TA/TK/2007/304

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
DIMETHYL ETHER DARI METHANOL
DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama	: Melda Waty	Nama	: Ermadevi Yulianty
No. Mahasiswa	: 03 521 081	No. Mahasiswa	: 03 521 125

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2007

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
DIMETHYL ETHER DARI *METHANOL*
DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama	: Melda Waty	Nama	: ErmadeviYulianty
No. Mahasiswa	: 03 521 081	No. Mahasiswa	: 03 521 125

Yogyakarta, ...Agustus 2007

Pembimbing I,

Ir. H. Bachrun Sutrisno, M.Sc

Pembimbing II,

Hj. Ratna Sri Harjanti, ST

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
DIMETHYL ETHER DARI METHANOL
DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama	: Melda Waty	Nama	: Ermadevi Yulianty
No. Mahasiswa	: 03 521 081	No. Mahasiswa	: 03 521 125

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 27 Agustus 2007

Tim Penguji,

Ir. H. Bachrun Sutrisno, M.Sc

Ketua

Dr. Ir. Farham HM Saleh, MSIE

Anggota I

Ir. H. Abdul Malik Khaliq, MM

Anggota 2

Mengetahui,
Kepala Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MSi

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama	**: Melda Waty**
No. Mahasiswa	**: 03 521 081**
Nama	**: Ermadevi Yulianty**
No. Mahasiswa	**: 03 521 125**

Menyatakan bahwa seluruh hasil penelitian ini adalah hasil karya saya 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.

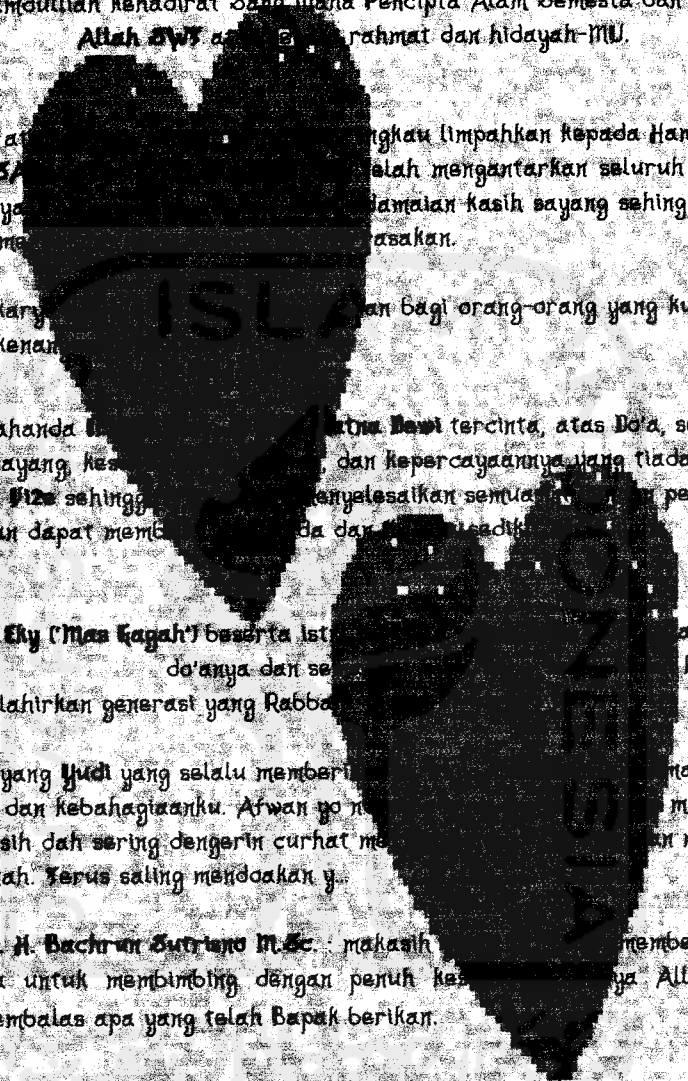
Yogyakarta, 27 Agustus 2007

(Melda Waty) **(Ermadevi Yulianty)**

HALAMAN PERSEMBAHAN

بِسْمِ ٱللَّهِ ٱلرَّحْمَٰنِ ٱلرَّحِيمِ

Syukur Alhamdulliah kehadirat Sang Maha Pencipta Alam Semesta dan Raja Manusia **Allah SWT** a[illegible] rahmat dan hidayah-MU.



Terima kasih a[illegible]ngkau limpahkan kepada Hamba-Mu ini. **Rasulullah SA[illegible]**elah mengantarkan seluruh umat manusia pada dunia nya[illegible]damaian kasih sayang sehingga kita mampu menikmati kema[illegible]asakan.

