

**PRA RANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER DARI
METANOL DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 40.000
TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK
Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Konsentrasi Teknik Kimia



oleh:

Nama : Afrili Nur Masithoh Nama : Laila Sholikhah

No. Mahasiswa : 12 521 126

No. Mahasiswa : 12 521 128

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

2016

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama	: Afrili Nur Masithoh	Nama	: Laila Sholikhah
No. Mahasiswa	: 12 521 126	No. Mahasiswa	: 12 521 128

Yogyakarta, 16 Agustus 2016

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

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



Afrili Nur Masithoh



Laila Sholikhah

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK DIMETIL ETER DARI
METANOL DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 40.000
TON/TAHUN
PERANCANGAN PABRIK



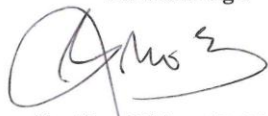
oleh:

Nama : Afrili Nur Masithoh
No. Mahasiswa : 12 521 126

Nama : Laila Sholikhah
No. Mahasiswa : 12 521 128

Yogyakarta, 16 Agustus 2016

Pembimbing I


Pratikno Hidayat, Ir, M.Sc.

Pembimbing II


Khamdan Cahyari, ST, M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN DIMETIL ETER DARI METANOL
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 40.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

oleh:

Nama : Afrili Nur Masithoh	Nama : Laila Sholikhah
No. Mahasiswa : 12 521 126	No. Mahasiswa : 12 521 128

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

Teknologi Industri
 Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 16 Agustus 2016

Tim Penguji,
 Pratikno, Ir., M.Sc.
 Ketua

Asmanto Subagyo, M.Sc

Dyah Retno Sawitri, ST., M.Eng.

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
 Fakultas Teknologi Industri
 Universitas Islam Indonesia



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

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillah, puji syukur kepada Allah SWT, dan shalawat serta salam kepada Nabi Muhammad SAW. Karena penyertaan-Nya saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir

Hasil karya ini khusus saya persembahkan kepada:

Ayah ibu terkasih dan tersayang, atas doa yang di panjatkan dan segala dukungan yang terus mengalir sampai saat ini, serta kasih sayang dan cinta yang tak terhingga, ayah dan ibu lah yang selama ini menjadi sumber kekuatanku untuk terus berjuang dan selalu bersemangat untuk menyelesaikan tugas akhir ini, terimakasih banyak.

Adek tersayang, **Zaqik Mubarak** atas hiburan,

segala support, do'a dan kasih sayang yang diberikan, terima kasih.

Teman pertama ospekku yang sampai sekarang masih betah jadi temanku, partner kerja praktek, penelitian, KKN dan tugas akhir **Afrili Nur Masithoh**, terimakasih

telah menjadi partner yang sabar dan berjuang dalam menyelesaikan

karya ini. Maaf atas segala kekuranganku.

Sahabat-sahabatku **KALFABYRFREDG** (**Lina, Maman, Yuni, Fadli, Bagas,**

Oci, Felis, Aji, Iko, Desta, Gina, Arina dan Sherly) serta sahabat-sahabatku

MANDIRI JAYA, FORTUNE COOKIES, Uci Utami terimakasih untuk

semangat, persahabatan dan ilmu yang telah kalian bagi selama ini.

Teman-teman perjuangan Teknik Kimia 2012, kalian adalah teman berbagi

ilmu dan untuk setiap kebersamaan serta canda tawa, akan menjadi kenangan

yang tak terlupakan bagiku. Terimakasih banyak.

LEMBAR PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirobbil'alamin puji syukur kepada Allah SWT dan shalawat sertasalam kepadaNabi Muhammad SAW.Karena penyertaan-Nya saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir

Hasil karya ini khusus saya persembahkan kepada:

Bapak ibu tercinta yang tiada hentinya selama ini memberiku semangat, dorongan, do'a, nasehat dan kasih sayang serta pengorbanan yang tak tergantikan hingga aku selalu kuat menjalani setiap rintangan yang kuhadapi selama ini. Pak bun terimalah bukti kecil ini sebagai salah satu awal dari perjuanganku untuk menjadi seseorang yang bisa berguna bagi agama,nusa dan bangsa kelak.

Adekku tersayang **Yuliza Elma Fiana**, terimakasih atas do'a, support dan kasih sayang yang diberikan. Terimakasih sudah menjadi pencair suasana dikala lagi pusing-pusingnya mengerjakan tugas akhir.

Seluruh keluarga besar Budhe, paktde, mama uwa, bapak uwa, mbah putri dan semua kakak-kakak sepupu serta keponakan, betapa bahagia bisa menjadi salah satu bagian dari kalian. Terimakasih atas kasih sayang, nasehat, dan kritikan serta hiburan yang tiada henti.

Teman pertama ospekku sekaligus partner yang setia sampai detik ini, partner kerja praktek, penelitian,KKN dan tugas akhir **Laila Sholikhah**, terima kasih telah menjadi partner yang setia sabar dan selalu semangat dalam berjuang menyelesaikan tugas-tugas yang melelahkan dan menyenangkan selama ini.Maaf atas segala kekuranganku.

Sahabat-sahabatku **KALFABYRFREDG(Lina, Maman, Yuni, Fadli, Bagas, Oci, Felis, Aji, Iko, Desta, Gina, Arina dan Sherly)**, sahabat kecilku, sahabat SMAku terimakasih untuk semangat, persahabatan dan ilmu yang telah kalian

bagi selama ini, buat **Delanita Rosiananda** sahabat masa puber aku yang sampai saat ini masih menjadi sahabat baikku terimakasih sudah selalu menjadi tempat berbagi cerita, tempat berbagi keluh kesah.

Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2012, kalian adalah teman berbagi ilmu dan untuk setiap kebersamaan serta canda tawa, akan menjadi kenangan yang tak terlupakan bagiku. Terimakasih banyak.

KATA PENGANTAR

Segala puji hanyalah milik Allah, yang atas izin-Nya, tugas akhir prarancangan pabrik kimia ini dapat terselesaikan.

Tugas prarancangan pabrik kimia merupakan tugas akhir yang harus diselesaikan oleh setiap mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia sebagai prasyarat untuk menyelesaikan jenjang studi sarjana. Dengan tugas ini diharapkan kemampuan penalaran dan penerapan teori-teori yang telah diperoleh selama kuliah dapat berkembang dan dapat bermanfaat dengan baik.

Judul tugas akhir ini adalah Prarancangan Pabrik Dimetil Eter dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun. Adanya prarancangan pabrik ini diharapkan dapat memperkaya alternatif industri masa depan bagi Indonesia.

Dalam penyusunan tugas akhir ini penyusun banyak mendapat bantuan dan dorongan baik berupa materi maupun non material dari berbagai pihak, sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan baik. Penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Faisal R M, Ir. Drs., MSIE., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Pratikno Hidayat, Ir., M.Sc. dan Khamdan Cahyari, ST., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing, terima kasih atas segala bimbingannya selama ini sehingga tugas akhir ini dapat selesai tepat waktu.
3. Orang tua dan seluruh keluarga besar penyusun yang telah memberikan doa dan dukungan yang sangat bermanfaat bagi penyusun.

4. Teman-teman Teknik Kimia 2012 yang telah memberikan dukungan dan motivasi.
5. Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu per satu atas bantuan yang diberikan kepada penyusun.

Penyusun menyadari bahwa tugas akhir ini masih jauh dari sempurna, untuk itu penyusun sangat menghargai kritik dan saran yang membangun untuk kesempurnaan dari laporan ini. Penyusun mengharap agar tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penyusun dan pembaca.

Yogyakarta, 16 Agustus 2016

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
HALAMAN PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK ..	ii
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
ABSTRAK	xii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	7
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk.....	12
2.2 Spesifikasi Bahan	13
2.3 Pengendalian Kualitas.....	15
BAB III PERANCANGAN PROSES	
3.1 Uraian Proses	18
3.2 Spesifikasi Alat	19
3.3 Perencanaan Produksi	39
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	

4.1 Lokasi Pabrik	40
4.2 Tata Letak Pabrik	42
4.3 Tata Letak Alat Proses	50
4.4 Alir Proses dan Material.....	51
4.5 Pelayanan Teknik	56
4.6 Organisasi Perusahaan	68
4.7 Evaluasi Ekonomi	87
BAB V PENUTUP	
5.1 Simpulan	107
5.2 Saran.....	108
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	
•	REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Impor Dimetil Eter	4
Tabel 2.1 Pabrik Dimetil Eter yang Telah Beroperasi	4
Tabel 3.1 Kebutuhan Bahan Baku	39
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	43
Tabel 4.2 Neraca Massa Total	49
Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor.....	50
Tabel 4.4 Neraca Massa Menara Distilasi I	50
Tabel 4.5 Neraca Massa Menara Distilasi II	51
Tabel 4.6 Neraca Panas Reaktor	51
Tabel 4.7 Neraca Massa Menara Distilasi I	52
Tabel 4.8 Neraca Masaa Menara Distilasi II	52
Tabel 4.9 Kebutuhan Air Pembangkit Steam	63
Tabel 4.10 Kebutuhan Air Pendingin	64
Tabel 4.11 Kebutuhan Air Perkantoran dan	65
Tabel 4.12 Jadwal Kerja Masing-masing regu	67
Tabel 4.13 Jabatan dan Keahlian	68
Tabel 4.14 Perincian Jumlah Karyawan	81
Tabel 4.15 Jumlah Karyawan	82
Tabel 4.16 Penggolongan Gaji dan Jabatan	84
Tabel 4.17 Harga Index	89
Tabel 4.18 Harga Index Pada Thaun Perancangan	91
Tabel 4.19 Tabel Physical plant Cost	98

Tabel 4.20 Direct Plant Cost	99
Tabel 4.21 Fix Capital Invenstmen	99
Tabel 4.22 Direct Manufacturing Cost	100
Tabel 4.23 Indirect Manufacturing Cost	100
Tabel 4.24 Fixed Manufacturing Cost	101
Tabel 4.25 Total Manufacturing Cost	101
Tabel 4.26 Working Capital	102
Tabel 4.27 General Expanse	102
Tabel 4.28 Total Biaya Produksi	102
Tabel 4.29 Fixed Cost	102
Tabel 4.30 Variable Cost	102
Tabel 4.31 Ragulated Cost	103

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1 Layout Pabrik.....	45
Gambar 4.2 Tata Letak pabrik.....	51
Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif	54
Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif	55
Gambar 4.5 Diagram Alir Utilitas	68
Gambar 4.6 Struktur Organisasi	71
Gambar 4.7 Break Even Point	106

INTISARI

Pra rancangan pabrik dimetil eter dengan kapasitas 40.000 ton/tahun menggunakan bahan baku metanol menghasilkan dimetil eter dengan kemurnian 99,5%. Proses pembuatan dimetil eter dilakukan dengan dehidrasi metanol menggunakan katalis silika-alumina dalam reaktor fixed bed, reaksi berlangsung pada fase gas pada suhu 240 °C dan tekanan 11 atm. Pabrik ini termasuk pabrik beresiko tinggi karena prosesnya berlangsung pada kondisi operasi (suhu dan tekanan) tinggi, selain itu bahan baku dan produk merupakan bahan kimia yang mudah terbakar.

Pabrik ini direncanakan didirikan di Cilegon , Banten, di atas tanah seluas 10979 m² dan membutuhkan 145 karyawan. Pabrik beroperasi secara kotinyu selama 24 jam/hari dan 330 hari/tahun. Proses membutuhkan metanol sebesar 7028,4047 kg/jam sebagai bahan baku. Utilitas pendukung meliputi penyediaan air pendingin sebesar 151490,9106 kg/jam, air untuk keperluan domestik 1750 kg/jam, air untuk kebutuhan steam 4179,79242 kg/jam, kebutuhan listrik sebesar 149,54202 kW, kebutuhan bahan bakar sebesar 36696,9310 kg/jam dan 76,608 m³/jam udara tekan.

Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 29.926.382.876 keuntungan setelah pajak Rp. 26.335.216.931 Berdasarkan hasil analisa kelayakan diperoleh Break Even Point (BEP) sebesar 53,11 % (syarat BEP 40-60%), Shut Down Point (SDP) sebesar 43,65 % dan Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 8,68%. Sementara itu, Return on Investment sebelum pajak (ROI_b) sebesar 69,32 % (syarat ROI_b pabrik beresiko tinggi > 44%) dan Return on Investment sesudah pajak (ROI_a) sebesar 61,00 %, Pay Out Time sebelum pajak (POT_b) sebesar 1,26 tahun (syarat POT_b untuk pabrik beresiko tinggi < 2 tahun) dan Pay Out Time sesudah pajak (POT_a) sebesar 1,40 tahun. Dari tinjauan ekonomi tersebut, maka dapat disimpulkan pabrik dimetil eter dengan kapasitas 40.000 ton/tahun cukup layak untuk didirikan.

Kata kunci : dimetil eter, metanol, dehidrasi, alumunium silika

ABSTRACT

The preliminary design of dimethyl ether for 30,000 ton/year capacities utilizes methanol of raw material to result dimethyl ether with purity 99.5%. The process is dehydration of methanol with silica-alumina catalyst to produce dimethyl ether in fixed bed reactor at 240 K and 11 atmosphere. This plant is included high risk plant because processes at high operation condition (temperature and pressure), another raw material and product are flammable.

This plant is planned to be built in Cilegon, Banten, it covers 10979 m² of land and needs 145 employees. It works continually for 24 hours/day and 330 days/year. Process unit requires 7028,4047 kg/hr of methanol, whereas utility unit needs 151490,9106 kg/hour water for cooling, 1750 kg/hour water for domestic, 4179,79242 kg/hour of steam, 149,54202 kW of electricity, 36696,9310 kg/hour of fuel oil and 76,608 m³/hour of pressured air.

Profit before taxes Rp. 29.926.382.876, Profit after taxes Rp. 26.335.216.931. Feasibility studies results in Break Even Point (BEP) of 53,11 % (BEP requisite in Indonesia 40% - 60 %), Shut Down Point (SDP) of 43,65%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 8,68%. Meanwhile Return On Investment Before Taxes (ROI_b) of 69,32 % (ROI_b requisite for high risk plant > 44%) and Return On Investment After Taxes (ROI_a) of 61,00%. along with Pay Out Time Before Taxes (POT_b) of 1,26 years (POT_b requisite for high risk plant < 2 years) and Pay Out Time After Taxes (POT_a) of 1,4 years in a row. Based on this economic evaluation, it can be concluded that dimethyl ether Plant of 40,000 ton/year is economically feasible.

Keywords : dimethyl ether, methanol, dehydration, aluminium silica

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Dalam era industrialisasi dewasa ini, dimana Indonesia akan mengalami masa transisi dari negara berkembang menjadi negara industri, maka pengembangan di sekitar menjadi fokus yang menarik untuk selalu ditangani.

Sementara itu produk migas sebagai sumber pendapatan serta devisa negara sudah mulai menurun potensinya, dikarenakan cadangan minyak bumi yang memang terbatas jumlahnya. Untuk itu perlu dipikirkan sumber alternatif bagi negara kita, diantaranya dengan menggalakkan sektor nonmigas serta mendirikan industri pengolah produk samping dan utama migas menjadi produk lain yang mempunyai nilai tambah yang lebih berarti. Bahkan mendirikan industri-industri yang sangat menguntungkan dimana produk bahan dasar, bahan antara maupun bahan jadi untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan orientasi untuk ekspor.

Salah satunya adalah mendirikan pabrik Dimethyl Ether (DME). Dimetil Eter (DME) adalah senyawa eter yang paling sederhana dengan rumus kimia CH_3OCH_3 . Dikenal juga sebagai methyl ether atau wood ether. DME merupakan gas tak berwarna yang telah banyak digunakan dalam pemakaian sistem pendinginan. Jika DME dioksidasi yang terjadi adalah dekomposisi menjadi bentuk metanol dan formaldehid. DME termasuk bahan kimia tidak beracun, senyawa yang tidak mengandung unsur Sulfur (S) dan Nitrogen (N), sehingga

memungkinkan emisi SO_x, NO_x, particulate matter, dan jelaga yang jauh lebih rendah dari solar. DME tidak bersifat korosif terhadap metal (Mayers, 1982). Produk industri kimia berupa dimethyl ether ini dapat secara langsung sebagai refrigerant, solvent, aerosol propellant dan stabilizer polimerisasi. Disamping itu dimethyl ether juga dipergunakan sebagai intermediat pembuatan *Dimethyl Sulfat* dan *Methyl Chloride (Methylating Agent)*. Bahkan di negara-negara maju, DME sudah banyak digunakan sebagai bahan bakar kendaraan.

Pabrik Dimethyl Ether (DME) pertama kali didirikan di negara Jepang pada tahun 2002 untuk menanggulangi krisis energi di Jepang. Pabrik ini didirikan oleh developer JFE Holdings (Jeiefui Horudingusu Kabushikigaisha) dengan kapasitas 5 ton/hari menggunakan proses direct synthesis (Hubert, 2006). Setahun kemudian, pabrik DME didirikan di negara China oleh Developer TEC (Toyo Engineering Corporation) dengan kapasitas 10.000 ton/tahun. Pada tahun yang sama, pabrik DME juga didirikan di Kushiro, Jepang oleh developer JFE Holdings (Jeiefui Horudingusu Kabushikigaisha) dengan kapasitas 5 ton/hari, lalu pada tahun 2005 berkembang menjadi 100 ton/hari (Hubert, 2006). Pada tahun 2006, pabrik DME didirikan di Iran dengan kapasitas yang lebih besar sekitar 80.000 ton/tahun dengan bahan baku gas alam (www.topsoe.com, 2013). Sedangkan pada tahun 2008, Mitshubishi Gas Corporation (MGC) mendirikan pabrik DME dari methanol grade AA dengan kapasitas 80.000 ton/tahun di Niigata, Jepang (Akira, 2011). Menurut Galuh, 2011, pabrik pembuatan Dimethyl Ether (DME) telah ada di Indonesia yang dikelola oleh PT. Bumi Tangerang Gas

Industri. Pabrik ini merupakan satu-satunya pabrik DME di Asia Tenggara yang menggunakan bahan baku methanol. Sehingga reaksi yang terjadi di dalam reaktornya hanyalah reaksi dehidrasi methanol menjadi DME. Kapasitas pabrik ini adalah sekitar 3000 ton DME per tahun.

1.1.1 Bahan Baku

Pabrik DME direncanakan didirikan di Indonesia maka diperlukan informasi mengenai ketersediaan bahan baku untuk produksi DME. Produksi methanol di Indonesia saat ini mencapai 660.000 ton/tahun. Sebelumnya Indonesia memiliki kemampuan produksi methanol mencapai 990.000 ton/tahun, diperoleh dari PT. Medco Methanol Bunyu dan PT Kaltim Methanol Industry. Namun PT Medco Methanol Bunyu dihentikan operasionalnya pada bulan Maret 2009, karena kelangkaan suplai gas alam yang mengakibatkan tidak tercapainya target ekonomis 30% kapasitas produksi. Sehingga Indonesia hanya memiliki produksi methanol tersisa sebesar 660.000 ton/tahun oleh PT Kaltim Methanol Industry dengan produk methanol grade AA. Pemasaran dari produk PT Kaltim Methanol Industry sekitar 70% dialokasikan untuk ekspor ke luar negeri, seperti Jepang, Korea, Malaysia, Amerika, Cina, Bangkok, Singapura, Taiwan, Australia, Filipina dan India.

