kedua (2)) dibayarkan sisa modal pinjaman
- 6 Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun, sebesar 10% per tahun
- 7 Umur peralatan pabrik diperkirakan selama 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10% per tahun
- 8 Kapasitas produksi:

Tahun I	=	60%
Tahun II	=	80%
Tahun III	=	100%
- 9 Pajak pendapatan (Pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2012)

Kurang dari Rp. 5.000.000	=	5%
Antara Rp. 5.000.000 - Rp. 250.000.000	=	15%
Antara Rp. 250.000.000 - Rp. 500.000.000	=	25%
Lebih dari Rp. 500.000.000	=	30%

D.4.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{aligned} \text{Biaya produksi tanpa depresias} &= \text{TPC} - \text{Dep.} \\ &= \text{Rp} \quad 472,017,909,935 \end{aligned}$$

Biaya Operasi Untuk Kapasitas 60%, 80%, 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1	60%	Rp 283,210,745,961
2	80%	Rp 377,614,327,948

3	100%	Rp	472,017,909,935
---	------	----	-----------------

D.4.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi tetap.

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah :

Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman			
		Jumlah	Bunga	0.10	Jumlah
-2	30%	1E+11	0		1.141E+11
-1	70%	3E+11	11,352,757,228		2.7758E+11
0			27,619,366,210		2.7619E+10
Modal pinjaman akhir masa konstruksi					4.193E+11

Rp 419,298,998,757.40

Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa	%	Modal Sendiri			
		Jumlah	Inflasi	0.03	Jumlah
-2	70%	4E+11	0		3.9934E+11
-1	30%	2E+11	10,862,135,559		1.8201E+11
0			4,950,651,041		4950651041
Modal sendiri akhir masa konstruksi					5.863E+11

Rp 586,303,099,578.64

Total investasi pada akhir masa konstruksi

= Modal sendiri + Modal pinjaman

= Rp 1,005,602,098,336

Perhitungan harga penjualan

Berdasarkan Sub-Appendiks D.3.2, untuk kapasitas 100%,

harga penjualan :

Hasil penjualan produk (per tahun) =

Rp 4,714,181,853,170

D.4.4 Analisa Titik Impas (*Break Even Point*, BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan dalam satu tahun.

Biaya FC, VC, SVC dan S

Keterangan	Jumlah
Biaya Tetap (FC)	Rp 128,360,320,420
Biaya Variabel (VC)	
Bahan baku	Rp 3,377,273,346,128
Utilitas	Rp 75,818,176,218
	Rp 3,453,091,522,346
Biaya semivariabel, SVC	
Gaji karyawan	Rp 32,292,000,000
Biaya Supervisi	Rp 3,229,200,000
Pemeliharaan & perbaikan	Rp 85,573,546,947
<i>Operating supplies</i>	Rp 8,557,354,695
Laboratorium	Rp 1,614,600,000
Pengeluaran umum	Rp 118,568,483,202
<i>Plant Overhead cost</i>	Rp 60,547,373,473
	Rp 310,382,558,317
Total Penjualan (S)	Rp 4,714,181,853,170

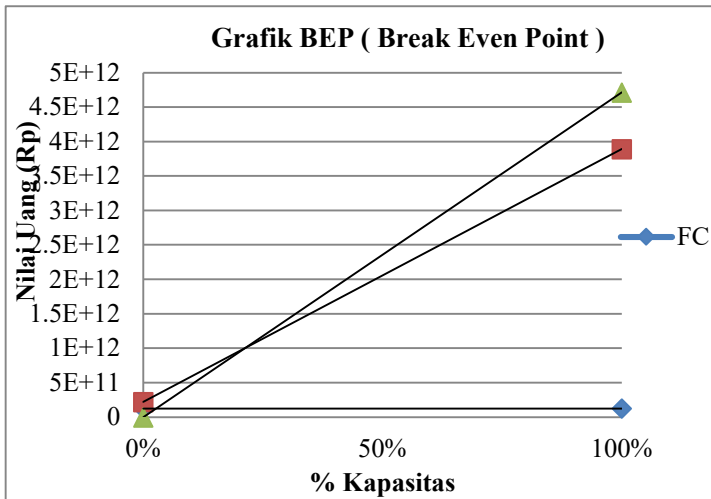
$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \times \text{SVC})}{\text{S} - (0,7 \times \text{SVC}) - \text{VC}} \times 100\%$$