Sebuah kary[illegible]an bagi orang-orang yang kucintai, semoga menjadi kenan[illegible]

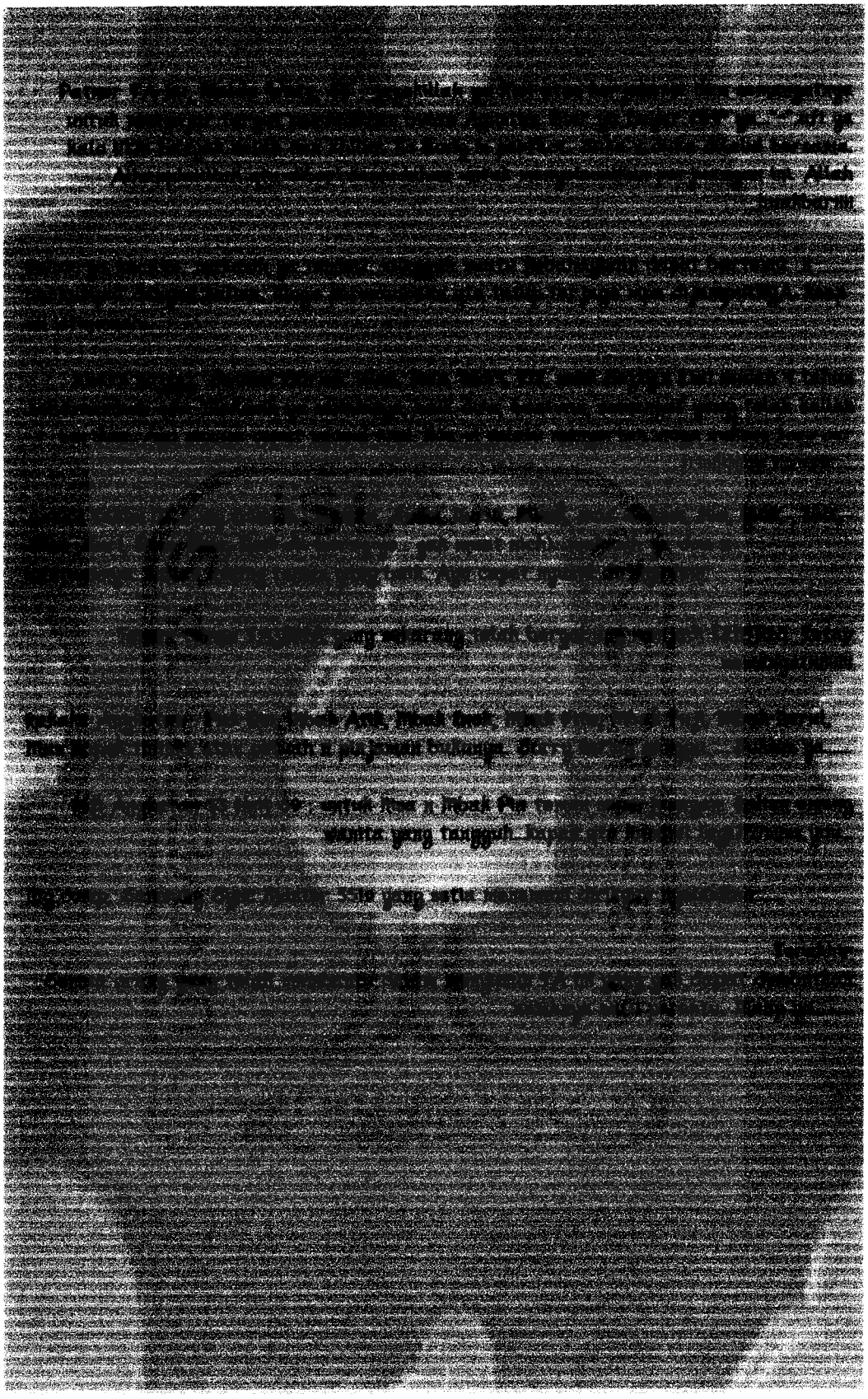
Teruntuk Ayahanda [illegible]**tna Dewi** tercinta, atas Do'a, semangat, cinta, kasih sayang, kes[illegible], dan kepercayaannya yang tiada hentinya untuk adinda **Fiza** sehingg[illegible]menyelesaikan semua[illegible]penuh keikhlasan dan dapat mem[illegible]da dan[illegible]adik[illegible]

Kakakku **Eky ('Mas Gagah')** beserta ist[illegible]alu memberikan do'anya dan se[illegible]kebahagiaanku. Moga melahirkan generasi yang Rabba[illegible]

Adikku tersayang **Yudi** yang selalu memberi[illegible]mangat buat keberhasilan dan kebahagiaanku. Arwan go n[illegible]mu telp malam-malem. Makasih dah sering dengerin curhat me[illegible]n nilai yang baik n tetep amanah. Terus saling mendoakan y[illegible]

Bapak Ir. H. Bachrun Sutrisno M.Sc. : makasih [illegible]memberikan ilmu dan waktunya untuk membimbing dengan penuh ke[illegible]ya Allah SWT yang dapat membalas apa yang telah Bapak berikan.