Ditinjau dari segi bahan baku, pendirian pabrik dimethyl ether dengan bahan baku methanol ini sangat menguntungkan karena harga dimethyl ether jauh lebih mahal dari harga methanol sebagai bahan baku.

Keuntungan lain yang mendukung kelayakan pembangunan pabrik dimethyl ether di Indonesia adalah telah tersedianya bahan baku untuk pembuatan

dimethyl ether yaitu methanol. Kebutuhan methanol dapat disuplai dari PT Kaltim Methanol Industry.

Disamping itu keuntungan lain yang diperoleh dari pendirian pabrik Dimethyl Ether ini adalah :

- Memacu pendirian industri lain yang menggunakan bahan baku dimethyl ether
- Memenuhi kebutuhan dimethyl ether di dalam negeri.
- Membuka lapangan pekerjaan sehingga jumlah pengangguran dapat dikurangi

1.1.2 Kapasitas Perancangan

Didalam penentuan kapasitas perancangan pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

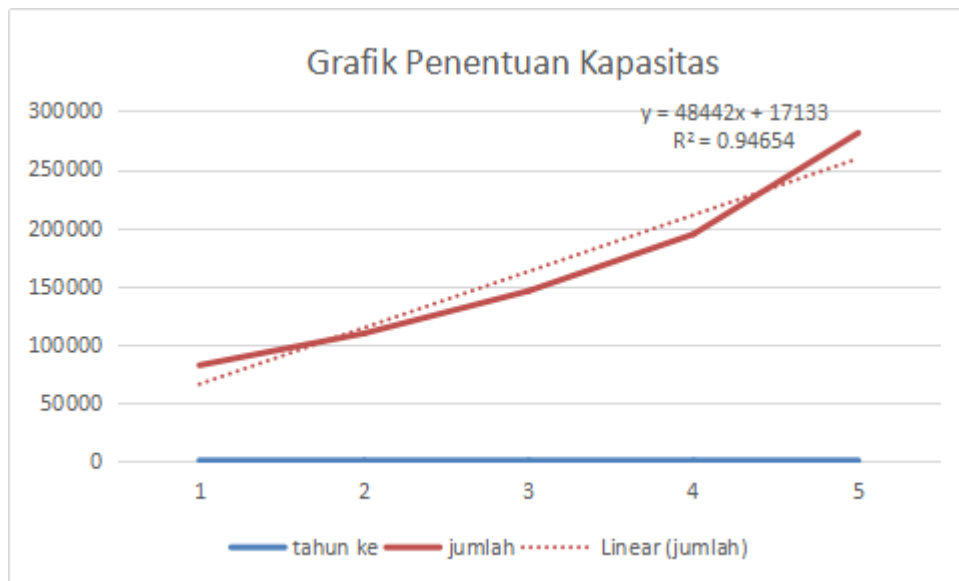
- ***Kebutuhan/Konsumsi Produk***

Dari data statistik di bawah ini menunjukkan permintaan dimethyl ether dari luar negeri.

Tabel 1.1. Import Dimethyl Ether (Sumber : *Biro Pusat Statistik*)

Tahun	Jumlah (ton)
2009	81755
2010	109154
2011	145654
2012	194376
2013	281354

Pabrik akan di dirikan pada tahun 2020, dan diperkirakan jumlah import pada 2020 sekitar 600.000 ton



Gambar 1.1 Penentuan Kapasitas Pabrik

- **Kapasitas Minimum Pabrik**

Saat ini belum ada pabrik dimethyl ether yang telah beroperasi di Indonesia, sehingga seluruh kebutuhan Dimethyl Ether semuanya diimport dari amerika.

Beberapa pabrik dimethyl ether yang ada di dunia yang telah beroperasi dapat dilihat pada table berikut.

Tabel 1.2. Pabrik Dimethyl Ether yang telah beroperasi

Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
Linyi/Shandong	250.000
Zhangjiagong	300.000
Nansha	200.000

Pabrik dimethyl ether yang telah beroperasi secara komersial masih menguntungkan yaitu lebih dari 15.000 ton/tahun. Dengan mempertimbangkan data tersebut di atas maka pemilihan kapasitas produksi yang direncanakan adalah 40.000 ton/tahun. Jumlah ini masih berada di atas kapasitas minimum pabrik yang masih menguntungkan dan mengacu pada pabrik dimethyl ether dengan proses sama yang telah beroperasi.

1.1.3 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Rencana pabrik akan didirikan di Cilegon, Banten. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik pada umumnya sebagai berikut :

1.1.3.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

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

1. Penyediaan bahan baku

Penyediaan bahan baku relatif mudah karena bahan baku methanol tidak perlu mengimport, melainkan dapat diperoleh dari PT Kaltim Methanol Industry..

2. Pemasaran

Produk pabrik ini merupakan bahan baku untuk pembuatan dimethyl sulfat dan methyl chloride, refrigeran, solvent, aerosol propellant, dan stabilizer polimerisasi. Pemasarannya diharapkan untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri dan ekspor, sehingga lokasi pabrik dipilih dekat pelabuhan.

3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik, karena Cilegon, Banten merupakan kawasan industri, maka kebutuhan tersebut diharapkan dapat dipenuhi dengan mudah. Kebutuhan air disuplai dari sungai *Jombang Kali*.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik, dengan didirikannya pabrik di Cilegon, Banten akan dapat menyerap tenaga kerja potensial yang cukup banyak terdapat di sekitar lokasi tersebut.

5. Transportasi

Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat dan laut.

1.1.3.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi :

1. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan industri Cilegon, Banten yang relatif tidak padat penduduknya sehingga masih memungkinkan perluasan area pabrik.

2. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi.
- b. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- d. Transportasi yang baik dan efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

1.3. Tinjauan Pustaka

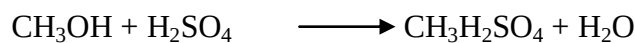
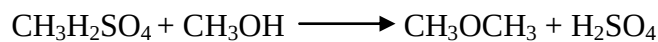
➤ Macam-macam proses pembuatan dimethyl ether :

Secara komersial pada skala industri dimethyl ether dapat diproduksi dengan proses sebagai berikut :

- Dehidrasi methanol dengan katalisator asam sulfat, prosesnya sebagai berikut :

Methanol cair diuapkan, kemudian dilewatkan pada reaktor yang telah terisi katalisator H_2SO_4 pada suhu 125-140 °C dan tekanan 2 atm, campuran methanol yang terdiri dari DME, air dan methanol dilewatkan ke *Scrubber*. Campuran keluar scrubber yang terdiri dari DME, methanol dan air kemudian dimurnikan dengan proses distilasi.

Reaksi :



Konversi : $\pm 45 \%$

Keuntungan :

- Suhu dan tekanan operasi reaktor relatif rendah

Kerugian :

- Peralatan yang dipergunakan lebih banyak
- Menggunakan asam sulfat yang bersifat korosif sehingga diperlukan peralatan dengan bahan konstruksi yang tahan terhadap korosi
- Konversinya rendah

- Dehidrasi methanol dengan katalisator silica-alumina

Proses : Methanol yang telah diuapkan kemudian dilewatkan reaktor yang terisi katalisator silica-alumina, kondisi operasi reaktor suhu 240 °C dan tekanan 11 atm. Campuran produk reaktor yang terdiri dari DME,

methanol dan air kemudian dimurnikan pada menara distilasi, sedangkan sisa reaktan yang tidak bereaksi dimurnikan, selanjutnya di recycle ke reaktor.

Reaksi :



Konversi : 80 %

Keuntungan :

- Prosesnya sederhana, peralatan yang dipergunakan sedikit
- Biaya investasi untuk peralatan rendah karena tidak melibatkan bahan yang bersifat korosif
- Konversinya tinggi

Kerugian :

- Suhu operasi reaktor tinggi
- Biaya perawatan alat relatif tinggi.

Dari kedua proses diatas yang mungkin dapat dipilih adalah proses dehidrasi methanol dengan katalis silica alumina dengan pertimbangan biaya investasi yang tidak terlalu besar karena tidak melibatkan bahan yang bersifat korosif yang relatif mahal.

Bahan Baku (Methanol)

Methanol dengan rumus molekul CH_3OH merupakan larutan yang tidak berwarna pada temperatur kamar, sedikit berbau dan merupakan zat beracun bila dihirup dan masuk kedalam, tubuh yang dapat menyebabkan kematian. Secara sintetis methanol dibuat dari hydrogen dan karbon monoksida.

Produk (Dimethyl Ether)

Dimethyl ether adalah senyawa ether paling sederhana dengan rumus molekul CH_3OCH_3 . Pada awalnya senyawa ini dihasilkan sebagai salah satu hasil samping dari proses pembuatan methanol bertekanan tinggi. Dimethyl ether dibuat secara sintetis dengan proses dehidrasi methanol dengan katalisator asam sulfat atau silica alumina.

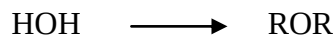
1.3.1 Tinjauan Proses

Pembuatan Dimethyl ether dari methanol adalah proses dehidrasi methanol fase uap menggunakan katalisator silica-alumina. Proses dehidrasi ini umumnya dilakukan pada alkohol untuk membentuk ether. Reaksi dehidrasi methanol membentuk senyawa dimethyl ether berlangsung dalam reactor fixed bed multitube pada suhu $240\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 11 atm. Reaksi ini merupakan reaksi yang tidak menghasilkan reaksi sampingan dan berlangsung sesuai dengan persamaan reaksi dibawah ini :



1.3.2 Tinjauan Teori Estherifikasi

Jika ditinjau dari rumus molekul ether, maka proses estherifikasi dapat dianggap sebagai proses penggantian dua atom hidrogen dari molekul air dengan gugus alkil. Ether lebih lazim disebut sebagai derivat dari alkohol karena kebanyakan senyawa-senyawa dapat disintesa dengan alkohol.



Dengan R : gugus alkil

Senyawa ether dibedakan atas dua kelompok, yaitu :

1. Senyawa ether simetris; semua senyawa ether yang memiliki awalan di merupakan ether simetris seperti dimethyl ether
2. Senyawa ether tak simetris; semua senyawa ether yang tidak memiliki awalan di merupakan ether tak simetris seperti methyl, ethil dan ether

Secara umum ada empat proses etherifikasi, yaitu :

1. Dehidrasi katalis alkohol dalam fase cair; asam terutama asam sulfat dan logam elektronik serta hairda adalah katalis yang efektif untuk reaksi dehidrasi alkohol membentuk ether dalam fase cair. Reaksi terjadi karena pembentukan intermedrate produk yang berupa oxanium
2. Dehidrasi katalis alkohol dalam fase gas; digunakan kafaurs alumunium oksida, annidrous alumina, silica alumina pada temperatur 240-300 °C akan memberikan yield ether sampai 75 %
3. Reaksi alkil halida dengan alkoksida; reaksi ini dikenal dengan sintesa ether initijamson " $\text{R-Ona} + \text{R}'\text{X} \longrightarrow \text{R-O-R}' + \text{NaX}$ ". Kebanyakan ether airfatis yang simetris maupun yang tidak simetris dibuat dengan metoda ini
4. Adisi tidak langsung alkohol terhadap olefin; ether juga dibuat dengan adisi tidak langsung alkohol terhadap senyawa olefin. Cara sintesa ether ini paling banyak untuk penaik angka oktan.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

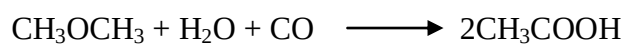
2.1 Spesifikasi Produk

Sifat fisis dimethyl ether :

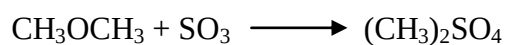
- Rumus Molekul : CH_3OCH_3
- Berat Molekul : 46,07
- Titik didih, $^{\circ}\text{C}$, 1 atm : -23,6
- Titik leleh, $^{\circ}\text{C}$: -141
- Fase 25 $^{\circ}\text{C}$, 1 atm : gas
- Panas pembentukan 25 $^{\circ}\text{C}$, kkal/mol : -43,99
- Tekanan kritis, atm : 53
- Temperatur kritis, $^{\circ}\text{C}$: 187
- Panas penguapan pada Td, kal/mol : 1541
- Densitas, kg/m^3 : 670
- Densitas kritis, g/ml : 0,799

Sifat kimia dimethyl ether :

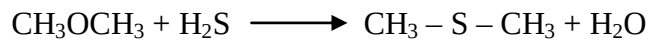
Dimethyl ether bereaksi dengan karbon monoksida air menjadi asam asetat dengan menggunakan katalisator :



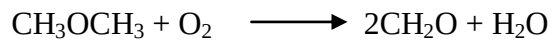
Bereaksi dengan sulfur trioksida membentuk Dimethyl sulfat :



Dengan hydrogen sulfite dengan bantuan katalisator tungsten sulfite (ws_2) membentuk Dimethyl sulfite :



Dengan reaksi oksidasi Dimethyl ether akan menghasilkan Formaldehyde :



2.2 Spesifikasi Bahan

➤ Sifat Fisis dan Kimia

Bahan Baku (Methanol)

Methanol dengan rumus molekul CH_3OH merupakan larutan yang tidak berwarna pada temperatur kamar, sedikit berbau dan merupakan zat beracun bila dihirup dan masuk kedalam, tubuh yang dapat menyebabkan kematian. Secara sintesis methanol dibuat dari hydrogen dan karbon monoksida.

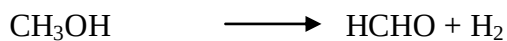
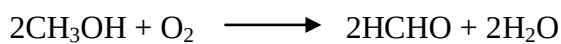
Sifat fisis methanol :

- Rumus Molekul : CH_3OH
- Berat Molekul : 32,04
- Titik didih, $^{\circ}C$, 1 atm : 64,7
- Titik leleh, $^{\circ}C$: -97,68
- Fase 25 $^{\circ}C$, 1 atm : cair
- Tekanan kritis, atm : 79,9
- Temperatur kritis, $^{\circ}C$: 239,5
- Panas penguapan pada Td, kal/mol : 8333,6
- Densitas, 25 $^{\circ}C$ g/ml : 0,791

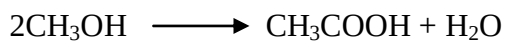
- Densitas kritis, g/ml : 0,2714

Sifat kimia methanol :

Reaksi dehidrogenasi dan oksidasi dehidrogenasi methanol menjadi formaldehyde dengan katalisator Ag.

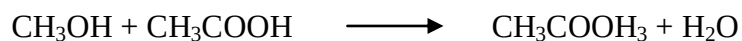


Reaksi karbonisasi methanol menjadi asam asetat dengan katalisator cobalt atau rhodium :

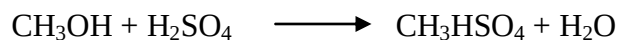
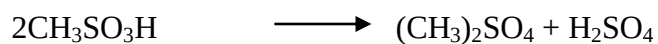


Reaksi Esterifikasi :

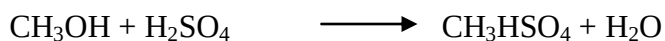
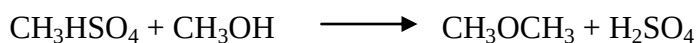
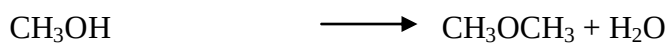
a. Dengan asam organik



b. Dengan asam anorganik



Reaksi pembentukan dimethyl ether dengan katalisator asam sulfat atau silica-alumina (Reaksi Etherifikasi)



➤ Spesifikasi bahan pembantu :

- Jenis : Silica Alumina

- Bentuk : Sphere
- Bulk density : 0,962 gr/cm³
- Diameter : 0,36 cm
- Komposisi : - SiO₂ = 74,0 %
 - Al₂O₃ = 17,5 %
 - MgO = 4,5 %

2.3 Pengendalian Kualitas

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil *monitoring* atau analisis pada bagian laboratorium pemeriksaan.

Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik asetanilidaini meliputi:

a. Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak

sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

b. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi dimetil eter.

c. Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain).

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama dimetil eter pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke mobil pengangkutan dan ke kapal.

2.3.2. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian dilakukan setiap tahapan proses mulai dari bahan baku hingga menjadi produk. Pengendalian ini meliputi pengawasan terhadap mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan dengan analisis bahan di laboratorium maupun penggunaan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan terhadap proses produksi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dengan fitur otomatis yang menjaga semua proses berjalan dengan baik dan kualitas produk dapat diseragamkan. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu.

Alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu antara lain:

- *Level Controller*

Level Controller merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki berfungsi sebagai pengendalian volume cairan tangki/vessel.

- *Flow Rate Controller*

Flow Rate Controller merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses.

- *Temperature Controller*

Alat ini mempunyai *set point* / batasan nilai suhu yang dapat diatur. Ketika nilai suhu *actual* yang diukur melebihi *set point*-nya maka outputnya akan bekerja.

2.3.3. Pengendalian Waktu Produksi

Pengendalian waktu dibutuhkan agar waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung dapat diminimalkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan Dimetil Eter menggunakan bahan baku Methanol. Larutan metanol sebanyak 7028,4047 kg/jam pada kondisi 30 °C, 1 atm dari tangki penyimpanan (T-01) dipompakan untuk dicampur dengan arus *recycle* dari menara distilasi 2, kemudian dipompa sampai tekanan 11 atm dengan pompa P-02 menuju Kettle Reboiler (R) untuk diuapkan. Campuran gas (151 °C ; 11 atm) selanjutnya dipanaskan dengan pemanas HE-01 sampai suhu 240°C.

Campuran gas dimasukkan ke dalam reaktor *fixed bed multitube* (R) agar terjadi reaksi dehidrasi dengan bantuan katalis silica alumina yang berlangsung pada suhu 240 °C dan tekanan 11 atm. Reaksi *dehidrasi* yang berlangsung menghasilkan produk dimetil eter sebanyak 5047,8714 kg/jam, air 2,6337 kg/jam dan sisanya metanol yang tidak bereaksi. Di dalam reaktor terjadi reaksi eksotermis non isothermal non adiabatik. Panas yang dihasilkan diserap oleh pendingin air. Reaksi yang terjadi di reaktor adalah:



Konversi yang terjadi dari reaksi ini adalah 80%. Karena reaksi bersifat eksotermis, maka digunakan pendingin berupa downtherm A untuk mencegah reaksi melewati range suhu yang diijinkan. Gas hasil reaksi dari reaktor *fixed bed multitube* keluar dengan suhu 514,5000657 K dan tekanan 11atm, kemudian dimanfaatkan panasnya pada HE-01 untuk menaikkan suhu gas yang masuk reaktor. Gas hasil reaksi yang keluar dari *Reaktor* (R-1) kemudian diturunkan

suhunya pada HE-2 dan diubah menjadi cairan pada *Condenser* (CD-1) sebelum masuk Menara Distilasi sehingga suhunya menjadi 87,3028 °C.