$$\text{BEP} = \frac{21.218}{\%}$$

Data Pembuatan Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya tetap	1.2836E+11	1.2836E+11
Pengeluaran total	2.21475E+11	3.89183E+12

Penjualan Total	0%	4.71418E+12
-----------------	----	-------------



Grafik *Break Even Point* Pabrik *Homopolymer polypropylene*

Terlihat Pada Grafik di atas bahwa BEP =

21.218 % kapasitas produk

D.4.5 Perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR)

Internal rate of return berdasarkan discounted cash flow adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal.

Cara yang dilakukan adalah trial "I", yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan:

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

Dimana:

n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke-n

Tabel D.11 Perhitungan *Internal Rate Return* (IRR)

Tahun	Cash Flow (CF)	Discounted Factor	$i =$	0.266
0	-8.55735E+11	1.00	-Rp855,735,469,468	
1	1.77818E+12	0.79	Rp1,404,107,336,418	
2	2.375E+12	0.62	Rp1,480,861,353,977	
3	2.97182E+12	0.49	Rp1,463,184,719,997	
4	2.97474E+12	0.39	Rp1,156,514,579,521	
5	2.97766E+12	0.31	Rp914,118,815,790	
6	2.98058E+12	0.24	Rp722,526,477,734	
7	2.98351E+12	0.19	Rp571,089,885,503	
8	2.98643E+12	0.15	Rp451,392,931,440	
9	2.98935E+12	0.12	Rp356,783,387,131	
10	2.99227E+12	0.09	Rp282,003,228,174	
			Rp7,946,847,246,216	

Dari perhitungan diperoleh nilai i sebesar 27% pertahun
 Harga I yang diperoleh lebih besar dari pada harga I untuk
 pinjaman modal pada bank.

Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan dengan
 kondisi tingkat suku bunga

bank sebesar 9.95%

D.4.6 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time* , POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka
 dihitung akumulasi modal sebagai berikut:

Tabel D.12 *Cummulative Cash Flow*

Tahun	Cummulative Cash Flow (Rp)
0	(855,735,469,468)
1	880,511,375,636
2	3,213,581,590,319

3	6,143,475,174,581
4	9,076,289,176,369
5	12,012,023,595,684
6	14,950,678,432,525
7	17,892,253,686,892
8	20,836,749,358,786
9	23,784,165,448,206
10	26,734,501,955,153

Berdasarkan tabel diatas, untuk investasi=

Rp 950,817,188,297

Dengan cara interpolasi linear antara tahun ke =
3 dan 4

Maka diperoleh waktu pengembalian modal =
1.2322 tahun

D.4.7 Laba atas Investasi (Return on Investment, ROI)

Untuk menghitung rasio profit yang diperoleh pada suatu investasi, relatif terhadap jumlah uang yang diinvestasikan.

Tabel D.13 *Laba setelah Pajak*

un ke-	Cummulative Cash Flow (Rp)
1	1,692,603,198,033
2	2,289,426,567,612
3	2,886,249,937,191
4	2,889,170,354,717
5	2,892,090,772,244
6	2,895,011,189,770
7	2,897,931,607,296
8	2,900,852,024,823
9	2,903,772,442,349
10	2,906,692,859,875
	2,715,380,095,391 Rata2

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Rata-rata laba tiap tahun}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100 \\ &= \frac{\text{Rp } 2,715,380,095,391}{\text{Rp } 855,735,469,468} \times 100 \\ &= 317.32 \% \end{aligned}$$