Ibu Hj. Ratna Sri Harjanti, ST : makasih ya Bu.., telah memberikan ilmu dan waktunya untuk membimbing dengan penuh kesabaran. Hanya Allah SWT yang dapat membalas apa yang telah Ibu berikan. Cepat sembuh ya Bu..



TERIMA KASIHKU

Alhamdulillahirobbol'alamin, segala puji hanya milik Allah. Kami memuji, memohon pertolongan, petunjuk, dan ampunan-Nya. Kami pun berlindung kepada-Nya dari kejahatan diri dan keburukan perbuatan kami. Barang siapa yang diberi petunuk oleh Allah, maka tiada seorangpun yang dapat menyesatkannya. Dan barang siapa yang disesatkan oleh-Nya, maka tiada seorangpun yang dapat menolong dan memberi petunjuk baginya. Kami bersaksi tiada *illah* yang berhak disembah kecuali Allah, dan kami bersaksi bahwa Muhammad SAW, adalah nabi dan utusan-Nya. Sholawat dan salam semoga tercurahkan kepada nabi Muhammad SAW, beserta para sahabat, keluarga dan semua pengikutnya yang setia hingga akhir zaman. Amin

- Terimakasih dan penghargaan yang sebesar-besarnya kepada Bpk. yang telah membimbing saya dalam menyusun skripsi ini sehingga selesai tepat pada waktunya.

- Harmat dan baktiku untuk ayahnda dan Ibunda , Terima kasih atas semua dukungan dan do'anya selama ini "Ya Allah panjangkanlah umur mereka agar aku berkesempatan membahagiakan mereka dan surga sebagai tempat terakhir kelak, amin...".

- My best sister, Ayuk santi, dodo Novi dan adek mery. Semoga nikmat Allah selalu mengalir dalam keluarga kita, rezeki yang halal, cahaya ilmu dan hidayah.

- Ponakanku, dan yang cantik dan imut. Bunda kangen kalian, semoga menjadi anak yang solehah, amin.

- My patner, ciyeee sarjana euy..Thanks allot atas kerjasamanya and tetap optimis yoo..

* Bakti untuk *murobbi* saya, yang telah mengantarkan saya mengapai hidayah Allah, sehingga saya menjadi satu dari sekian banyak hamba-Nya yang ingin selalu menjadi lebih baik.

* Untuk keluarga baru ku, alahmdulilah ukhuwah selama hampir setengah tahun ini makin memantapkan saya akan arti persaudaraan, tetap semangat ya ukhti fillah..

* Cu sukma, mb atik, mb inoc, mb puji, mb vita, kak cen2, mas Rio thanks allot atas suportnya dan sudah mau direpotin oleh kita,, hehe..

* Terimakasihku untuk ukhuwah sebagai seorang muslim yang telah teman-teman KODISIA (Korp Dakwah UII), MAI (Mentoring Agama Islam), dan TAZKIA (Forum Kemuslimahan FTI) berikan, semoga kita menjadi orang yang istiqomah memperjuangkan ayat-ayat Allah dipermukaan bumi. Kalian semua telah menjadi lembaran sejarah terindah dalam buku catatan hidup ku .....*Allahu Akbar!!!*

* Sahabatku Miss Galuh, thaks ya atas kebersamaannya selama ini ☺.

* Kritik, saran, dukungan, bantuan yang telah diberikan oleh teman-teman Tekim 2003, jasa kalian takkan pernah saya lupakan.

* Seluruh teman-teman yang tak mungkin disebutkan satu-persatu, atas jasa baik kalian hanya Allah yang mampu membalas-Nya dan Allah senantiasa memberikan yuang terbaik bagi *Antum*.