Campuran produk yang telah dicairkan kemudian diumpankan ke menara distilasi 1 untuk dipisahkan antara dimetil eter dengan metanol dan air. Cairan diumpankan ke MD-1 diantara plate 19 karena pada plate tersebut sudah terjadi kesetimbangan komposisi antara komposisi bahan yang masuk dan komposisi di plate tersebut. Hasil atas menara distilasi 1 berupa dimetil eter sebanyak 5047,8714 kg/jam disimpan dalam T-02 sebagai produk utama. Produk dimetil eter disimpan dalam tangki pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Sedangkan hasil bawah menara distilasi 1 yang merupakan campuran metanol, air dan sedikit dimetil eter dengan suhu 167,3346 °C didinginkan suhunya dengan menggunakan *Cooler* (HE-3) menjadi 83,9789 °C untuk kemudian menjadi umpan Menara Distilasi 2 untuk dipisahkan antara methanol dan air. Hasil atas menara distilasi 2 yang banyak mengandung metanol di *recycle* untuk dicampur dengan metanol *fresh feed*. Sedangkan hasil bawah menara distilasi 2 yang banyak mengandung air dialirkan menuju *Cooler* (HE-4) untuk diturunkan suhunya hingga 30 °C dan selanjutnya dialirkan menuju unit pengolahan limbah.

3.2 Spesifikasi Alat

1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Metanol

Tugas	: Menyimpan Metanol 94% dengan kemurnian sebanyak 7477,0263 kg/jam untuk keperluan 5 hari
Jenis	: Tangki silinder tegak, <i>flat bottom, conical roof</i>
Fase	: Cair

Kondisi Operasi	: Tekanan	= 1 atm
	Suhu	= 30 °C
Spesifikasi	: Diameter	= 16,76 m
	Tinggi	= 6,40 m
	Tebal Shell	= 3/8 in (0,9525cm)
	Tebal Head	= 1 ½ in (3,81 cm)
Jumlah	: 1 buah	
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C	
Harga	: \$ 8500	

2. Tangki Penyimpanan Produk Dimetil Eter

Tugas	: Menyimpan produk dimetil eter selama 15 hari sebanyak 5050,5051 kg/jam
Jenis	: Tangki silinder tegak, <i>flat bottom, conical roof</i>
Fase	: Cair
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	Suhu = 30 °C
Spesifikasi	: Diameter = 22,75 m
	Tinggi = 8,4 m
	Tebal Shell = 5/8 in (1,5875 cm)
	Tebal Head = 3 in (7,62 cm)
Jumlah	: 1 buah
Bahan	: Carbon Steel 285 grade C

Harga : \$ 11000

3. Reaktor

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi uap metanol menjadi dimetil eter sebanyak 9232,7513 kg/jam

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Fase : Gas

Kondisi Operasi : Eksotermis

Tekanan = 11 atm

Suhu = 240 °C

Spesifikasi : Diameter = 40 in (1.016 m)

Tinggi = 181,9451 in (4.6214 m)

Tebal Shell = ½ in (1,27 cm)

Tebal Head = ½ in (1,27 cm)

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Harga : \$ 12200

4. Kettle Vaporizer

Tugas : Menguapkan fluida dari tangki masuk ke reaktor sebanyak 7471,6394 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 32655366,5866 kJ/jam

Luas transfer panas : 3294,6992 ft²

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

Shell Side

- Fluida dingin : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- ID : 39 in (0,4382 m)

- Baffle space : 19,5 in (0,127 m)

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 1049

- OD; BWG : 0,75 in ; 16

- ID : 0,62 in

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu (0,5283 s.m².°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,0061 hr.ft².°F/Btu (1,0391 s.m².°C/kJ)

Catatan : Reboiler 2 memenuhi syarat, karena $R_d \text{ available} > R_d \text{ min}$, tetapi terlalu besar. Perlu dicoba reboiler yang lebih kecil, namun tidak dilakukan.

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 1800

5. Menara Distilasi 1

Tugas	: Memisahkan produk dimetil eter sebanyak 9232,0997 kg/jam		
Jenis Plate	: <i>Sieve Tray</i>		
Kondisi Operasi	- Puncak Menara	: Tekanan	= 10,8 atm
		Suhu	= 87,3028 °C
	- Umpan	: Tekanan	= 11 atm
		Suhu	= 46,2660°C
	- Dasar Menara	: Tekanan	= 11,2 atm
		Suhu	= 167,3346 °C
Spesifikasi	: Diameter	= 0,8159 m	
	Tinggi	= 25,2091m	
	Tebal Shell	= ¼ in (0,635 cm)	
	Tebal Head	= 0,375 in (0,9525 cm)	
Bahan	: Carbon Steel		
Harga	: \$ 3000		

6. Menara Distilasi 2

Tugas	: Memisahkan metanol untuk <i>direcycle</i> sebanyak 4181,5946 kg/jam		
Jenis Plate	: <i>Sieve Tray</i>		
Kondisi Operasi	: - Puncak Menara	: Tekanan	= 1 atm
		Suhu	= 83,9789 °C
	: - Umpan	: Tekanan	= 1 atm

	Suhu	= 148,6564 °C
- Dasar Menara	: Tekanan	= 1 tm
	Suhu	= 64,8975 °C
Spesifikasi	: Diameter	= 0,9677 m
	Tinggi	= 24,6706 m
	Tebal Shell	= 0,1875 in (0,48 cm)
	Tebal Head	= 0,1875 in (0,48 cm)
Bahan	: Carbon Steel	
Harga	: \$ 3500	

8. Heat Exchanger 01

Tugas	: Memanaskan fluida sebanyak 9232,7613 kg/jam dari kettle reboiler ke reaktor
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Beban Panas	: 1181808,360494 kJ/jam
Luas transfer panas	: 1206,3744 ft ²
Panjang	: 16 ft
<i>Shell Side</i>	
- Fluida Panas	: dimetil eter, metanol dan air yang keluar reaktor
Ukuran :	
- ID	: 27 in
- Baffle space	: 10 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : dimetil eter, metanol dan air yang keluar separator

Ukuran :

- Jumlah tube : 288

- OD : 1 in

- BWG : 16

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,0035 hr.ft².F/Btu

Catatan : HE 01 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min*

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 12000

9. Cooler 01

Tugas : Mendinginkan fluida sebanyak 9238,7613 kg/jam dari reaktor ke condensor 1

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 2271664,2714 kJ/jam

Luas transfer panas : 636,0120 ft²

Panjang : 12 ft

Shell Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- ID : 21,25 in
- Baffle space : 8 in
- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- Jumlah tube : 270
- OD; BWG : 0,75 in ; 16
- ID : 0,62 in
- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0403 hr.ft².°F/Btu

Catatan : Cooler 1 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min.*

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 7000

10. Cooler -02

Tugas : Mendinginkan hasil bawah Menara Distilasi 1 sebelum masuk Menara Distilasi 2 sebanyak 4188,2562 kg/jam

Jenis : Shell and Tube

Beban Panas : 563555,3108kJ/jam

Luas transfer panas : 228,4932 ft²

Panjang : 12 ft

Shell Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- ID : 13,25in

- Baffle space : 10 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- Jumlah tube : 97

- OD; BWG : 0,75 in ; 16

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0529 hr.ft².°F/Btu

Catatan : Cooler 1 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min.*

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 8500

11. Cooler-03

Tugas : Mendinginkan fluida hasil bawah menara distilasi 2
sebelum diolah ke UPL sebanyak 2426,5212 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 709265,2536kJ/jam

Luas transfer panas : 322,7172 ft²

Panjang : 12 ft

Shell Side

- Fluida panas : metanol dan air

Ukuran :

- ID : 15,25 in

- Baffle space : 8 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 137

- OD; BWG : 0,75 in ; 16

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu (0,5283 s.m².°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,0045 hr.ft².F/Btu

Catatan : Cooler 3 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min.*

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 4500

12. Cooler-04

Tugas : Mendinginkan fluida hasil atas menara distilasi 1
sebelum tangki produk

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 224860,639177087 kJ/jam

Luas transfer panas : 430,2896 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida panas : metanol dan air

Ukuran :

- ID : 15,25 in

- Baffle space : 8 in

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 137

- OD; BWG : 0,75 in ; 16

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu (0,5283 s.m².°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,0091 hr.ft².F/Btu

Catatan : Cooler 4 memenuhi syarat, karena *Rd available* > *Rd min.*

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 4500

12. Condensor 01

Tugas : Mengembunkan fluida sebanyak 9232,0997 kg/jam dari
heat exchanger 1 sebagai umpan Menara Distilasi 1

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 7070907,43174kJ/jam

Luas transfer panas : 1667,1424 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- ID : 29 in

- Baffle space : 12 in (0,3048 m)

- Pass : 2

Tube Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 398

- OD; BWG : 1 in ; 16

- ID : 0,0725 in

- Pass : 2

Dirt Factor min	: 0,003 hr.ft ² .F/Btu (0,5283 s.m ² .°C/kJ)
Dirt Factor available	: 0,0201 hr.ft ² .F/Btu
Catatan	: Condensor 1 memenuhi syarat, karena <i>Rd available</i> > <i>Rd min</i> , tetapi terlalu besar. Perlu dicoba condensor yang lebih kecil, namun tidak dilakukan.
Bahan	: Stainlees Steel
Harga	: \$ 19000

13. Condensor 02

Tugas	: Mengembunkan fluida hasil atas menara distilasi 1 sebanyak 5050,5051 kg/jam
Jenis	: <i>Shell and Tube</i>
Beban Panas	: 2907188,9217 kJ/jam
Luas transfer panas	: 2785,5520 ft ²
Panjang	: 16 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Water

Ukuran :

- ID : 39 in (0,6858 m)

- Baffle space : 10 in (0,3048 m)

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 665

- OD; BWG : 1 in; 16

- ID : 0,87 in

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu (0,5283 s.m².°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,0564

Catatan : Condensor 2 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$.

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 28000

14. Condensor 03

Tugas : Mengembunkan fluida hasil atas menara distilasi 2
sebanyak 1760,4603 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 3059268,75 kJ/jam

Luas transfer panas : 695,3408 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida dingin : air

Ukuran

- ID : 21,25 in (0,53875 m)
- Baffle space : 10 in
- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 166
- OD; BWG : 1 in (0,0254 m); 16
- ID : 0,87 in (0,0221 m)
- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu (0,5283 s.m².°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,0409 hr.ft².F/Btu

Catatan : Condensor 2 memenuhi syarat, karena $R_d \text{ available} > R_d \text{ min}$, tetapi terlalu besar. Perlu dicoba condensor yang lebih kecil, namun tidak dilakukan.

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 11000

15. Reboiler 01

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi 1 sebanyak 4188,2562 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 4671081,0277 kJ/jam

Luas transfer panas : 870,0016 ft²

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

Shell Side

- Fluida dingin : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- ID : 21,25 in (0,4382 m)

- Baffle space : 10,625 in (0,127 m)

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 277

- OD; BWG : 1 in (0,0254 m); 16

- ID : 0,87 in (0,0221 m)

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu (0,5283 s.m².°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,0060 hr.ft².°F/Btu (1,0391 s.m².°C/kJ)

Catatan : Reboiler 2 memenuhi syarat, karena $R_d \text{ available} > R_d \text{ min}$, tetapi terlalu besar. Perlu dicoba reboiler yang lebih kecil, namun tidak dilakukan.

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 9600

16. Reboiler 02

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi 2
 sebanyak 2426,5212 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 3658951,482446 kJ/jam

Luas transfer panas : 238,7008 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida dingin : metanol dan air

Ukuran :

- ID : 12 in

- Baffle space : 6 in (0,295275 m)

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 76

- OD; BWG : 0,75 in (0,0191 m); 16

- ID : 0,62 in (0,0157 m)

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu (0,5283 s.m².°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,0062hr.ft².°F/Btu (0,7749 s.m².°C/kJ)

Catatan : Reboiler 2 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$.

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 5200

17. Accumulator 01

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi Menara distilasi 2
sebanyak 5050,5051kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Spesifikasi :

- Diameter = 30,0738 in
- Panjang = 180,4428 in
- Tebal Shell = 0,4375 in
- Tebal Head = 0,3750 in

Harga : \$ 8000

18. Accumulator 02

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi Menara distilasi 1
sebanyak 1760,460291 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Spesifikasi :

- Diameter = 21,0594 in
- Panjang = 126,3565 in
- Tebal Shell = 0,25 in
- Tebal Head = 0,25 in

Harga : \$ 3500

19. Pompa 01

Tugas : Mengalirkan larutan metanol dari pembelian ke tangki penyimpanan bahan baku sebanyak 7477,0263 kg (kebutuhan 5 hari) dalam waktu 5 jam

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 6,065 in
 Sch N = 40
 NPS = 6 in

Total head : 6,1489 m

Putaran motor : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 4672,385989 rpm

BHP : 1,4741 Hp

Power teoritis : 1,5924 Hp

Power motor : 2 Hp

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 3000

20. Pompa 02

Tugas	: Mengalirkan fluida dari tangki bahan baku dan arus recycle
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Ukuran pipa	: ID = 2,469 in Sch N = 40 NPS = 2,5 in
Total head	: 329,0324 m
Putaran motor	: 3500 rpm
Putaran Spesifik	: 4390,036 rpm
BHP	: 39,6041 Hp
Power teoritis	: 28,5838 Hp
Power motor	: 30 Hp
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: \$ 800

21. Pompa 03

Tugas	: Mengalirkan cairan dari hasil atas menara distilasi 1 ke tangki penyimpanan produk sebanyak 5050,5051 kg/jam
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Ukuran pipa	: ID = 2,067 in (0,0525 m) Sch N = 40

	NPS	= 2 in (0,0508 m)
Total head	:	4,01450 m
Putaran motor	:	3500 rpm
Putaran Spesifik	:	676,99 rpm
BHP	:	0,1923 Hp
Power teoritis	:	2,0921 Hp
Power motor	:	3,0 Hp
Bahan	:	Carbon Steel
Harga	:	\$ 300

22. Pompa 04

Tugas	:	Mengalirkan umpan hasil atas menara distilasi 2 ke untuk direcycle sebanyak 1761,7350 kg/jam
Jenis	:	Pompa Sentrifugal
Ukuran pipa	:	ID = 1,9 in Sch N = 40 NPS = 1,5 in
Total head	:	4,6908 m
Putaran motor	:	3500 rpm
Putaran Spesifik	:	4173 rpm
BHP	:	0,21035 Hp
Power teoritis	:	0,1161 Hp
Power motor	:	0,125 Hp

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 200

23. Pompa 05

Tugas : Mengalirkan cairan dari hasil bawah menara distilasi 2 ke unit pengolahan limbah

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 1,61 in (0,0409 m)

Sch N = 40

NPS = 1,5 in (0,0381 m)

Total head : 1,7470 m

Putaran Aktual : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 5204 rpm

BHP : 0,0465 Hp

Power teoritis : 0,0581 Hp

Power motor : 0,5 Hp

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 210

24. Pompa 06

Tugas : Mengalirkan fluida dari tangki penyimpanan dimetil eter ke distributor

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa	: ID	= 6,065 in
	Sch N	= 40
	NPS	= 6 in
Total head	: 6,06 m	
Putaran motor	: 1750 rpm	
Putaran Spesifik	: 4672,38 rpm	
BHP	: 1,0655 Hp	
Power teoritis	: 2,017 Hp	
Power motor	: 3 Hp	
Bahan	: Carbon Steel	
Harga	: \$ 1200	

25 Expansion Valve-01

Tugas	: Menurunkan tekanan dari hasil bawah menara distilasi 1
Jenis	: Globe Valve
Ukuran pipa	: ID = 13,25 in
	Sch N = 30
	NPS = 14
Harga	: \$ 2000

26 Expansion Valve-01

Tugas	: Menurunkan tekanan dari hasil atas menara distilasi 1
Jenis	: Globe Valve

Ukuran pipa : ID = 21,25 in
 Sch N = 30
 NPS = 22
 NPS = 14
 Harga : \$ 2500

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku metanol diperoleh dari pabrik metanol milik PT Kaltim Methanol Industry.

Tabel 3.1 kebutuhan bahan baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Metanol Kebutuhan = 7028 kg/jam	60.6678	660.000

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

3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

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

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Ketepatan pemilihan lokasi juga sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik dimasa datang. Ada beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar pabrik yang dirancang bisa mendatangkan keuntungan yang besar.

Rencana lokasi pabrik dimetil eter akan didirikan di daerah Cilegon, Banten. Adapun faktor-faktor yang perlu dipertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik antara lain:

4.1.1 Penyediaan Bahan Baku

Penyediaan bahan baku relatif mudah karena bahan baku methanol tidak perlu mengimport, melainkan dapat diperoleh dari PT Kaltim Methanol Industry dengan kapasitas produksi 660000 ton/tahun.

4.1.2 Pemasaran Produk

Prospek pasar menjadi sangat penting karena untung rugi pabrik sangat tergantung pada pemasaran produknya, sehingga lokasi dibuat didaerah yang prospek pemasarannya baik.

Daerah Cilegon adalah daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Cilegon sebagai

pasar yang baik bagi dimetil eter. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalan darat ataupun laut. Produk dimetil eter ini merupakan bahan baku untuk pembuatan Dimethyl Sulfat dan Methyl Chloride, refrigeran, solvent, aerosol propellant, dan stabilizer polimerisasi. Pemasarannya diharapkan untuk mencukupi kebutuhan dalam negeri dan ekspor, sehingga lokasi pabrik dipilih dekat pelabuhan untuk memudahkan pemasaran produk.

4.1.3 Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik, karena Cilegon, Banten merupakan kawasan industri, maka kebutuhan tersebut diharapkan dapat dipenuhi dengan mudah. Kebutuhan air disuplai dari sungai Jombang Kali. Untuk kebutuhan lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan mudah karena dekat dengan Pertamina dan PLTU.

4.1.4 Transportasi

Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk. Sarana transportasi dapat ditempuh dengan menggunakan jalur darat maupun laut. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran baik pemasaran domestik maupun internasional.

4.1.5 Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi. Tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik dan luar daerah.

4.1.6 Keadaan Iklim

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Kebanyakan daerah di Indonesia beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar antara 20-30⁰C. Lokasi ini juga cukup stabil dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dan lain-lain) sehingga pengoperasian pabrik dapat berjalan dengan lancar.

4.1.7 Faktor penunjang Lain

Cilegon merupakan daerah kawasan industri yang telah ditetapkan oleh pemerintah, sehingga faktor-faktor seperti: tersedianya energi listrik, bahan bakar, air, iklim dan karakter tempat/lingkungan bukan merupakan suatu kendala karena semua telah dipertimbangkan pada penetapan kawasan tersebut sebagai kawasan industri.