MOTTO

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Dan apabila dikatakan : "Berdirilah kamu, maka berdirilah, niscaya Allah akan meninggikan orang-orang yang beriman di antaramu dan orang-orang yang diberi ilmu pengetahuan beberapa derajat. Dan Allah Maha Mengetahui apa yang kamu kerjakan. (Q.S. Al-Mujaadilah : 11)

Berkatalah orang-orang yang dianugerahi ilmu: "Kecelakaan yang besarlah bagimu, pahala Allah adalah lebih baik bagi orang-orang yang beriman dan beramal saleh, dan tidak diperoleh pahala itu kecuali oleh orang-orang yang sabar". (Q.S. Al-Qashash : 80)

Hai orang-orang yang beriman, mintalah pertolongan (kepada Allah) dengan sabar dan (mengerjakan) shalat, sesungguhnya Allah beserta orang-orang yang sabar. (Q.S. Al-Baqarah : 153)

Allah pasti akan mengangkat derajat orang yang beriman dan berpengetahuan di antaramu beberapa tingkat lebih tinggi.
(Q.S. Al Mujadilah : 11)

Sungguh bersama kesukaran pasti ada kemudahan.
(Q.S. Al Insyirah : 5)

Sungguh shalatku, ibadahku, hidupku, dan matiku hanya untuk Allah Tuhan Semesta Alam. (Q.S. Al An'aam :162)

Pelajarilah ilmu dan ajarkan pada manusia,dalam mencari ilmu bukanlah suatu aib jika kita gagal dalam suatu usaha tapi yang merupakan aib adalah jika kita tidak berusaha dari kegagalan itu.
(Ali bin Abi Thalib)

Allah tidak akan membebani seseorang kecuali sesuai kesanggupannya.
(Q.S. Al-Baqarah : 285)
selesai
"Dan apabila telah sebuah urusan, maka kerjakanlah urusan yang lain" (Q.S. An-Nasyr : 7-8)

"Ya Tuhanku, berilah ilham untuk tetap mensyukuri nikmat-Mu yang telah Engkau anugrahkan kepadaku dan kedua orang tuaku ibu bapakku dan untuk mengerjakan amal saleh yang Engkau ridhai, dan masukanlah aku dengan rahmat-Mu ke dalam golongan hamba-hamba-Mu yang saleh". (Al-Qur'an An Naml 19)

...Sesungguhnya Allah tidak merobah keadaan suatu kaum sehingga mereka merobah keadaannya sendiri... (Q.S. : Ar-Ra'd : 11)

Allah pemberi cahaya kepada langit dan bumi. Perumpamaan cahaya-Nya seperti sebuah lubang yang tidak tembus yang didalamnya ada pelita besar. Pelita itu didalam tabung kaca, dan tabung kaca itu bagaikan bintang yang berkilauan, yang dinyalakan dengan minyak dari pohon yang diberkahi, yaitu pohon zaitun yang tumbuh tiak di timur dan tidak pula di barat, yang minyaknya saja hampir-hampir menerangi, walau pun tiak disentuh api. Cahaya di atas cahaya berlapis-lapis, Allah pemberi petunjuk kepada cahaya-Nya bagi orang yang dikehendaki dan Allah mebuat perumpamaan-perumpamaan bagi manusia, dan Allah maha mengetahui segala sesuatu. (An-Nur :35)

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيْمِ

Assalamualaikum Wr., Wb.

Alhamdulillah kami ucapkan kepada Allah SWT atas segala rahmat dan berkahnya sehingga kami diberikan kesempatan dan kelancaran sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan baik. Tak lupa shalawat serta salam kami sampaikan kepada Nabi Muhammad SAW beserta para sahabat dan keluarganya.

Penyusunan tugas akhir yang berjudul **"Pra Rancangan Pabrik Kimia *Dimethyl Ether* dengan Proses Dehidrasi *Methanol* dengan Kapasitas 75.000 Ton/Tahun"**, merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Jogjakarta.

Dengan terselesaikannya laporan Tugas Akhir ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc., selaku Dekan FTI.
2. Ibu Dra. Kamariah Anwar, MS., selaku ketua jurusan Teknik Kimia.
3. Bapak Ir. H. Bachrun Sutrisno, M.Sc., dan Ibu Hj. Ratna Sri Harjanti, ST selaku dosen pembimbing yang penuh kesabaran dan kebijaksanaan dalam membimbing hingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
4. Seluruh civitas akademika di lingkungan jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Semua pihak yang telah membantu penulis hingga terselesaikannya laporan ini.

Kami menyadari sepenuhnya bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini masih banyak kekurangan dan kelemahan serta jauh dari kesempurnaan. Untuk itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan laporan ini.

Besar harapan kami semoga laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat bagi pembaca dan bagi yang memerlukannya.

Wassalamualaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, Agustus 2007

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL i

HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING ii

HALAMAN PENGESAHAN iii

HALAMAN PERNYATAAN KEASLIAN PENGUJI iv

HALAMAN PERSEMBAHAN v

HALAMAN MOTTO ix

KATA PENGANTAR xi

DAFTAR ISI xiii

DAFTAR TABEL xvi

DAFTAR GAMBAR xvii

INTI SARI xviii

BAB I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik. 1

1.2 Tinjauan Pustaka. 5

BAB II. PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk 9

2.2 Spesifikasi Bahan Baku 11

2.3 Pengendalian Kualitas 13

BAB III. PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses 16

3.2 Perencanaan Produksi 19

3.3 Spesifikasi Mesin Produk..... 25

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik 48

4.2 Tata Letak Pabrik 51

4.3 Alir Proses dan Material 55

4.4 Unit Pendukung Proses (Utilitas)..... 59

4.1.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air. 59

4.1.2. Unit Pengadaan Steam. 67

4.1.3. Unit Pembangkit Listrik..... 69

4.1.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar. 69

4.1.5. Unit pengolahan Limbah..... 70

4.1.6. Laboratorium..... 71

4.1.7. Alat - Alat Utilitas..... 73

4.1.8. Kebutuhan Listrik..... 100

4.2. Organisasi Perusahaan. 102

4.2.1. Bentuk Perusahaan..... 102

4.2.2. Struktur Organisasi. 104

4.2.3. Tugas dan Wewenang. 107

4.2.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan. 117

4.2.5. Status, Sistem Penggajian dan Penggolongan Karyawan..... 119

4.2.6. Kesejahteraan Sosial Karyawan. 121

4.3. Analisis Ekonomi. 122

4.3.1. Dasar perhitungan. 125

4.3.2. Perhitungan biaya. 126

4.3.3. General expense. 127

4.3.4. Analisa Kelayakan. 132

BAB V. KESIMPULAN

Kesimpulan 137

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Harga bahan baku dan produk 2

Tabel 1.2. Pabrik dimethyl ether yang telah beroperasi 3

Tabel 1.3. Import dimethyl ether 4

Tabel 3.1. Neraca massa overall 19

Tabel 3.2. Tangki bahan methanol (T-01A dan T-01B) 19

Tabel 3.3. Vaporizer 20

Tabel 3.4 Reaktor fix bed multitube (R) 20

Tabel 3.5 Menara distilasi (MD-01) 21

Tabel 3.6 Menara distilasi (MD-02) 21

Tabel 3.7 Vaporizer 22

Tabel 3.8 Reaktor fix bed multitube (R) 22

Tabel 3.8 Menara distilasi (MD-01) 23

Tabel 3.8 Menara distilasi (MD-02) 24

Tabel 3.8 Jadwal kerja karyawan 119

Tabel 3.8 Gaji karyawan pabrik 120

Tabel 3.8 Annual Indeks harga alat 124

Tabel 3.8 Indeks CEP tahun 1991-2000 124

Tabel 3.8 Fixed capital investment 129

Tabel 3.8 Working capital 130

Tabel 3.8 Manufacturing cost 130

Tabel 3.8 General expanse 131

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1. Diagram Alir Kualitatif 18

Gambar 4.1. Lay Out Pabrik 53

Gambar 4.2. Lay Out Peralatan Proses 54

Gambar 4.3. Diagram Alir Kuantitatif 58

Gambar 4.4. PFD Utilitas 99

Gambar 4.5. Struktur Organisasi Perusahaan 104

Gambar 4.6. Grafik BEP dan SDP 134

Gambar 4.7 Proses Pembuatan Dimethy Ether 135

Gambar 4.8 PEFD 136

SUMMARY

Requirement of dimethyl ether progressively mount along with expanding chemical industry in Indonesia. Dimethyl ether used as by refrigerant, solvent, aerosol of propellant, and stabilizer polymerize. Beside that is also utilized by as intermediate in making of dimethyl of sulfide and methyl chloride. Factory founded with the capacities 75.000 ton / year with the raw material of methanol 94 %. Factory planned to be founded in Island of Bunyu Kalimantan East, because have made available of supporter medium better.

Reactor used by fixed bed multitubular, by the condition of operation : temperature 250 ^{o}C and pressure 11 atm with the catalyst silica-alumina. React to take place at phase condenser, having the character of exothermic and irreversible. Process of dimethyl ether take place in 3 phase, that is : phase of raw material preparation, phase dehydration the methanol (phase react), and phase of dissociation and product purification.