Dengan pertimbangan di atas maka dapat disimpulkan bahwa kawasan Cilegon layak dijadikan pabrik dimetil eter di Indonesia.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Tata letak merupakan suatu pengaturan yang optimal dari perangkat atau fasilitas dalam pabrik. Tata letak yang tepat sangat menentukan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran kerja para karyawan maupun sebagai keselamatan proses. Secara garis besar *Lay Out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

4.2.1 Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang *control* sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

4.2.4 Daerah Utilitas dan Power Station

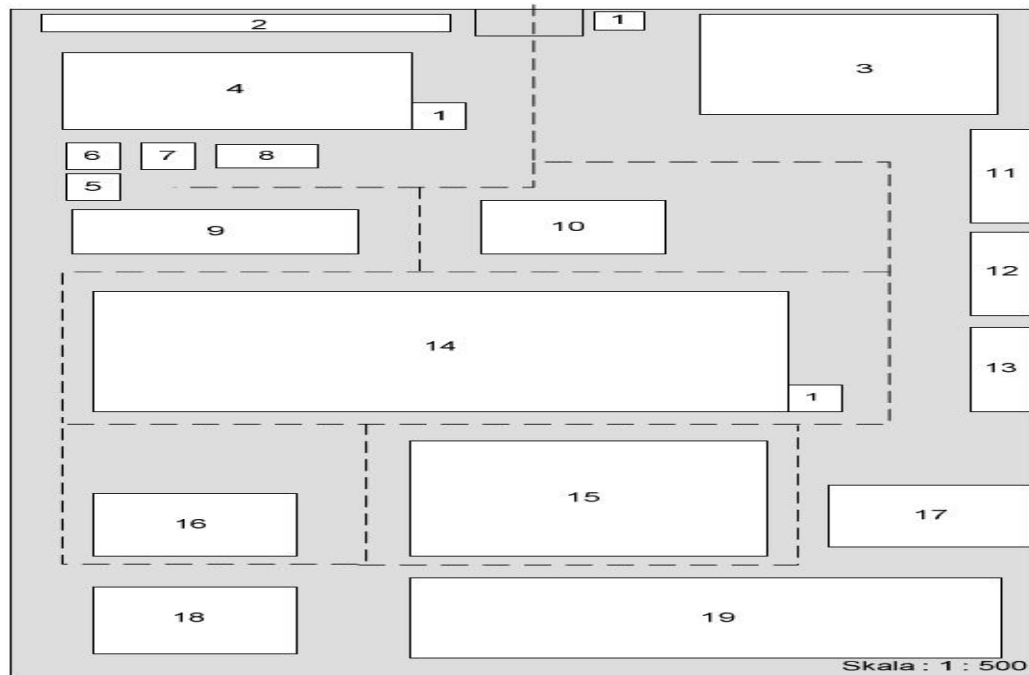
Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
Kantor utama	44	14	616
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Mess	16	36	576
Parkir Tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	16	12	192
Bengkel	12	24	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area proses	65	35	2.275
<i>Control Room</i>	28	10	280
<i>Control Utilitas</i>	10	10	100
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	110	20	2200
Luas Tanah			10979
Luas Bangunan			6379
Total	533	331	10979

LAYOUT PABRIK DIMETIL ETER



Gambar 4.1 Lay Out Pabrik

Keterangan :

- | | |
|-----------------|----------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 11. Pemadam Kebakaran |
| 2. Taman | 12. Bengkel |
| 3. Area Parkir | 13. Gudang |
| 4. Perkantoran | 14. Area Tangki |
| 5. Mushola | 15. Area Proses |
| 6. Kantin | 16. Utilitas |
| 7. Poliklinik | 17. Unit Pengolahan Limbah |
| 8. Laboratorium | 18. Area Perluasan |
| 9. Garasi | 19. Perumahan Karyawan |
| 10. Aula | |

----- : Jalan Pabrik

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

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

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

4.3.3 Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki,

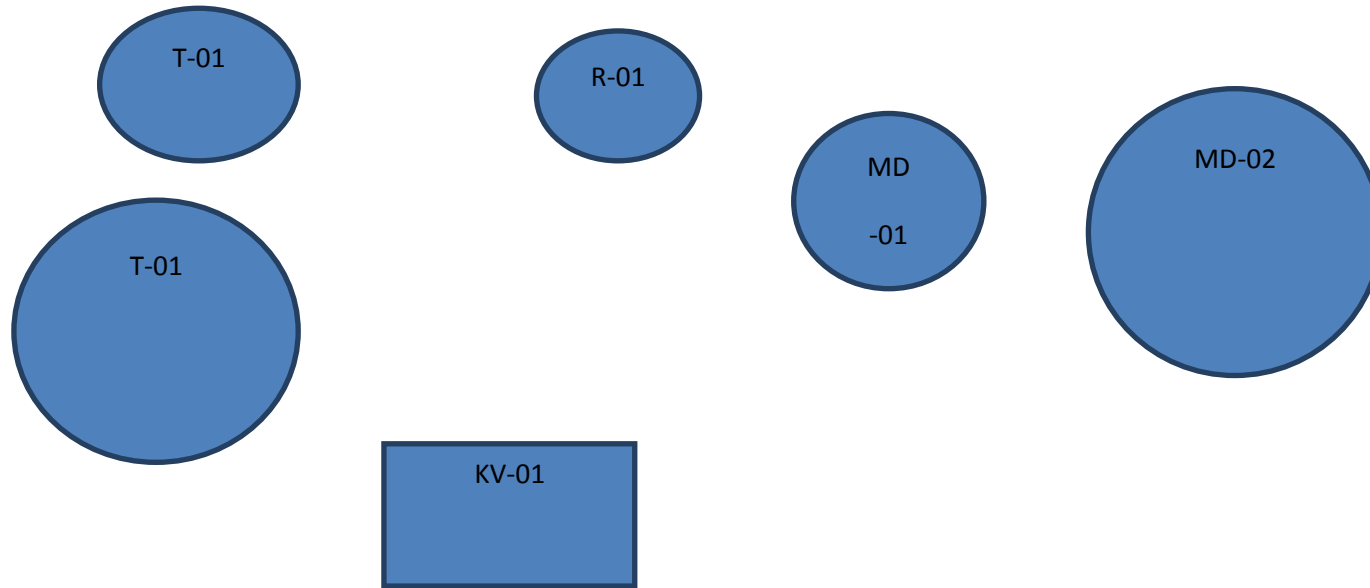
selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

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



Gambar 4.2 Tata letak alat proses pabrik dimetil eter

Keterangan Gambar:

1. Tangki (T-1)
2. Tangki (T-2)
3. Reaktor (R-01)
4. Menara Disrilasi (MD-1)
5. Menara Distilasi (MD-2)

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		produk	Limbah
DME	-	5047,8714	0,0114
Methanol	7028,4047	-	2,6297
Air	448,6216	2,6337	2423,8801
		5050,5051	2426,5212
Total	7477,0263	7477,0263	

4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

4.4.1.2.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-1)

Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
DME	7,5178	5055,4546
Methanol	8778,9266	1755,7853
Air	452,2629	2427,5213
Total	9238,7613	9238,7613

4.4.1.2.2` Neraca Massa Menara Distilasi 1 (MD-1)

Tabel 4.4 Neraca Massa MD-1

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Up (Produk)	Bottom (Inlet MD-02)
DME	5055,4546	5047,8714	7,5832
Methanol	1755,7853	2,6337	1753,1516
Air	2427,5213	-	2427,5213
		5050,5051	4188,2562
Total	9238,7613	9238,7613	

4.4.1.2.3 Neraca Massa Menara Distilasi 2 (MD-2)

Tabel 4.5 Neraca Massa MD-2

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Up (Recycle)	Bottom (Limbah cair)
DME	7,5832	7,5718	0,0114
Methanol	1753,1516	1750,5219	2,6297
Air	2427,5213	3,6413	2423,8801
		1761,7350	2426,5212
Total	4188,2562	4188,2562	

4.4.2 Neraca Panas

Suhu referensi = 25°C

4.4.2.1 Reaktor

Tabel 4.6 Neraca Panas Reaktor

Komponen	ΔH in (kJ/j)	ΔH out (kJ/j)
Panas Umpan	9232,10	
Panas Keluar		3263844,56]
Panas Reaksi	-50553,04	
Beban Panas		-3305165,50
Total	-41320,94	-41320,94

4.4.2.2 Menara Distilasi 01

4.4.2.2 Menara Distilasi (MD-02)

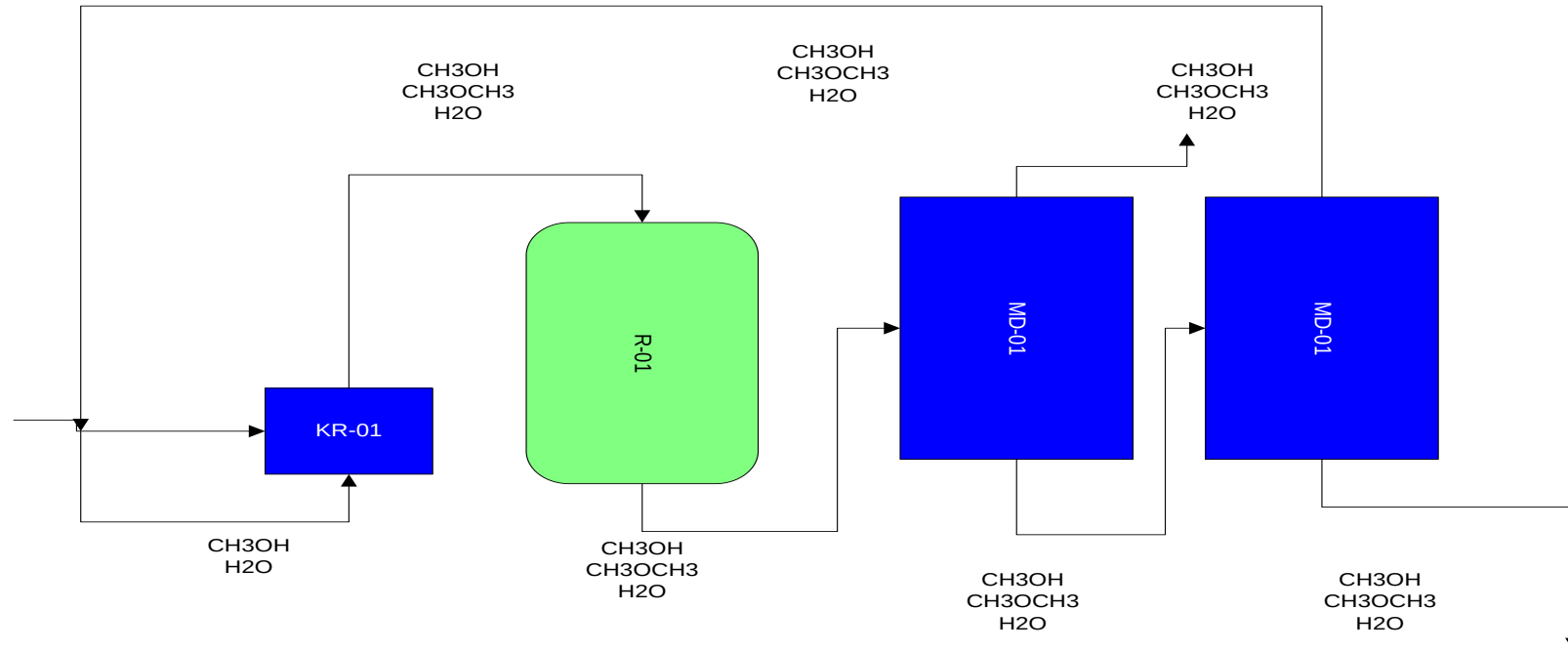
Tabel 4.7 Neraca Panas MD-1

Masuk, kJ/jam	Keluar, kJ/jam
<p>Umpan (HF)</p> <p>DME = 3057,3537 kJ/kmol</p> <p>Methanol = 947,3625 kJ/kmol</p> <p>H₂O = <u>2190,0180 kJ/kmol</u></p> <p>6113,7342 kJ/kmol</p> <p>Panas Umpan :</p> <p>$F \cdot HF = 299,4156 \text{ kmol/j} \times 6113,7342$</p> <p>kJ/kmol =</p> <p>1830547,394 kJ/jam</p> <p>QRB = 4671081,0277 kJ/jam</p>	<p>Hasil Atas (HD)</p> <p>DME = 11,45838612 kJ/kmol</p> <p>Methanol = 12760,21918 kJ/kmol</p> <p>H₂O = <u>53,92861642 kJ/kmol</u> +</p> <p>12814,1478 kJ/kmol</p> <p>Panas Produk Atas</p> <p>$D \cdot HD = 109,9417 \text{ kmol/j} \times 12814,1478$</p> <p>kJ/kmol</p> <p>=1408808,755 kJ/jam</p> <p>Hasil Bawah (HB)</p> <p>CH₃OH = 19,5931 kJ/kmol</p> <p>CH₃OCH₃ = 3655,2417 kJ/kmol</p> <p>H₂O = <u>7685,7333 kJ/kmol</u> +</p> <p>11360,5681 kJ /kmol</p> <p>Panas Produk Bawah</p> <p>$B \cdot HB = 189,4739 \text{ kmol/j} \times 11360,5681$</p> <p>kJ/kmol</p> <p>=2152531,546 kJ/jam</p> <p>QCD = 2940288,1211 kJ/jam</p>
6501628,4271	6501628,4271

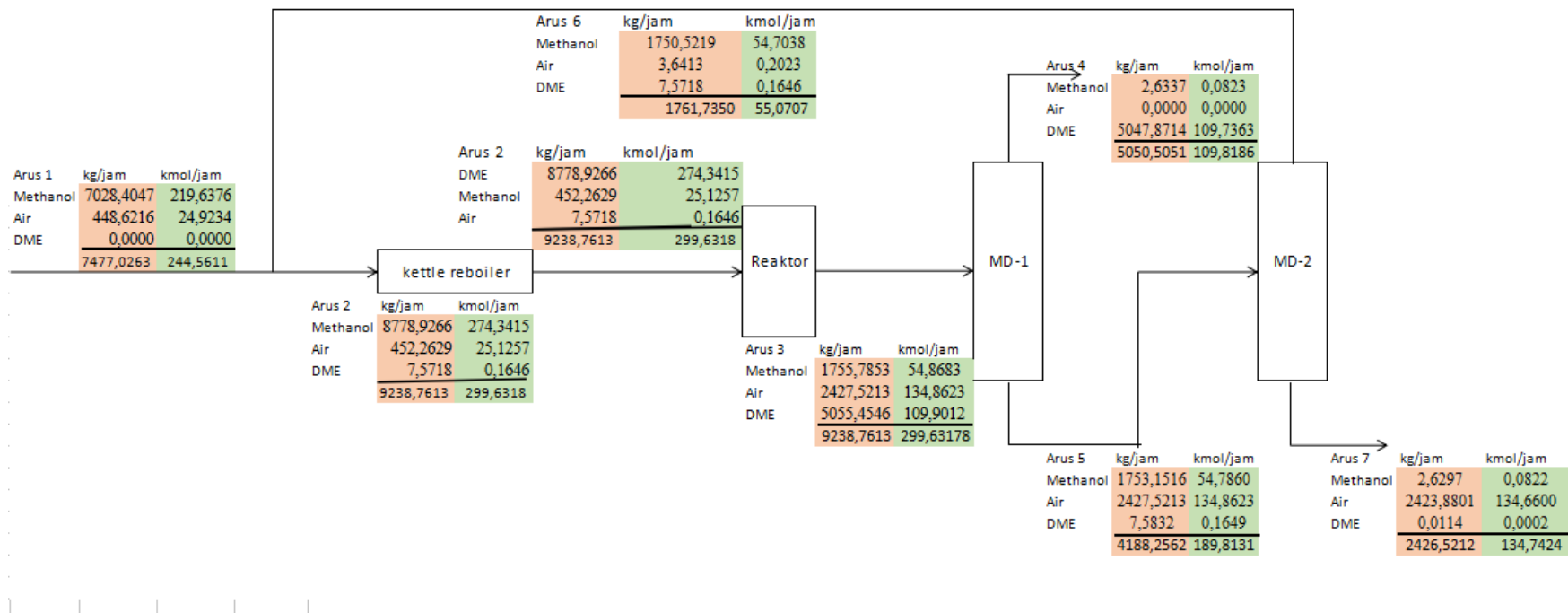
4.4.2.3 Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4.8 Neraca Panas MD-2

Masuk, kJ/jam	Keluar, kJ/jam
Umpan (HF) DME = 18,7076 kJ/kmol Methanol = 3513,4103 kJ/kmol H ₂ O = <u>7413,9921 kJ/kmol</u> 10946,11 kJ/kmol Panas Umpan : F*HF=189,4739 kmol/j x 10946,11 kJ/kmol = 2074002,536 kJ/jam QRB = 3469473,8490 kJ/jam	Hasil Atas (HD) DME = 58,77926753 kJ/kmol Methanol = 16315,37107kJ/kmol H ₂ O = <u>138,5964669 kJ/kmol</u> + 16512,26477 kJ/kmol Panas Produk Atas D*HD=55,0307kmol/jx16512,26477kJ /kmol 908681,9557 = kJ/jam Hasil Bawah (HB) CH ₃ OH = 0,0459 kJ/kmol CH ₃ OCH ₃ = 8,4369 kJ/kmol H ₂ O = <u>11710,8939 kJ/kmol</u> + 11718,8939 kJ /kmol Panas Produk Bawah B*HB = 134,4432 kmol/jx11718,8939 =1575525,683 kJ/jam QCD = 3059268,7465 kJ/jam
5543476,3851	5543476,3851



Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif pabrik dimetil eter



Gambar 4. 4 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik dimetil Eter

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi. Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik.

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik dimetil eter ini terdiri dari :

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

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik *dimetil eter* ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Jombang Kali. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses

2. Pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
3. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
4. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
5. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1. Air pendingin

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

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

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

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

- A. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

B. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

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

C. Zat yang menyebabkan *Foaming*

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

D. Air Sanitasi

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

Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : Di bawah suhu udara
- Warna : Jernih
- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau

Syarat Kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.

-Tidak mengandung bakteri.