Requirement utilities : irrigate counted 80,016.4921 kg/hour, steam counted 1,616.794 kg/hour, electrics 196.4109 Kwh and fuel used to move the generator of equal to 12.6842 lt/hour, while for the boiler of equal to 248.3283 lt/hour. Factory planned to occupy the land for the width of 5 hectare.

An economic analysis shows thats this chemical plant need to be covered by fixed capital of about Rp 163,377,400,189, working capital of about Rp 173,727,010,482. The profit before tax is Rp 581,418,899,151.02 while the profit after tax is Rp 40,699,322,405.71. Percentage of Return On Investement (ROI) before tax is 35.59% while after tax is 24.92%. Pay Out Time (POT) after tax is 2.19 years while after tax is 2.86 years. The value of Break Event Point (BEP) for about 49.17%, Shut Down Point (SDP) of about 30.60%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of about 34.71%. Based on the economic analysis, It is concluded that plant design of Dimethyl Ether with capacity 75,000 ton/years visible to be built.

INTI SARI

Kebutuhan *dimethyl ether* makin meningkat seiring dengan peningkatan industri kimia di Indonesia. *Dimethyl ether* digunakan *sebagai refrigerant, solvent, aerosol propellant*, dan *stabilizer* polimerisasi. Disamping itu juga dipergunakan sebagai *intermediate* dalam pembuatan *dimethyl sulfida* dan *methyl chloride*. Pabrik dengan kapasitas 75.000 ton/tahun dengan bahan baku *methanol* 94 %. Pabrik direncanakan didirikan di Pulau Bunyu Kalimantan Timur, karena telah tersedianya sarana penunjang dengan baik.

Reaktor yang digunakan adalah *fixed bed multitubular*, dengan kondisi operasi : temperatur 250 °C dan tekanan 11 atm dengan katalisator *silica-alumina*. Reaksi berlangsung pada fase uap, bersifat eksotermis, dan *irreversible*. Proses pembuatan *dimethyl ether* berlangsung dalam 3 tahap, yaitu : tahap penyiapan bahan baku, tahap dehidrasi *methanol* (tahap reaksi), dan tahap pemisahan dan pemurnian produk.

Kebutuhan utilitas : air sebanyak 80.016,4921 kg/jam, steam sebanyak 1.616,794 kg/jam, listrik 196,4109 Kwh dan bahan bakar yang digunakan untuk menggerakkan generator sebesar 12,6842 lt/jam, sedangkan untuk *boiler* sebesar 248,3283 lt/jam. Pabrik ini direncanakan didirikan dengan luas tanah 5 hektar dan berbentuk Perseroan Terbatas dengan sistem organisasi *line* dan *staff* yang dipimpin oleh direktur. Jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 194 orang.

Hasil analisa ekonomi Pra Rancangan Pabrik *Dimethyl Ether* diperoleh modal tetap sebesar Rp 163.377.400.189 , modal kerja sebesar Rp 173.727.010.482, keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 581.418.899.151,02 dan keuntungan sesudah pajak sebesar Rp 40.699.322.405,71, *percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 35,59% dan sesudah pajak 24,92%, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,19 tahun dan sesudah pajak 2,86 tahun, *Break Event Point* (BEP) sebesar 49,17%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 30,60%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 34,71%. Berdasarkan perhitungan ekonomi maka dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak dikaji lebih lanjut untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Pembangunan bidang industri kimia di Indonesia semakin pesat perkembangannya. Hal ini dibuktikan dengan didirikannya beberapa pabrik kimia di Indonesia. Kegiatan pengembangan industri kimia di Indonesia diarahkan untuk meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri akan bahan kimia dan dapat mengatasi masalah sosial bangsa Indonesia yaitu dengan membuka lapangan pekerjaan sehingga jumlah pengangguran dapat dikurangi.

Salah satu industri kimia yang berpengaruh terhadap industri kimia lainnya di Indonesia adalah *dimethyl ether*. Bahan ini berperan dalam industri sebagai pelarut, *extraction agent*, *propellant* untuk *spray*, medium reaksi katalitik, katalisator, dan *stabilizer* dalam polimerisasi. Disamping itu, *dimethyl ether* juga digunakan sebagai intermediate pembuatan dimetil sulfat dan metil klorida *(methylating agent)*. Bahkan di negara-negara maju, *dimethyl ether* digunakan sebagai bahan bakar kendaraan.

Di Indonesia, kebutuhan dimethyl ether setiap tahun semakin meningkat sehingga diperlukan metode untuk memproduksi DME dengan bahan baku murah, mudah didapat dan dapat mampu menghasilkan *dimethyl ether* dengan maksimum.

Melda Waty 03 521 081
Ermadevi Yulianty 03 521 125

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 :

Tabel 1.1. Harga bahan baku dan produk

Bahan	Berat (kg)	Harga ($)
Methanol	1,0	0, 385
DME	1,0	1.26

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. Medco Bunyu, Kalimantan Timur.

Disamping itu keuntungan lain yang diperoleh dari pendirian pabrik *dimethyl ether* ini adalah :

a. Memacu pendirian industri lain yang menggunakan bahan baku *dimethyl ether*.
b. Memenuhi kebutuhan dimethyl ether di dalam negeri.
c. Menambah devisa negara.

1.2 Kapasitas Perancangan

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

Kapasitas Minimum Pabrik

Saat ini baru ada satu perusahaan yang menghasilkan DME, yaitu perusahaan PT. BumiTangerang Gas *Industry*, yang berlokasi di Banten dengan kapasitas 5000 ton/tahun. Dengan masih sedikitnya produksi Dimethyl Ether di dalam negeri maka sebagian besar kebutuhan industri lokal masih mengandalkan pasokan dari luar negeri.

Beberapa pabrik *dimethyl ether* yang ada di dunia yang telah beroperasi dapat dilihat pada table 1.2.

Tabel 1.2. Pabrik *dimethyl ether* yang telah beroperasi

Negara	Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/th)
Nedherland	Aerofako B.V	15.000
Jerman	URB Krafstoff A.G	20.000
USA	Du Pont	45.000

Kebutuhan/Konsumsi Produk Dalam Negeri

Diperkirakan bahwa permintaan *dimethyl ether* di Indonesia akan meningkat ditahun-tahun mendatang, seiring dengan perkembangan industri itu sendiri.

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

Tabel 1.3. Import dimethyl ether

Tahun	Jumlah (ton/tahun)
1991	2515,52
1992	3521,728
1993	4648,68
1994	6043,284
1995	7554,105
1996	9581,23
1997	12277,92
1998	18786,167
1999	23156,76
2000	46542,13
2001	57589,87
2002	61432,528

Sumber : Biro Pusat Statistik

Dari data di atas dibuat persamaan garis, dengan X sebagai fungsi tahun dan Y sebagai fungsi volume, yaitu :

$$Y = 1549{,}282\ X + -14807{,}8$$

Sehingga apabila diproyeksikan pada tahun 2010 diperkirakan kebutuhan impor DME di Indonesia mencapai ± 95.000 ton/tahun.

Sehingga, berdasarkan pertimbangan kebutuhan kapasitas pabrik yang telah ada di Indonesia, maka kami merencanakan pendirian pabrik DME pada tahun 2010 dengan kapasitas produksi 75.000 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. Rencana pabrik akan di dirikan di Pulau Bunyu, Kalimantan Timur.

1.3 Tinjauan Pustaka

Secara komersial proses pembuatan *dimethyl ether* dapat diproduksi dengan proses yaitu sebagai berikut :

a. Dehidrasi *Methanol* Fase Cair

Pada proses ini katalis yang paling efektif digunakan adalah asam sulfat. *methanol* cair diuapkan, kemudian dilewatkan pada reaktor yang telah terisi katalisator H_2SO_4 pada suhu 125-140 oC 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 :

$$2CH_3OH + H_2SO_4 \longrightarrow (CH_3)_2SO_4 + 2H_2O$$

$$(CH_3)_2SO_4 + 2CH_3OH \longrightarrow 2CH_3OCH_3 + H_2SO_4$$

Konversi : ± 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.

b. Dehidrasi Methanol Fase Gas

Pada proses ini katalis yang paling efektif digunakan adalah *silica zlumina*. *Methanol* yang telah diuapkan kemudian dilewatkan reaktor yang terisi katalisator, kondisi operasi reaktor suhu 250 °C dan tekanan 11 atm. Campuran produk reaktor yang terdiri dari DME, *methano,l* dan air kemudian dimurnikan pada menara distilasi, sedangkan sisa reaktan yang tidak bereaksi dimurnikan, selanjutnya di *recycle* ke reaktor.

Reaksi :

$2CH_3OH \longrightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$

Konversi : 80 %

(Eric M. Vasbinder and K. A. Hoo, Texas Tech University 2002)

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.

Menurut penelitian yang dilakukan oleh *O.V. Krylov*, ada sekitar 50 jenis katalisator yang bisa digunakan untuk proses dehidrasi *methanol*. Diantaranya adalah MgO, SiO_2, dan Al_2O_3.