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

Tahapan-tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

1. Clarifier

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

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

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

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala

dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*). Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

3. Demineralisasi

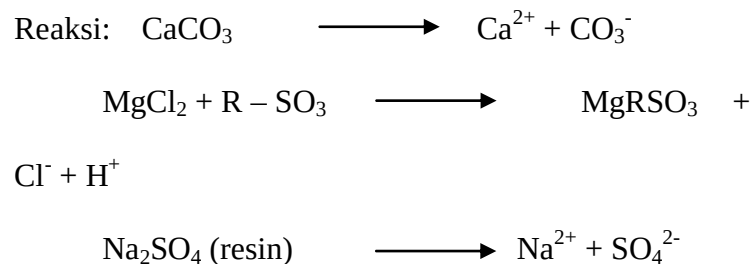
Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water*

sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

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

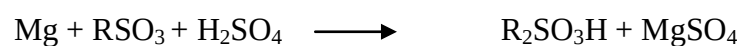
a. *Cation Exchanger*

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



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

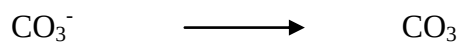
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

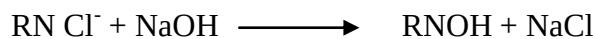
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



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

Reaksi:



c. Deareasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



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

4.5.1.3 Kebutuhan Air

4.5.1.3.1 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4.9 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
KV-01	16622,3861
RB-01	2403,8801
RB-02	1872,6958
TOTAL	20898,9621

Air pembangkit *steam* 80% dimanfaatkan kembali, maka *make up*

yang diperlukan 20%, sehingga *make up steam*

$$= 20\% \times 20898,9621 \text{ kg/jam}$$

$$= 4179,79242 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Blowdown } 20\% = 20\% \times 20898,9621 \text{ kg/jam} = 4179,79242 \text{ kg/jam}$$

4.5.1.3.2 Air Pendingin

Tabel 4.10 Kebutuhan air pendingin

nama alat	jumlah (kg/jam)
HE-02	25389,8724
HE-03	8.989,2900
HE-04	11.313,5143
CD-01	11313,5143
CD-02	46.372,6698
CD-03	48112,0497
TOTAL	151490,9106

Jumlah air yang menguap

$$= 0,00085 * 151490,9106 * 49,86 = 6420,336 \text{ kg/jam}$$

Blowdown

$$= 6420,336 / (5-1) = 1605,084 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air yang terbawa aliran keluar tower

$$= 0,15\% * 151490,9106 = 227,236374 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air make up

$$= 6420,336 + 1605,084 + 227,236374 = 8252,656 \text{ kg/jam}$$

4.5.1.3.3 Air untuk perkantoran dan rumah tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 100 kg/hari (Sularso,2000)

Jumlah Karyawan = 145 Orang

Tabel 4.11 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

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

Kebutuhan air total

$$= 19999,5107 \text{ kg/jam}$$

4.5.2 Unit Pembangkit steam(*Steam Generation System*)

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

Kapasitas : 299379,7089 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

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

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 183°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

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

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 11,19 kWh
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 98,7674 kWh
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 6,5974 kWh
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga
=32,98722 kWh

Total kebutuhan listrik adalah 149,54202 kWh. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar kWh. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

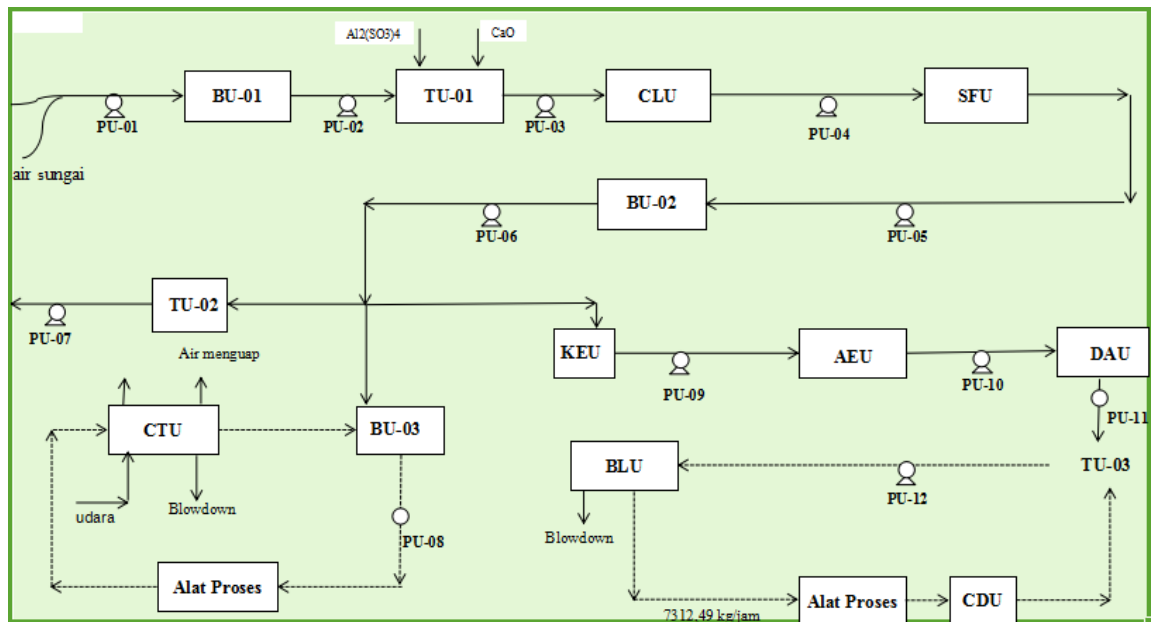
4.5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*.

Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 76,608 m³/jam.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil sebanyak 36696,9310 kg/jam.



Gambar 4.6 Diagram pengolahan Air di Unit Utilitas

Keterangan :

BU : Bak Utilitas

TU : Tangki Utilitas

CLU : Clarifier

SFU : Sand Filter

KEU : Kation Exchanger Unit

AEU : Anion Exchanger Unit

DAU : Dearator

BLU : Boiler

CDU : Condensor

CTU : Cooling Tower

PU : Pompa Utilitas

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

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

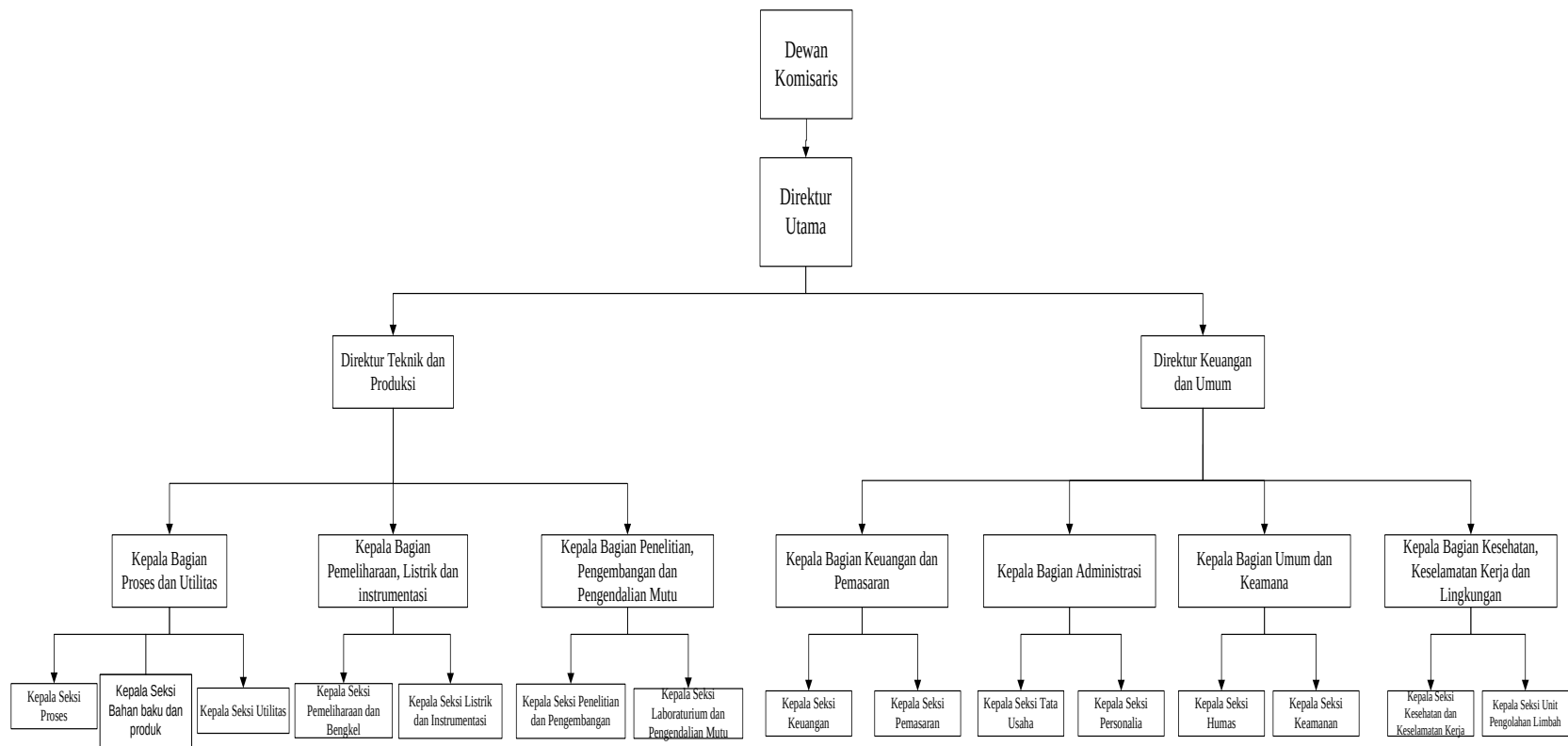
4.6.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi

g. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.



Gambar 4.7 Struktur Organisasi

4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

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

4.6.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting

4.6.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur utama membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.6.3.4 Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang

keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:

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

4.6.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.6.3.6 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.6.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang bukan libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

a. Karyawan non-shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan ini adalah direktur, staff, ahli, kepala bidang, kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Jam Kerja	: Senin-Jum'at	: 07.00 – 16.00
Jam Istirahat	: Senin-Kamis	: 12.00 – 13.00
	Jum'at	: 11.00 – 13.00

b. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang lainnya serta harus selalu siaga untuk keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara

bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift Pagi : 07.00 – 15.00

Shift Sore : 15.00 – 23.00

Shift Malam : 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini, dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dilakukan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran tiga hari kerja dan satu hari libur, tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 4.12 Jadwal Kerja Masing-masing Regu

Hari/Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P

Keterangan :

P = Shift Pagi S = Shift Siang

M = Shift Malam L = Libur

4.6.5 Status Karyawan, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan

4.6.5.1 Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SMP. Perinciannya sebagai berikut:

Tabel 4.13 Jabatan dan Keahlian

Jabatan	Keahlian
Direktur Utama	Magister Teknik Kimia
Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
Staf Ahli	Sarjana Teknik Kimia dan Ekonomi
Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Umum	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Personalia dan Humas	Sarjana Sosial
Kepala Seksi Keamanan	Ahli Madya

Tabel 4.13 Jabatan dan Keahlian (lanjutan)

Jabatan	Keahlian
Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran	Sarjana Industri/Ekonomi
Kepala Seksi Administrasi dan Keuangan	Sarjana Industri/Ekonomi
Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Pengendalian	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Utilitas dan Pemeliharaan	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
Operator Proses	Ahli Madya Teknik Kimia
Operator Utilitas	Ahli Madya Teknik Kimia
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	Ahli Madya Teknik Industri/ Ekonomi
Karyawan Administrasi dan Keuangan	Ahli Madya Ekonomi
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
Karyawan Personalia dan Humas	Ahli Madya Sosial
Karyawan Keamanan	Lulusan SMA
Karyawan Proses	Ahli Madya Teknik Kimia
Karyawan Pengendalian	Ahli Madya Teknik Kimia
Karyawan Laboratorium	Ahli Madya Teknik Kimia
Karyawan Utilitas dan Pemeliharaan	Ahli Madya Teknik Kimia dan Teknik Mesin
Sekretaris	Li Madya Sekretaris

Tabel 4.13 Jabatan dan Keahlian (lanjutan)

Jabatan	Keahlian
Medis	Dokter
Paramedis	Sarjana Keperawatan
Sopir	Lulusan SMP
<i>Cleaning Service</i>	Lulusan SMP

4.6.5.2 Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dapat digambarkan sebagai berikut:

Tabel 4.14 Perincian Jumlah Karyawan

Nama Alat	Σ Unit	Orang/Unit.Shift	Orang/shift
Reaktor FBMT	1	0,5	0,5
Ketel	1	0,25	0,25
Menara Distilasi	2	0,25	0,5
Accumulator	2	0,05	0,1
Kondenser	3	0,05	0,15
Reboiler	2	0,05	0,1
Tangki	2	0,1	0,2

Tabel 4.14 Perincian Jumlah Karyawan (lanjutan)

Nama Alat	ΣUnit	Orang/Unit.Shift	Orang/shift
Heater	4	0,25	1
Expansion valve	1	0,25	0,25
Pompa	6	0,2	1,2
Total			4

Jumlah operator untuk alat proses = 4×3

= 12 orang

= 14 orang

Operator utilitas 0,5 x operator produksi = 7 orang

Keseluruhan operator = 21 orang

Tabel 4.15 Jumlah Karyawan

Jabatan	Jmlh
Direktur Utama	1
Direktur Teknik dan Produksi	1
Direktur Keuangan dan Umum	1
Staff Ahli	1
Ka. Bag Umum	1
Ka. Bag. Pemasaran	1
Ka. Bag. Keuangan	1
Ka. Bag. Teknik	1
Ka. Bag. Produksi	1
Ka. Bag. Litbang	1
Ka. Sek. Personalia	1
Ka. Sek. Humas	1
Ka. Sek. Keamanan	1

Tabel 4.15 Jumlah Karyawan (lanjutan)

Ka. Sek. Pembelian	1
Ka. Sek. Pemasaran	1
Ka. Sek. Administrasi	1
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1
Ka. Sek. Proses	1
Ka. Sek. Pengendalian	1
Ka. Sek. Laboratorium	1
Ka. Sek. Pembelian	1
Ka. Sek. Pemasaran	1
Ka. Sek. Administrasi	1
Ka. Sek Utilita	1
Ka. Sek Pengembangan	1
Ka. Sek Penelitian	1
Karyawan Personalia	3
Karyawan Humas	3
Karyawan Keamanan	6
Karyawan Pembelian	4
Karyawan Pemasaran	4
Karyawan Administrasi	3
KaKas/Anggaran	3
Karyawan Proses	40
Karyawan Pengendalian	5
Karyawan Laboratorium	4
Karyawan Pemeliharaan	7
Karyawan Utilitas	10
Karyawan KKK	6
Karyawan Litbang	3
Sekretaris	5
Medis	2
Pramedis	3
Sopir	6
Cleaning Service	5
Total	145

4.6.5.3 Sistem Gaji Karyawan

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

a. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4.16 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan

Jabatan	Jmlh	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	35.000.000,00	35.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Staff Ahli	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Bag Umum	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Bag. Pemasaran	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Bag. Keuangan	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Bag. Teknik	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Bag. Produksi	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Bag. Litbang	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Sek. Personalia	1	8.500.000,00	8.500.000,00
Ka. Sek. Humas	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Keamanan	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Pembelian	1	5.000.000,00	5.000.000,00

Tabel 4.16 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan (lanjutan)

Jabatan	Jmlh	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Ka. Sek. Pemasaran	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Administrasi	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Proses	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Pengendalian	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Utilitas	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Pengembangan	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Ka. Sek. Penelitian	1	5.000.000,00	5.000.000,00
Karyawan Personalia	3	4.500.000,00	13.500.000,00
Karyawan Humas	3	4.500.000,00	13.500.000,00
Karyawan Keamanan	6	3.100.000,00	18.600.000,00
Karyawan Pembelian	4	3.100.000,00	12.400.000,00
Karyawan Pemasaran	4	3.100.000,00	12.400.000,00
Karyawan Administrasi	3	3.100.000,00	9.300.000,00
Karyawan Kas/Anggaran	3	3.100.000,00	9.300.000,00
Karyawan Proses	40	3.100.000,00	124.000.000,00
Karyawan Pengendalian	5	3.100.000,00	15.500.000,00
Karyawan Laboratorium	4	3.100.000,00	12.400.000,00
Karyawan Pemeliharaan	7	3.100.000,00	21.700.000,00
Karyawan Utilitas	10	3.100.000,00	31.000.000,00
Karyawan KKK	6	3.100.000,00	18.600.000,00
Karyawan Litbang	3	3.100.000,00	9.300.000,00
Sekretaris	5	3.100.000,00	15.500.000,00
Medis	2	3.100.000,00	6.200.000,00
Paramedis	3	3.100.000,00	9.300.000,00
Sopir	6	3.100.000,00	18.600.000,00
Cleaning Service	5	3.100.000,00	15.500.000,00
Total	145		586.100.000,00

4.6.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. Tunjangan

- a. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
 - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
 - c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
2. Cuti
 - a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
 - b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.
4. Pengobatan
 - a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang - undang yang berlaku.
 - b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:

- a. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- b. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- c. Sarana peribadatan seperti masjid.
- d. Pakaian seragam kerja dan peralatan - peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata, serta tersedia pula alat - alat keamanan lain seperti *masker*, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
- e. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat

menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

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

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

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

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut. Pabrik asam akrilat beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2016. Di dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2016 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2016, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.17 Harga Indeks (www.chemengonline.com)

Tahun (X)	indeks (Y)	X (tahun-ke)
2007	525,4	1
2008	575,4	2
2009	521,9	3
2010	550,8	4
2011	585,7	5
2012	584,6	6
2013	567,3	7
2014	576,1	8
Total	4487,2	36

Persamaan yang diperoleh adalah : $y = 6,3975x - 12302$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2016 adalah:

Tabel 4.18 Harga indeks pada tahun perancangan

2015	589,16
2016	595,56
2017	601,96
2018	608,36
2019	614,75
2020	621,15
2021	627,55
2022	633,95

Jadi indeks pada tahun 2016 = **531,83**

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

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

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun 2014

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

N_x : Index harga pada tahun 2014

N_y : Index harga pada tahun referensi (1955, 1990 dan 2007)

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Asam Akrilat	= 40.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2020
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 13.079,-
Harga bahan baku	= Rp 6.007
Harga Jual	= Rp 14.386

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah. banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

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

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.7.3.2 *Manufacturing Cost*

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

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

a.. Direct Cost

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. Indirect Cost

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

c. Fixed Cost

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

4.7.3.3 *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi

perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.7.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

4.7.4.1 *Percent Return On Investment*

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

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

4.7.4.2 *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) adalah :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

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

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

4.7.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah :

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

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

Dalam hal ini:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

V_a : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

S_a : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4.7.4.4 ***Shut Down Point (SDP)***

Shut Down Point (SDP) adalah :

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

$$SDP = \frac{(0,3 R_a)}{(S_a - V_a - 0,7 R_a)} \times 100 \%$$

4.7.4.5 ***Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)***

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

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

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow: profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

4.7.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik *Formaldehyde* memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 4.19 *Physical Plant Cost*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Harga Alat	Rp3.846.776.171	294118,5237
2	Instalasi	Rp553.105.178	29647,14719
3	Pemipaan	Rp1.756.054.646	119647,4154
4	Instrumentasi	Rp389.408.219	28588,3205
5	Isolasi	Rp125.852.140	7647,081616
6	Instalasi Listrik	Rp461.613.141	35294,22284
7	Pembelian Tanah dan Perbaikan	Rp6.312.925.000	482676,4279
8	Pembuatan Bangunan dan Perlengkapan	Rp200.000.000	15291,68897
9	Utilitas	Rp2.557.687.424	255836,4491
Physical Plant Cost (PPC)		Rp16.203.421.919	1268747,277

Tabel 4.20 Direct Plant Cost (DPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp2.025.427.740	158593,4096
Total (DPC + PPC)		Rp18.228.849.659	1427340,687

Tabel 4.21 Fixed Capital Investment (FCI)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp18.228.849.659	1427340,687
2	Kontraktor	Rp1.276.019.476	99913,84808
3	Biaya tak terduga	Rp1.822.884.966	142734,0687
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp21.327.754.100	1669988,604

Tabel 4.22 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp348.908.469.173	26676998,94
2	<i>Labor</i>	Rp8.029.200.000	613900,1453
3	<i>Supervision</i>	Rp802.920.000	61390,01453
4	<i>Maitenance</i>	Rp481.752.000	36834,00872
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp72.262.800	5525,101307
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp5.754.760.056	440000,0043
7	<i>Utilities</i>	Rp91.691.193.342	7010566,048
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp455.740.557.371	34845214,26

Tabel 4.23 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp1.204.380.000	92085,02179
2	<i>Laboratory</i>	Rp802.920.000	61390,01453
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp4.014.600.000	306950,0726
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp287.738.003	22000,00022
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp6.309.638.003	482425,1092

Tabel 4.24 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp4.316.953.505	330067,5514
2	<i>Property taxes</i>	Rp1.295.086.051	99020,26542
3	<i>Insurance</i>	Rp431.695.350	33006,75514
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		Rp6.043.734.907	462094,572

Tabel 4.25 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp455.740.557.371	34845214,26
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp6.309.638.003	482425,1092
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp6.043.734.907	462094,572
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp468.093.930.280	35789733,95

Tabel 4.26 *Working Capital (WC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp29.075.705.764	2223083,245
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp234.046.965.140	17894866,97
3	<i>Product Inventory</i>	Rp39.007.827.523	2982477,829
4	<i>Extended Credit</i>	Rp47.956.333.803	3666666,703
5	<i>Available Cash</i>	Rp39.007.827.523	2982477,829
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp389.094.659.755	29749572,58

Tabel 4.27 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp14.042.817.908	1073692,018
2	<i>Sales expense</i>	Rp32.766.575.120	2505281,376
3	<i>Research</i>	Rp16.383.287.560	1252640,688
4	<i>Finance</i>	Rp14.263.011.895	1090527,708
<i>General Expense (GE)</i>		Rp77.455.692.483	5922141,791

Tabel 4.28 Total biaya produksi

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp468.093.930.280	35789733,95
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp77.455.692.483	5922141,791
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		Rp545.549.622.764	41711875,74

Tabel 4.29 *Fixed cost (Fa)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp330.068	4316953505
2	<i>Property taxes</i>	Rp1.295.086.051	99020,26542
3	<i>Insurance</i>	Rp431.695.350	33006,75514
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		Rp1.727.111.469	4317085532

Tabel 4.30 *Variable cost (Va)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp348.908.469.173	26676998,94
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp287.738.003	22000,00022
3	<i>Utilities</i>	Rp91.691.193.342	7010566,048
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp5.754.760.056	440000,0043
<i>Variable Cost (Va)</i>		Rp446.642.160.574	34149565

Tabel 4.31 *Regulated cost (Ra)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp8.029.200.000	26676998,94
2	<i>Plant overhead</i>	Rp4.014.600.000	306950,0726
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp1.204.380.000	92085,02179
4	<i>Supervision</i>	Rp802.920.000	61390,01453
5	<i>Laboratory</i>	Rp802.920.000	61390,01453
6	<i>Administration</i>	Rp14.042.817.908	1073692,018
7	<i>Finance</i>	Rp14.263.011.895	1090527,708
8	<i>Sales expense</i>	Rp32.766.575.120	2505281,376
9	<i>Research</i>	Rp16.383.287.560	1252640,688
10	<i>Maintenance</i>	Rp481.752.000	36834,00872
11	<i>Plant supplies</i>	Rp72.262.800	5525,101307
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp92.863.727.283	33163314,97

4.7.6 Analisa Keuntungan

Harga jual produk dimetil eter =Rp 14.386/kg

Annual Sales (Sa) =Rp 575.476.005.639

Total Cost =Rp 545.549.622.763

Keuntungan sebelum pajak =Rp 29.926.382.876

Pajak Pendapatan = 12%

Keuntungan setelah pajak =Rp 26.335.216.931

4.7.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

4.7.7.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

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

ROI sebelum pajak = 69,32%

ROI sesudah pajak = 61 %

4.7.7.2 Pay Out Time (POT)

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

$$\text{POT sebelum pajak} = 1,26 \text{ tahun}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = 1,40 \text{ tahun}$$

4.7.7.3 Break Even Point (BEP)

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

$$\text{BEP} = 53,11 \%$$

4.7.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 43,65\%$$

4.7.7.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

$$\text{Umur pabrik} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp } 21.327.754.100$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } 389.094.659.754$$

$$\text{Salvage Value (SV)} = \text{Rp } 20.986.126.985$$

$$\text{Cash flow (CF)} = \text{Annual profit} + \text{depresiasi} + \text{finance}$$

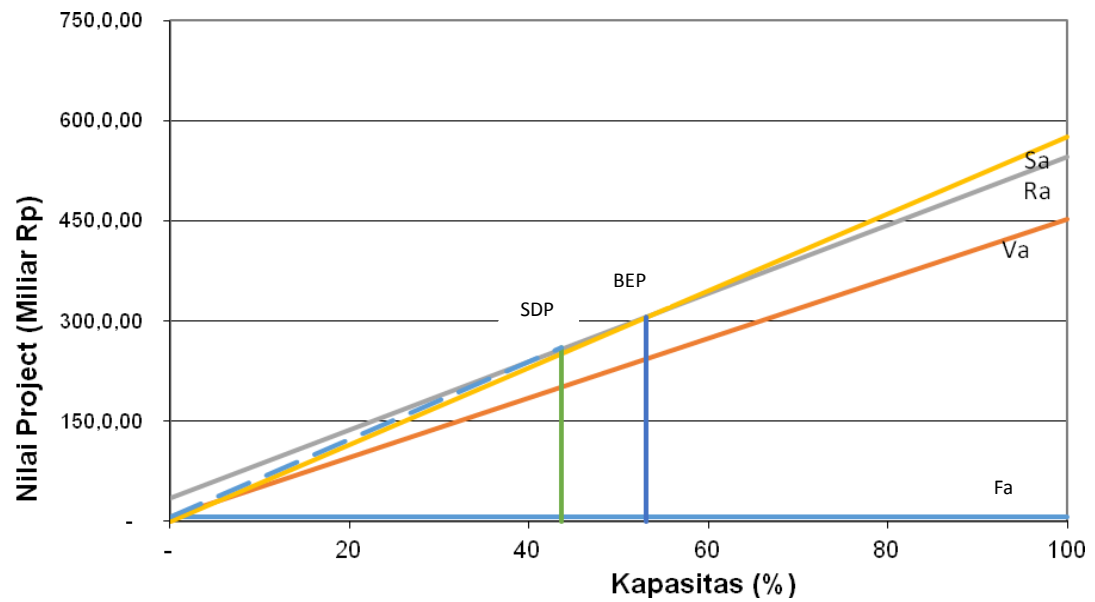
$$\text{CF} = 44.915.182.331$$

Discounted cash flow dihitung secara trial & error

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

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 8,68 \%$



Gambar 4.8 BEP dan SDP antara % kapasitas produksi DME dan biaya per tahun

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisa, baik analisa ekonomi maupun teknik maka dapat diambil kesimpulan :

1. Pendirian pabrik dimetil eter di Indonesia cukup menarik karena diperkirakan kebutuhan dimetil eter akan meningkat sejalan dengan terus berkembangnya industri di Indonesia.
2. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik dimetil eter di daerah Cilegon, Jawa Barat cukup menguntungkan karena kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan air dan listrik.
3. Pabrik dimetil eter digolongkan sebagai pabrik yang beresiko tinggi karena prosesnya berlangsung pada kondisi operasi (suhu dan tekanan) tinggi, selain itu bahan baku dan produk mempunyai sifat mudah terbakar.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut :
 - 1) Keuntungan yang diperoleh :
Keuntungan sebelum pajak Rp 29.926.382.876 /tahun, dan keuntungan setelah pajak (12%) sebesar Rp 26.335.216.931 /tahun.
 - 2) *Return On Investment (ROI)* :
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 69,32 %, dan ROI setelah pajak sebesar 61,00%.
 - 3) *Pay Out Time (POT)* :

POT sebelum pajak selama 1,26 tahun dan POT setelah pajak selama 1,40 tahun. Syarat POT setelah pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

- 4) *Break Event Point* (BEP) pada 53,11 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 43,65 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
- 5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 65%. Suku bunga pinjaman adalah 8.68% (<http://www.bi.go.id/id/perbankan/suku-bunga-dasar>, bulan mei 2012). Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 8.68\% = 12\%$).

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik dimetil eter dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik – pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk asetanilida dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S and Newton, R.D, 1954, “ Chemical Engineering Cost Estimation “, Mc GrawHill Book Co. Inc, New York

Biro Pusat Statistik,“ Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia “,Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta, 2009-2013.

Brown, G.G, 1963, “ Unit Operation “, 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York

Brownell, L.E and Young, E.H, 1979, “ Process Equipment Design “, John Wiley and Sons. Inc, New York

Coulson, J.J and Richardson, J.F, 2005, “ Chemical Equipment Design “, vol 6, Pergamon Press, Inc.,New York

Hill, C.G, 1996, “ An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design “, John Wiley and Sons. Inc, New York

Kern, D.Q, 1983, “ Process Heat Transfer “, Mc GrawHill Book Co.Inc., New York

Ludwig, E.E, 1984, “ Aplied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants “, 2nd ed, vol 1, 2, 3., Gulf Publishing Company

Perry, R.H and Grens, D.W.,1984, “ Chemical engineering’s Hand Book “, 6th ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

Peters, M.S and Timmerhouse, K.D, 1980, “ Plant Design Economic’s for Chemical engineering’s “, 4th ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York

Powell, R.E., 1954, “Water Conditioning for Industry”, McGraw-Hill Book Company, New York.

Rase, H.F and Barrow, M.H, 1957, “ Chemical Reactor Design for Process Plant “, John wiley and Sons. Inc, New York.

Sediawan, W.B. dan Prasetya, A., 1997, “ Pemodelan Matematis dan Penyelesaian Numeris dalam Teknik Kimia”, Penerbit Andi, Yogyakarta.

Smith, J.M, 1973, “ Chemical Engineering Kinetic’s “, 3rd ed, Mc GrawHill Book
Kogakusha, Tokyo

Smith, J.M and Van Ness, H.C, “ Introduction to Chemical Engineering
Thermodynamic’s “, 2nd ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York

Treyball, R.E, 1979, “ Mass Transfer Operation’s ”, 3rd ed, Mc GrawHill Book
Kogakusha, Tokyo

Ulrich, G.D, 1984, “ A Guide to Chemical engineering Process Design and
Economic’s “, John Wiley and Sons. Inc, New York

Wallas, Stenley, M., 1991, “ Chemical Process Equipment Selection and Design “,
Mc GrawHill Book Co., Tokyo.

Yaws, Carl L.,1999,” Chemical Properties Handbook”, McGraw-Hill Book
Company, Tokyo.

LAMPIRAN

REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi dehidrasi methanol menjadi dimetil eter
Jenis	: <i>fixed bed multi tube</i>
Kondisi Operasi	: T : 240 °C P : 11 atm Reaksi Eksotermis
Tujuan	: a. Menentukan jenis reaktor b. Menyusun Persamaan Kecepatan Reaksi <i>Overall</i> c. Menyusun Neraca Massa dan Panas sekita elemen volume setebal ΔZ d. Spesifikasi katalis e. Menentukan media pendingin f. Menentukan kondisi gas g. Menentukan jenis, ukuran dan susunan <i>tube</i> h. Menentukan dimensi <i>shell</i> i. Menentukan jumlah pendingin yang dibutuhkan j. Menghitung bilangan <i>reynold</i> di <i>shell</i> dan <i>tube</i>

- k. Menghitung koefisien perpindahan panas
- l. Menghitung *pressure drop* di *shell* dan *tube*
- m. Menghitung berat katalis
- n. Menghitung waktu tinggal
- o. Menghitung tebal *shell*
- p. Menghitung tebal dan tinggi *head*
- q. Menghitung tinggi dan volume reaktor
- r. Menghitung diameter pipa pemasukan dan pengeluaran reaktor dan pipa pendingin
- s. Menentukan tebal isolator

A. Menentukan Jenis Reaktor

Reaktor yang dipilih adalah jenis *fixed bed multi tube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

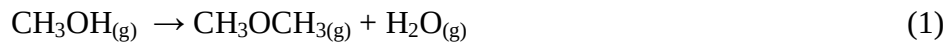
1. Reaksi yang berlangsung adalah fase gas katalitis padat
2. Reaksi yang sangat eksotermis sehingga memerlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas dapat optimal
3. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
4. Umur katalis panjang 12-15 bulan
5. Membutuhkan sedikit perlengkapan bantu
6. Konstruksi reaktor *fixed bed multi tube* lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah.
7. Pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*

(Hill, 1977)

B. Menyusun Persamaan Kecepatan Reaksi Overall

Reaksi

2



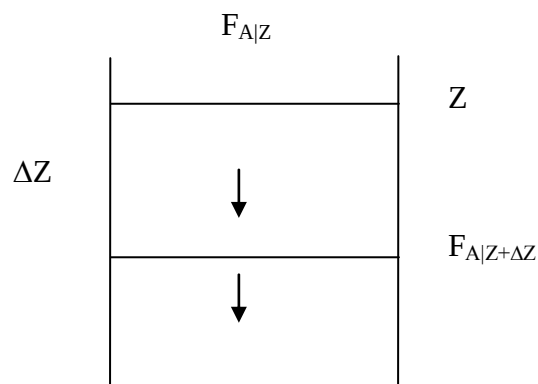
$$-r_A = A_i \exp\left[\frac{-E_i}{RT}\right] p_{\text{CH}_3\text{OH}}$$

$$-r_A = 122603250 \exp\left[\frac{-80480}{8,314T}\right] p_{\text{CH}_3\text{OH}}$$

Keterangan:

$p_{\text{CH}_3\text{OH}}$: Tekanan parsial metanol dalam kPa

(aulavirtual-exactas.dyndns.org)

C. Menyusun Neraca Massa dan Panas sekitar Elemen Volume setebal ΔZ 1. Neraca Massa gas pada elemen volume pada kondisi *steady*:

Rate of in – out – reaksi = acc

$$F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z} - (-r_A) \cdot \Delta W = 0$$

$$F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z} = (-r_A) \cdot \Delta V \cdot \rho_b$$

$$F_{A|Z+\Delta Z} - F_{A|Z} = -(-r_A) \cdot A \cdot \Delta Z \cdot \rho_b$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{A|Z+\Delta Z} - F_{A|Z}}{\Delta Z} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDT^2 \cdot \rho_b$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDT^2 \cdot \rho_b$$

$$-F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} = -(-r_A) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDT^2 \cdot \rho_b$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot IDT^2 \cdot \rho_b}{4 \cdot F_{A0}}$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{\left(122603250 \exp \left[\frac{-80480}{8,314T} \right] p_{CH_3OH} \right) \cdot \pi \cdot IDT^2 \cdot \rho_b}{4 \cdot F_{A0}}$$

Untuk N_T buah *tube*:

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot IDT^2 \cdot \rho_b}{4 \cdot F_{A0}} \cdot N_T$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{\left(122603250 \exp \left[\frac{-80480}{8,314T} \right] p_{CH_3OH} \right) \cdot \pi \cdot IDT^2 \cdot \rho_b}{4 \cdot F_{A0}} \cdot N_T$$

Kondisi Batas:

$$\text{Pada saat, } Z = 0 \quad X_A = X_0 = 0$$

$$Z = H \quad X_A = X = 0,8$$

$\frac{dX_A}{dZ}$: perubahan konversi propilen tiap *increment* panjang reaktor

$(-r_A)$: laju reaksi, kmol/m³/jam

ρ_b : bulk density katalis, kg/m³

F_{A0} : laju alir mol mula-mula C₃H₆, kmol/jam

2. Neraca Panas pada elemen volume (sisi *tube*) setebal ΔZ pada kondisi *steady*:

Rate of in – out + reaksi – panas yang diserap pendingin = acc

$$\Sigma H_{i|Z} - \Sigma H_{i|Z+\Delta Z} + (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \Delta X_A - U_D \cdot A \cdot (T - T_p) = 0$$

$$\Sigma H_{i|Z+\Delta Z} - \Sigma H_{i|Z} = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \Delta X_A - U_D \cdot A \cdot (T - T_p)$$

$$\begin{aligned} \Sigma H_{i|Z+\Delta Z} - \Sigma H_{i|Z} \\ = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot (X_{A|Z+\Delta Z} - X_{A|Z}) \\ - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{\Sigma H_{i|Z+\Delta Z} - \Sigma H_{i|Z}}{\Delta Z} \\ = (-H_R) \cdot F_{A0} \cdot \lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{X_{A|Z+\Delta Z} - X_{A|Z}}{\Delta Z} \\ - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p) \end{aligned}$$

$$\frac{\Sigma dH_i}{dZ} = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)$$

$$\Sigma (F_i \cdot Cp_i) \cdot \frac{dT}{dZ} = (-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{\Sigma (F_i \cdot Cp_i)}$$

Untuk N_T buah *tube*:

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dZ} - U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{\Sigma (F_i \cdot Cp_i)} \cdot N_T$$

Kondisi batas:

Pada saat, $Z = 0$ $T = T_{in} = 240^\circ\text{C}$

$$Z = H \quad T = T_{out}$$

$\frac{dT}{dZ}$: perubahan temperatur tiap *increment* panjang reaktor

ΔH_R : panas reaksi pada suhu reaksi, kJ/kmol

T_p : suhu pendingin, K

F_i : mol masing-masing komponen, kmol/jam

C_{p_i} : kapasitas panas tiap komponen, kJ/kg/K

3. Neraca Panas pendingin pada elemen volume (sisi *shell*) setebal ΔZ pada

kondisi *steady*:

Rate of in – out + panas yang diserap pendingin = acc

$$W_p \cdot C_{pp} \cdot T_{p_{Z+\Delta Z}} - W_p \cdot C_{pp} \cdot T_{p_Z} + U_D \cdot A \cdot (T - T_p) = 0$$

$$W_p \cdot C_{pp} \cdot (T_{p_{Z+\Delta Z}} - T_{p_Z}) = -U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p)$$

$$T_{p_{Z+\Delta Z}} - T_{p_Z} = -\frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{T_{p_{Z+\Delta Z}} - T_{p_Z}}{\Delta Z} = -\frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

$$\frac{dT_p}{dZ} = -\frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}}$$

Untuk N_T buah *tube*:

$$\frac{dT_p}{dZ} = -\frac{U_D \cdot \pi \cdot ODT \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{pp}} \cdot N_T$$

Kondisi batas:

$$\text{Pada saat, } Z = 0 \quad T_p = T_{pout}$$

$$Z = H \quad T_p = T_{pin}$$

$\frac{dT_p}{dZ}$: perubahan suhu pendingin tiap *increment* panjang reaktor

W_p : laju alir massa pendingin, kg/jam

C_{pp} : kapasitas panas pendingin, kJ/kmol/K

D. Spesifikasi Katalis

Katalis yang digunakan adalah *Alumunium silica* (SiO_2 - Al_2O_3), dengan spesifikasi:

- Wujud : padat
- Bentuk : *sphere*
- Diameter : 0,43 cm
- *Bulk Density* (ρ_b) : 1,14 g/cm³
- *Porosity* (ϵ) : 0,51

E. Menentukan Jenis Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah *Dowtherm A*, dengan data *properties* sebagai berikut:

- Berat Molekul : 165 g/gmol
- Kapasitas panas (C_{pp}) : $0,1152 + 0,0003402 T$.cal/gr.K
- Konduktivitas panas (k_p) : $1,512 - 0,0010387 T$.cal/g.cm.K
- Viskositas (μ_p) : $35,5898 - 0,04212 T$ (g/cm.J)
- Density (ρ_p) : $1,3644 - 9,7073 \cdot 10^{-4} T$.g/cm³
- Suhu : 366,3 – 671,89 K

F. Menentukan Kondisi Gas

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor mengalami perubahan untuk tiap *increment* panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas adalah:

1. Menghitung Berat Molekul (BM)

$$BM_{\text{campuran}} = \sum(BM_i \cdot y_i)$$

BM_i : berat molekul komponen i, kg/kmol

y_i : fraksi mol komponen i

Tabel Data Berat Molekul Tiap Komponen

Komponen	BM
DME	46
MeOH	32
H ₂ O	18

(Yaws, 1999)

2. Menghitung Kapasitas Panas (C_p)

Kapasitas panas gas dihitung dengan menggunakan persamaan dari Yaws (1999), sebagai berikut:

$$C_{p_i} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$C_{p_{\text{campuran}}} = \sum(C_{p_i} \cdot y_i)$$

A,B,C,D,E : konstanta (Yaws, 1999)

T : temperatur, K

C_{p_i} : kapasitas panas komponen i, kJ/kmol K

y_i : fraksi mol komponen i

Tabel Data Konstanta Kapasitas Panas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C	D	E
Metanol	40,046	-0,03828700	0,00024529	$-2,1679 \times 10^{-7}$	$5,9909 \times 10^{-11}$
DME	34,668	-0,07029300	0,0001653	$-1,7675 \times 10^{-7}$	$4,9313 \times 10^{-11}$
Air	33,9330	-0,00841860	0,000029906	$-1,7825 \times 10^{-8}$	$3,6934 \times 10^{-12}$

(Yaws, 1999)

3. Menghitung Viskositas (μ)

Viskositas gas juga dihitung dari persamaan di Yaws (1999), yaitu:

$$\mu_i = A + BT + CT^2$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum \left(\frac{x_i}{\mu_i} \right)}$$

A,B,C : konstanta (Yaws, 1999)

T : temperatur, K

μ_i : viskositas komponen i, micropoise

x_i : fraksi massa komponen i

Tabel Data Konstanta Viskositas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C
Methanol	-14,236	0,38935	-0,000062762
DME	-4,276	0,3026200	0,000063528
Air	- 3,6826E+01	4,2900E-01	-1,6200E-05

(Yaws, 1999)

4. Menghitung Konduktivitas Panas (k)

Konduktivitas panas gas dihitung dari persamaan di Yaws (1999), yaitu:

$$k_i = A + BT + CT^2$$

$$k \text{ campuran} = \sum(k_i \cdot x_i)$$

A,B,C : konstanta (Yaws, 1999)

T : temperatur, K

k_i : konduktivitas panas komponen i, W/m/K

x_i : fraksi massa komponen i

Tabel Data Konstanta Konduktivitas Panas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C
Metanol	0,002340	5,434E-06	1,3154E-07
Dimetil Eter	-0,031500	0,00015032	1,3879E-09
Air	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08

(Yaws, 1999)

G. Menentukan Jenis, Ukuran dan Susunan Tube

Spesifikasi ukuran pipa (*tube*) berdasarkan tabel 11 Kern, sebagai berikut:

- Diameter dalam *tube* (IDT) : 1,61 in
- Diameter luar *tube* (ODT) : 1,9 in
- *Flow area* per pipa ($a't$) : $2,04\text{in}^2$
- Jumlah *tube pass* (Ntb) : 1

- Jumlah *tube* (N_T) : 25 (trial supaya perbandingan H?D dalam kisaran 2-5)
- Susunan *tube* : *triangular pitch*
- P_T (*Pitch*) : $1,25 \cdot ODT$ (Kern, 1965)
- C (*Clearance*) : $PT - ODT$ (Kern, 1965)

Susunan *tube* yang dipilih adalah *triangular pitch*, dengan alasan:

1. Turbulensi yang terjadi pada susunan *tube* segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan persegi, karena fluida yang mengalir di antara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung menumbuk pipa yang terletak pada deretan berikutnya.
2. Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan segitiga 25% lebih tinggi dibandingkan dengan fluida yang mengalir dalam *shell* pada susunan persegi.

(Agra, 1988)

H. Menentukan Dimensi Shell

$$IDS = \sqrt{\frac{2 \cdot N_T \cdot 0,5 \cdot \sin 60 \cdot P_T^2}{\pi/4}}$$

$$= 0,315705198 \text{ m}$$

$$B = (0,2 \sim 1) \cdot IDS \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 0,25 \cdot IDS$$

$$= 0,07892699 \text{ m}$$

$$De = \frac{4.(P_T^2 \cdot 0,5 \cdot 0,86 - 1/8 \cdot \pi \cdot ODT^2)}{0,5 \cdot \pi \cdot ODT} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 0,0070545669 \text{ m}$$

$$As = \frac{IDS \cdot C \cdot B}{P_T} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 0,004983 \text{ m}^2$$

IDS : diameter dalam *shell*, m

B : jarak *baffle*, m

De : diameter efektif *shell*, m

As : *flow area shell*, m²

I. Menentukan Jumlah Pendingin yang Dibutuhkan (Wp)

Wp : 20.000 kg/jam

Wp ditentukan dengan cara trial-error supaya $\Delta T_p \leq 20^\circ\text{C}$

J. Menghitung Bilangan Reynold (Re) di Shell dan Tube

Bilangan Reynold di *Shell* (Res)

$$Gs = \frac{Wp}{As}$$

$$= 4013252,889 \text{ kg/m}^2/\text{jam}$$

$$Res = \frac{Gs \cdot De}{\mu_p} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 180709,0612$$

Res : bilangan Reynold *shell*

Wp : laju alir massa pendingin, kg/jam

μ_p : viskositas pendingin, kg/m/jam

Bilangan Reynold di *Tube* (Ret)

$$G_t = \frac{W_T}{A_T}$$

$$= 7014599,594 \text{ kg/m}^2/\text{jam}$$

W_T diperoleh dari perhitungan Neraca Massa

$$Ret = \frac{D_p \cdot G_t}{\mu_{camp}} \quad (\text{Hill, 1977})$$

$$= 49446700,01$$

Ret : bilangan Reynold *tube*

D_p : diameter partikel katalis, m

W_T : laju alir massa gas total, kg/jam

μ_{camp} : viskositas gas campuran, kg/m/jam

K. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

Shell side

$$h_o = jH \left(\frac{k_p}{Des} \right) \left(\frac{C_{pp} \cdot \mu_p}{k_p} \right)^{1/3} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_o = 2724,42852 \text{ kJ/jam/m}^2/\text{K}$$

Tube side

$$h_i = jH \left(\frac{k_{camp}}{IDT} \right) \left(\frac{C_{p\text{ camp}} \cdot \mu_{camp}}{k_{camp}} \right)^{1/3} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_i = 654924,0042 \text{ kJ/jam/m}^2/\text{K}$$

$$h_{io} = h_i \frac{IDT}{ODT} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_{io} = 554961 \text{ kJ/jam/m}^2/\text{K}$$

$$U_C = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$U_C = 776,4980 \text{ kJ/jam/m}^2/\text{K}$$

$$U_D = \frac{U_C}{1+R_D \cdot U_C} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$U_D = 2,048848\text{E}+03 \text{ kJ/jam/m}^2/\text{K}$$

h_o : koefisien perpindahan panas di *shell*, kJ/jam/m²/K

k_s : konduktivitas panas pendingin, kJ/jam/m²/K

C_{pp} : kapasitas panas pendingin, kJ/kg/K

h_i : koefisien perpindahan panas di *tube*, kJ/jam/m²/K

U_C : koefisien perpindahan panas overall saat bersih, kJ/jam/m²/K

U_D : koefisien perpindahan panas overall saat kotor, kJ/jam/m²/K

R_D : *Dirt factor* : 0,0025 ft².jam.ft².°F/Btu

$$: 1,22301 \cdot 10^{-4} \text{ jam.m}^2.\text{K/kJ}$$

L. Menghitung Pressure Drop (ΔP) di Tube dan Shell

Tube side, persamaan Ergun:

$$\frac{(P_0 - P_Z)}{Gt} \cdot \rho \cdot \frac{IDT}{H} \cdot \frac{\varepsilon^3}{(1 - \varepsilon)} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu \text{ camp}}{Dp \cdot Gt} + 1,75$$

(Hill, 1977)

$$\frac{(P_0 - P_Z)}{H} = \frac{Gt}{IDT \cdot \rho} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu \text{ camp}}{Dp \cdot Gt} + 1,75 \right]$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{(P_Z - P_0)}{\Delta Z} = - \frac{Gt}{IDT \cdot \rho} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu \text{ camp}}{Dp \cdot Gt} + 1,75 \right]$$

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{Gt}{IDT \cdot \rho} \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \mu \text{ camp}}{Dp \cdot Gt} + 1,75 \right]$$

Kondisi batas:

Pada saat, $Z = 0$ $P = P_{in} = 11 \text{ atm}$

$Z = H$ $P = P_{out} = P_Z$

ρ : densitas campuran gas, kg/m³

μ camp : viskositas gas campuran, kg/m/jam

ε : porositas tumpukan katalis

Shell side

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot (N + 1) \cdot IDS}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot De \cdot Sg}$$

Kelima persamaan diferensial diselesaikan secara simultan menggunakan metode *Runge-Kutta*. Perhitungan reaktor *fixed bed multutibe* ini diselesaikan dengan menggunakna bantuan Ms. Excel.

Tabel Hasil Perhitungan Bed Metode Runge Kutta

delta Z	0.05			
Z	x	T	TP	P
0	0	513	473	11
0.05	0.034576837	513.0647047	472.8431751	11
0.1	0.069236082	513.1294548	472.6856742	11
0.15	0.103977969	513.1942503	472.5274942	11
0.2	0.138802734	513.2590915	472.3686321	11
0.25	0.17371061	513.3239785	472.2090848	11
0.3	0.208701834	513.3889114	472.0488493	11
0.35	0.243776644	513.4538906	471.8879225	11
0.4	0.278935278	513.518916	471.7263013	11
0.45	0.314177974	513.583988	471.5639826	11
0.5	0.349504974	513.6491067	471.4009632	11
0.55	0.384916517	513.7142722	471.2372401	11
0.6	0.420412846	513.7794847	471.07281	11
0.65	0.455994205	513.8447444	470.9076697	11
0.7	0.491660836	513.9100515	470.7418161	11
0.75	0.527412984	513.9754062	470.575246	11
0.8	0.563250897	514.0408086	470.407956	11
0.85	0.59917484	514.106279	470.2415155	11
0.9	0.635185065	514.171795	470.0741565	11
0.95	0.671281819	514.2373568	469.9058748	11
1	0.707465346	514.3029646	469.7366661	11

Tabel Hasil Perhitungan Bed Metode Runge Kutta

delta Z	0.05			
Z	X	T	TP	P
1.05	0.743735896	514.3686186	469.5665262	11
1.1	0.780093717	514.4343189	469.3954506	11
1.15	0.816539057	514.5000657	469.2234351	11
1.2	0.853072168	514.5658592	469.0504754	11
1.25	0.889693301	514.6316995	468.8765669	11
1.3	0.926402709	514.6975868	468.7017053	11
1.35	0.963200645	514.7635214	468.5258862	11

Dari hasil perhitungan menggunakan Ms. Excel diperoleh:

$$\text{IDS} = 0,315705 \text{ m}$$

$$\text{Pada saat } Z = H = 1,15 \text{ m}$$

$$\text{Maka : } X = 0,81653$$

$$T = 5,1450\text{E}+02 \text{ K}$$

$$T_{\text{pin}} = 469,2234 \text{ K}$$

M. Menghitung Berat Katalis yang diperlukan (W)

$$\begin{aligned}
 W &= V \cdot \rho_b \cdot N_T \\
 &= \frac{\pi}{4} \cdot \text{ID}^2 \cdot H \cdot \rho_b \cdot N_T \\
 &= 1645,452313 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

N. Menghitung Waktu Tinggal (t)

$$\begin{aligned}
 T &= \frac{H \cdot A_T}{W_T / \rho_{\text{camp}}} \cdot 3600 \\
 &= 0,000649 \text{ detik}
 \end{aligned}$$

$$\text{dengan } \rho_{\text{camp}} = \frac{P \cdot B M_{\text{camp}}}{R \cdot T} = 1,2359 \text{ kg/m}^3$$

- t : waktu tinggal, detik
- ρ camp : densitas gas campuran
- R : konstanta gas ideal : $0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol/K}$
- P : tekanan gas saat Z = H, atm
- T : temperatur gas saat Z = H, K

O. Menghitung Tebal Shell (ts)

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan berikut:

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13.1})$$

- ts : tebal *shell* minimum, in
- P : *design pressure*, psig
- r_i : jari-jari dalam *shell* (0,5 . IDS), in
- f : *maximum allowable stress* (Tabel 13.1 Brownell), psig
- E : efisiensi pengelasan (Tabel 13.2 Brownell)
- C : *corrosion allowance*, in

Direncanakan bahan yang digunakan untuk *shell* terbuat dari *carbon steel SA*

283 *grade C*, dengan spesifikasi:

- f = 12650 psi
- E = 0,8 (*double-welded butt joint*)
- C = 0,125 in
- P = 11 atm, over design 20%
- P = 194,04 psi
- r_i = 6,21466
- ts = 0,245556 in

Digunakan ts standar = 0,25 in

ODS = IDS + 2ts = 12,9293 in

P. Menghitung Tinggi dan Tebal Head

Bahan yang digunakan untuk *head* sama dengan bahan *shell* yaitu *carbon steel* SA 283 grade C, dan *head* yang dipilih berbentuk *torispherical dished head*, karena cocok digunakan untuk tekanan dibawah 200 psi. (Brownell, 1959)

Tebal head dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{P \cdot ri \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers. 7.77})$$

th : tebal head, in

ri : jari-jari dalam, in

$$w = 1 / 4(3 + \sqrt{r / icr}) \quad (\text{Brownell, pers. 7.76})$$

Dari tabel 5.7 Brownell untuk OD = 60 in dan tebal shell = 0,1875 in diperoleh:

$$icr = 3,625$$

$$r = 60$$

$$w = 1,767095$$

$$th = 0,130969 \text{ in}$$

Digunakan th standar = 0,1875 in

Berdasarkan tabel 5.8 Brownell, didapatlan sf = 1,5 ~ 2 (diambil 2 in)

Tinggi head (OA) dihitung dengan cara sebagai berikut:

$$a = \frac{IDS}{2} = 6,214669 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 2,589669 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 56,375 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} = 56,3154884395893 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 3,68451156 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf = 5,9345 \text{ in}, 0,15073 \text{ m}$$

Q. Menghitung Tinggi Reaktor Total (Hr) dan Volume Reaktor

$$\text{Tinggi reaktor (H)} = 1,15 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor total (Hr)} = H + 2 \cdot OA = 1,451473187 \text{ m}$$

Volume reaktor diperoleh dari volume shell ditambah 2 kali volume head.

$$\text{Volume head} = 0,000049 \cdot IDS^3 \quad (\text{Brownell, pers.5.11})$$

$$= 1,54184698730917\text{E-}06 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} \cdot IDS^2 \cdot H$$

$$= 0,089976886578125 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = \text{volume shell} + 2 \text{ volume head}$$

$$= 0,0899799702720996 \text{ m}^3$$

R. Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran Reaktor dan

Pipa Pendingin

1. Diameter pipa pemasukan gas

$$\text{Debit gas masuk reaktor} = \frac{W_T}{\rho_0} = 1055,739408 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 10,355044036 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Densitas gas umpan} = 8,7446766 \text{ kg/m}^3 = 0,5459788 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas, pers. 6.32})$$

$$= 10,3208589 \text{ in}$$

Digunakan diameter pipa standar (Appendix K, Brownell) dengan

$$\text{spesifikasi: OD} = 10,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in}$$

$$\text{SN} = 40\text{ST40S}$$

2. Diameter pipa pengeluaran gas

$$\text{Debit gas keluar reaktor} = \frac{W_T}{\rho} = 1148,36785 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 11,26357 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Densitas gas keluar} = 8,03932 \text{ kg/m}^3 = 0,501939 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas, pers. 6.32})$$

$$= 10,60238 \text{ in}$$

Digunakan diameter pipa standar (Appendix K, Brownell) dengan

$$\text{spesifikasi: OD} = 10,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in}$$

$$\text{SN} = 40\text{ST40S}$$

3. Diameter pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin

Direncanakan pipa pemasukan dan pengeluaran pendingin berukuran sama, karena debit dan densitas dianggap tetap.

$$\text{Debit pendingin masuk} = \frac{W_p}{\rho_p} = 22,09347 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,21670015 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Densitas pendingin} = 905,24471 \text{ kg/m}^3 = 56,51947 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Diameter optimum (Dopt)} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas, pers. 6.32})$$

$$= 3,311212136 \text{ in}$$

Digunakan diameter pipa standar (Appendix K, Brownell) dengan

spesifikasi: OD = 3,5 in

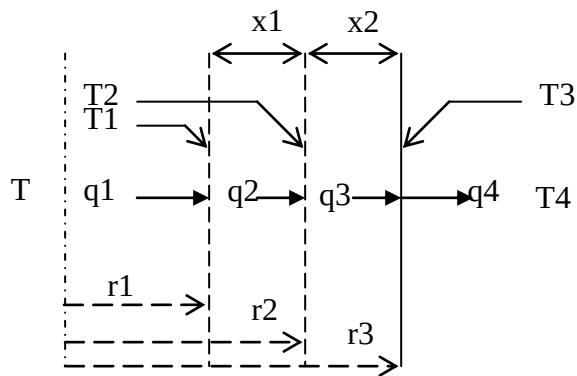
ID = 3,068 in

SN = 40ST50S

S. Menentukan Tebal Isolator

Asumsi:

- a. Kadaan steady state
- b. Suhu dinding luar isolator = 50°C
- c. Suhu udara luar = 35°C



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari isolator luar

x_1 = tebal plat dinding shell

x_2 = tebal isolator

T = suhu pendingin

T_1 = suhu dinding shell dalam

T_2 = suhu dinding luar

T_3 = suhu isolator luar

T_4 = suhu udara luar

Bahan : asbestos, dengan sifat – sifat (Holman, 1988) :

- $\rho = 36 \text{ lb/ft}^3 = 577,0176678 \text{ kg/m}^3$
- $k = 0,117 \text{ btu/j/ft}^2/^{\circ}\text{F}$
- $c_p = 0,25 \text{ btu/lb/}^{\circ}\text{F}$
- $\epsilon = 0,96$

Data lain yang diperlukan :

- Diameter shell, $D = 0,315705 \text{ m} = 1,035513048 \text{ ft}$
- Tebal plat dinding shell, $x_1 = 1.25 \text{ in} = 0.104166667 \text{ ft}$
- Suhu dinding dalam shell, $T_1 = 514,5001 \text{ K} = 241,5001^{\circ}\text{C} = 466,7001^{\circ}\text{F}$
- Suhu isolator dalam, $T_3 = 50^{\circ}\text{C} = 122^{\circ}\text{F} = 582^{\circ}\text{R}$
- Suhu isolator luar, $T_4 = 35^{\circ}\text{C} = 95^{\circ}\text{F} = 555^{\circ}\text{R}$

- Bahan dinding shell = carbon steel dengan $k = 24,5850 \text{ btu/ft}^2/^{\circ}\text{F}$

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu:

- Perpindahan konveksi dari cairan pendingin dalam shell ke dinding shell dalam (q_1)
- Perpindahan konduksi dari dinding shell dalam ke dinding shell luar (q_2)
- Perpindahan konduksi dari dinding shell luar ke permukaan luar isolator (q_3)
- Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (q_4)

1. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi asbes – udara

$$T_f = \frac{T_3 + T_4}{2} = \frac{122 + 95}{2} = 108,5^{\circ}\text{F}$$

$$= 108,5^{\circ}\text{F} = 315,5 \text{ K}$$

Sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (Daftar A-5, Holman, 1988):

$$\nu = 1,726 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \quad \beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$k = 0,0274149 \text{ W/m}^{\circ}\text{C} \quad \text{Pr} = 0,7046$$

$$\rho = 1,1279 \text{ kg/m}^3$$

Panjang reaktor = 1,15 m

$$\text{Gr. Pr} = \frac{g \beta (T_3 - T_4) L^3}{\nu^2} \text{Pr}$$

$$= 1675640460,07071$$

$\text{Gr. Pr} > 10^9$ maka aliran turbulen sehingga bias dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman. 1988):

$$\begin{aligned}
 h_c &= 1.31 (\Delta T)^{1/3} \\
 &= 3,2307 \text{ W/m}^2/\text{C} = 0,568938 \text{ btu/j/F/ft}^2
 \end{aligned}$$

2. Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi asbestos-udara

Dengan menggunakan persamaan berikut (Kern, 1980) :

$$h_r \cdot (T_3 - T_4) = \epsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4)$$

dengan T_3 dan T_4 dalam ^0R serta $\sigma = 0.1714 \times 10^{-8} \text{ btu/j/ft}^2/\text{R}$ maka

$$\begin{aligned}
 h_r &= \epsilon \sigma (T_3^4 - T_4^4) / (T_3 - T_4) \\
 &= 1,20998 \text{ btu/j/R/ft}^2
 \end{aligned}$$

Pada keadaan steady state $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$ dengan q adalah panas yang ditransfer tiap lapisan

$$q_2 = k_s \cdot A_1 (T_1 - T_2) / x_1 = k' \pi L(D + 2x_1) (T_1 - T_2) / x_1$$

$$q_3 = k \cdot A_2 (T_2 - T_3) / x_2 = k'' \pi L(D + 2x_1 + 2x_2) (T_2 - T_3) / x_2$$

$$q_4 = (h_r + h_c) A_3 (T_3 - T_4) = (h_r + h_c) \pi L(D + 2x_1 + 2x_2) (T_3 - T_4)$$

Jika dianggap suhu pada permukaan shell bagian dalam sama dengan suhu rata-rata pendingin, maka :

$$q_2 = 293,567639 \pi L (541,5001 - T_2) \text{ btu/j/R/ft}^2$$

$$q_3 = 0,117 \pi L (1,2438 + 2x_2) (T_2 - 122) / x_2$$

$$q_4 = 1095,893 \pi L (1,2438 + 2x_2)$$

Jika $q_2 = q_4$ didapat persamaan hubungan T_2 dengan x_2 yaitu

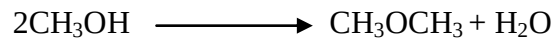
$$T_2 = 462,0568 - 7,466 x_2 \quad (a)$$

$$q_3 = q_4 \text{ maka didapat}$$

$$T_2 = 122 + 1095,8935 x_2 \quad (b)$$

Dari persamaan (a) dan (b) didapat nilai $x_2 = 0,3082$ ft dan $T_2 = 459,75577^\circ\text{F} = 237,642^\circ\text{C} = 510,642\text{ K}$

T. Perhitungan (ΔH)reaksi



Tetapan kapasitas panas fase gas (J/mol.K)

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

KOMPONEN	A	B	C	D	E
DME	34,668	0,07029300	0,0001653	-1,7675E-07	4,9313E-11
MeOH	40,046	-0,03828700	0,00024529	-2,1679E-07	5,9909E-11
Air	33,9330	-0,00841860	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12

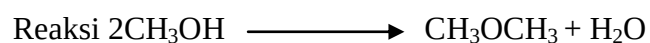
$$\begin{aligned}\text{Suhu masuk reaktor (TR)} &= 240^\circ\text{C} \\ &= 513\text{ K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Suhu referensi (Tref)} &= 25^\circ\text{C} \\ &= 298\text{ K}\end{aligned}$$

Menentukan ΔH_R

Panas Reaksi

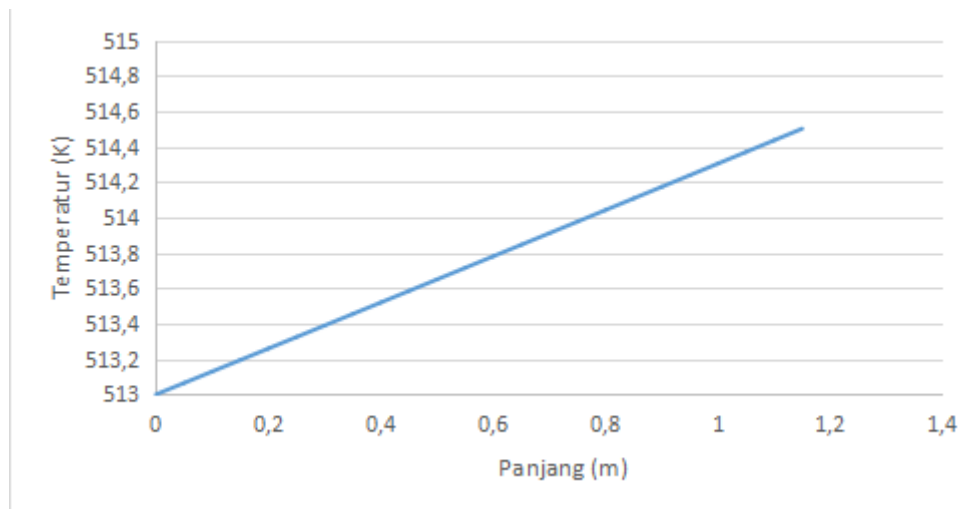
Komponen	$\Delta H^\circ_f, 298$ (kJ/mol)	ΔH°_r (kJ/kmol)
DME	-184,1800	17177,97786
MeOH	-201,17	10790,63871
Air	-242,0000	7359,538694
total	-627,3500	35328,15527



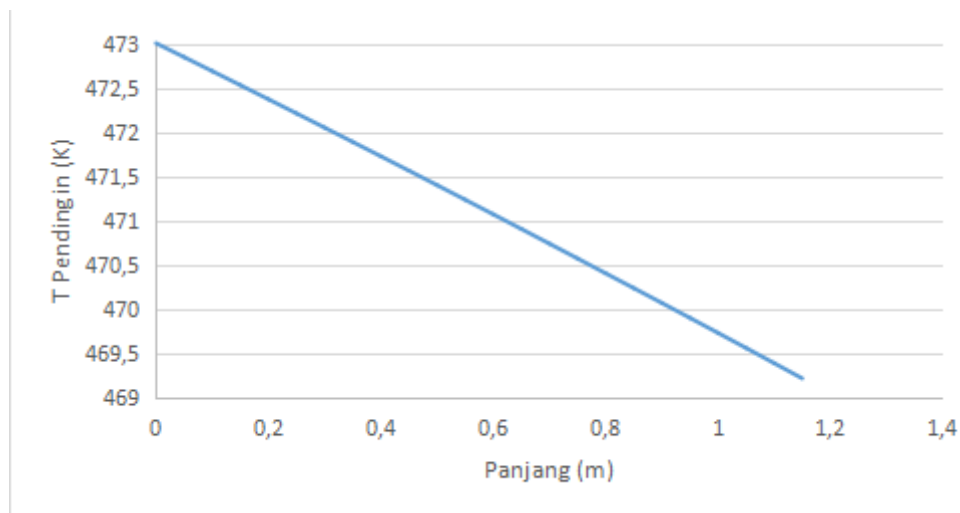
$$\begin{aligned}
 \Delta H^{\circ} R1, 298 \text{ K} &= (\Delta H^{\circ} f \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \Delta H^{\circ} f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^{\circ} f 2\text{CH}_3\text{OH}) \\
 &= (-426,18) - (-402,34) \\
 &= -23,84 \text{ kJ/mol} \\
 &= -23840 \text{ J/mol}
 \end{aligned}$$

Karena $\Delta H^{\circ} R1$ bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

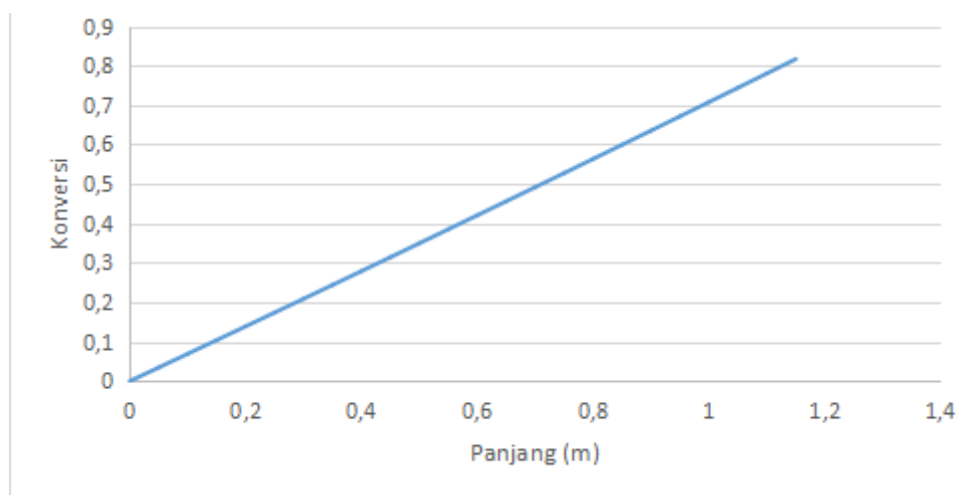
U. Grafik hubungan antara Z vs T, Z vs X, dan Z vs T_p



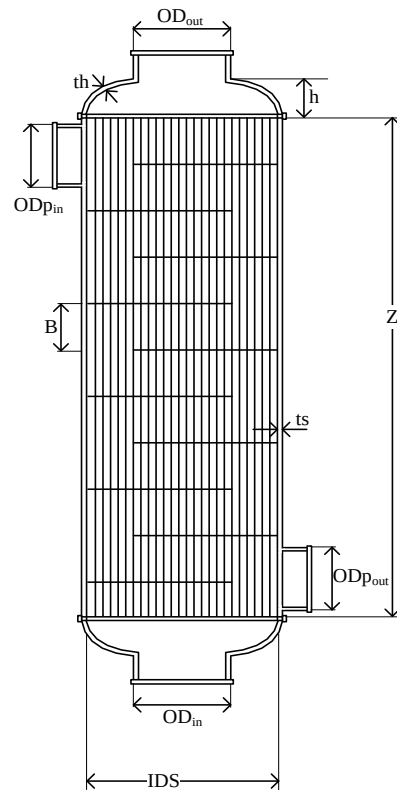
Grafik Panjang Reaktor vs Temperatur



Grafik Panjang Reaktor vs T pendingin



Grafik Panjang Reaktor vs Konversi

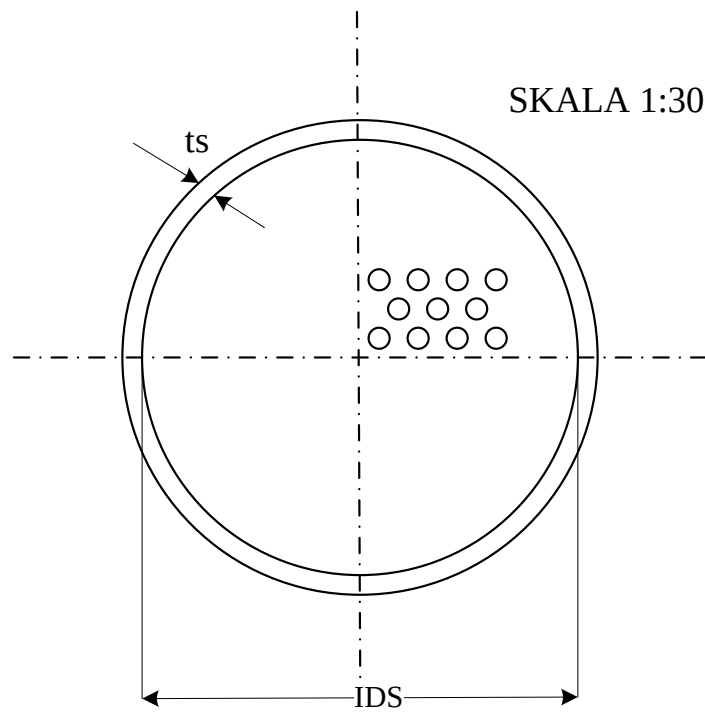


Keterangan :

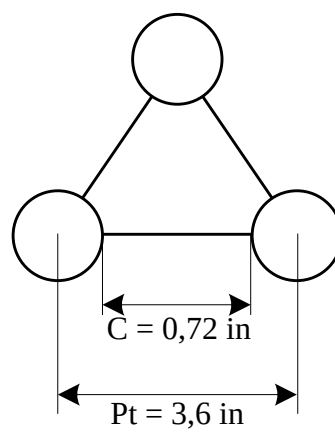
- OD_{in} : Pipa pemasukan umpan gas
 OD_{out} : Pipa pengeluaran gas
 ODp_{in} : Pipa pemasukan dowtherm A
 ODp_{out} : Pipa pengeluaran dowtherm A
 IDS : Diameter dalam shell
 B : Jarak baffle
 Z : Tinggi reaktor
 ts : Tebal shell
 th : Tebal head
 h : Tinggi head

SKALA 1:50

Gambar Reaktor Fix Bed Multitube



Gambar penampang melintang reaktor

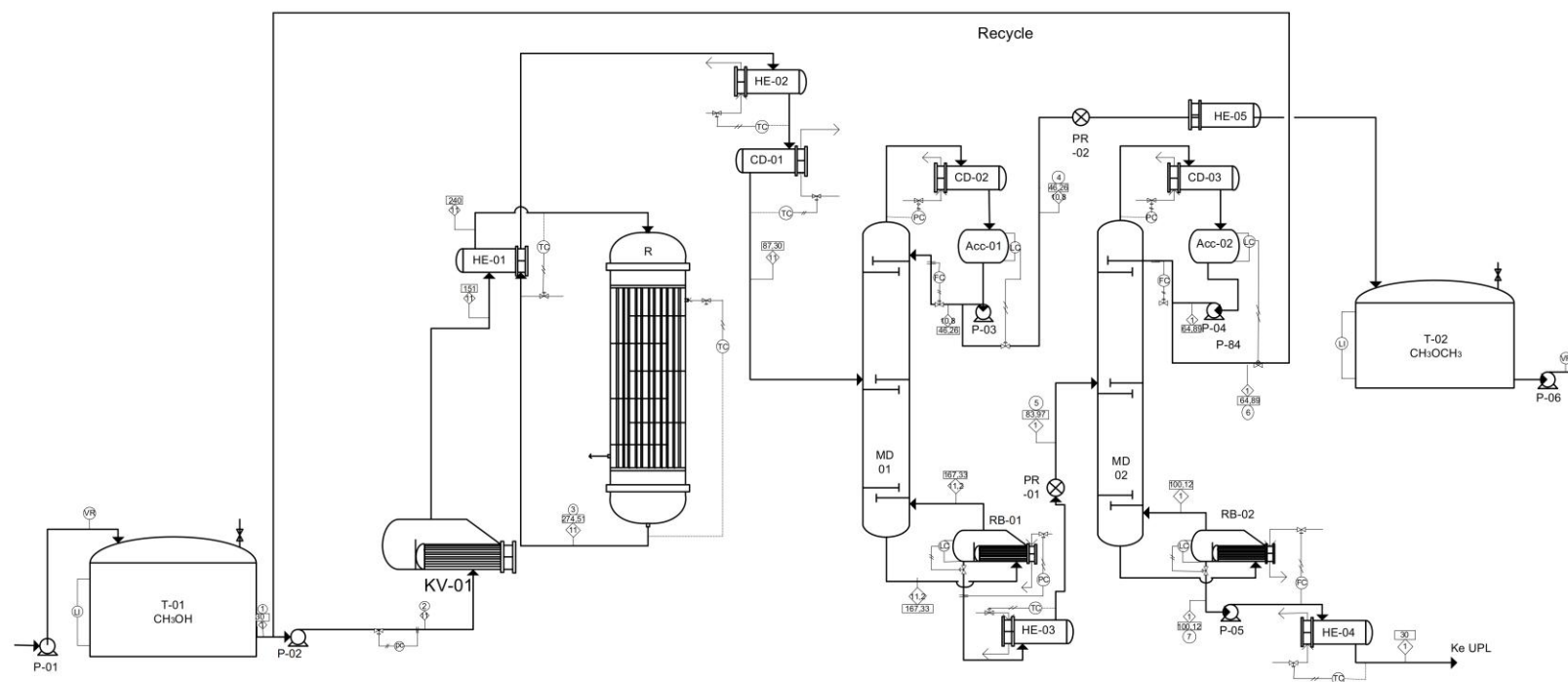


Gambar susunan pipa
triangular pitch

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PABRIK DIMETIL ETER DARI METANOL

KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	NOMOR ARUS						
	1	2	3	4	5	6	7
CH ₃ OCH ₃		7,571	5055,4546	5047,871	7,5832	7,5718	0,0114
CH ₃ OH	7028,4047	8778,926	1755,785	2,6337	1753,151	1750,5219	2,6297
H ₂ O	448,621	452,263	2427,52		2427,5213	3,6413	2423,8861
TOTAL	7477,0263	9238,7613	9238,761	5050,5051	4181,5946	1761,7350	2426,5212

ALAT	KETERANGAN	Symbol	KETERANGAN
Acc	Accumulator	PC	Pressure Control
CD	Condenser	LC	Level Control
EV	Expansion Valve	TC	Temperatur Control
HE	Heat Exchanger	LI	Level Indikator
MD	Menara Distilasi		
P	Pompa		
PR	Pressure Reducer		
R	Reaktor		
RB	Reboiler		
T	Tangki		
KV	Ketel Vaporizer		

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA JOGJAKARTA	
	PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK DIMETHYL ETHER DARI METHANOL KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN	
Dikerjakan oleh : 1. AFRILI NUR M (12521126) 2. LAILA SHOLIKHAH (12521128)		
Dosen pembimbing : Ir. PRATIKNO HIDAYAT, M.Sc. KHAMDAN CAHYARI, S.T., M.Sc.		