Dari 2 proses di atas yang dapat dipilih adalah proses dehidrasi *methanol* fase gas dengan katalis *silica alumina* dengan pertimbangan sebagai berikut :

a. Kecepatan reaksi tinggi.
b. *Silica alumina* tergolong dalam katalis yang paling aktif.
c. Serta biaya investasi yang tidak terlalu besar karena tidak melibatkan bahan yang bersifat korosif yang relatif mahal.
d. Tingkat korosi kecil karena tidak menggunakan asam.
e. Limbah yang dihasilkan tidak mengganggu lingkungan.

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.*

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 250 ^oC dan tekanan 11 atm. Reaksi ini merupakan reaksi

yang tidak menghasilkan reaksi sampingan dan berlangsung sesuai dengan persamaan reaksi dibawah ini :

$$2CH_3OH_{(g)} \longrightarrow CH_3OCH_{3\,(g)} + H_2O_{(g)}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

a. *Dimethyl Ether* (CH_3OCH_3)

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 *silica alumina.*

b. Sifat Fisis *Dimethyl Ether*

- Rumus Kimia : CH_3OCH_3
- Berat Molekul : 46,07
- Titik Didih, 1 atm : -23,6 °C
- Titik leleh : -141 °C
- Fase 30 °C, 6 atm : cair
- Panas pembentukan 25 °C, kkal/mol : -43,99
- Tekanan kritis : 53 atm
- Temperatur kritis, °C : 127
- Panas penguapan pada Td, kal/mol : 1541
- *Density* 20 °C, gr/ml : 0,67
- *Density* kritis, g/ml : 0,799
- Kemurnian : 99,5 %

(JFE Holdings, Inc.-DME Production Technology ; google.com)

Melda Waty 03 521 081
Ermadevi Yulianty 03 521 125

- Impuritas, terdiri dari :

Methanol	: 0,1 % berat
Air	: 0,4 % berat

c. Sifat Kimia *Dimethyl Ether*

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

$$CH_3OCH_3 + H_2O + 2CO \longrightarrow 2CH_3COOH$$

Bereaksi dengan *sulfur trioksida* membentuk *dimethyl sulfat* :

$$CH_3OCH_3 + SO_3 \longrightarrow (CH_3)_2SO_4$$

Dengan *hydrogen sulfite* dengan bantuan katalisator *tungsten sulfite* (WS_2) membentuk *dimethyl sulfite* :

$$CH_3OCH_3 + H_2S \longrightarrow CH_3 - S - CH_3 + H_2O$$

Dengan reaksi oksidasi *dimetyl ether* akan menghasilkan formaldehid :

$$CH_3OCH_3 + O_2 \longrightarrow 2CH_2O + H_2O$$

d. Sifat Fisis Air :

Rumus Kimia	: H_2O
Berat Molekul	: 18 gr/gmol
Wujud	: cair
Densitas	: 1 gr/ml
Titik Didih	:100 °C
Titik Beku	: 0 °C

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

a. *Methanol* (CH_3OH)

Merupakan larutan yang tidak berwarna pada temperatur kamar, sedikit berbau, dan merupakan zat beracun bila dihirup dan masuk ke dalam, tubuh yang dapat menyebabkan kematian. Secara sintetis *methanol* dibuat dari *hydrogen* dan *karbon monoksida.*

b. Sifat Fisis *Methanol*

- Rumus Kimia : CH_3OH
- Berat Molekul : 32,04
- Titik Didih, 1 atm : 64,7 °C
- Titik leleh : -97,68 °C
- Fase 25 °C, 1 atm : cair
- Tekanan kritis : 79,9 atm
- Temperatur kritis : 239,6 °C
- Panas penguapan pada Td, kal/mol : 8333,6
- Density, 25 °C g/ml : 0,791
- Density kritis : 0,2714 g/ml
- Kelarutan : Dapat larut dalam air
- Sifat : Mudah terbakar dan menguap
- Kemurnian : 94 % berat
- Impuritas (H_2O) : 6 % berat

c. Sifat Kimia *Methanol*

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

$CH_3OH \longrightarrow HCHO + H_2$

$2CH_3OH + O_2 \longrightarrow 2HCHO + 2H_2O$

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

$2CH_3OH \longrightarrow CH_3COOH + 2H_2$

Reaksi Esterifikasi :

a. Dengan Asam Organik

$CH_3OH + CH_3COOH \longrightarrow CH_3COOCH_3 + H_2O$

b. Dengan Asam Anorganik

$CH_3OH + H_2SO_4 \longrightarrow CH_3HSO_4 + H_2O$

$2CH_3SO_4H \longrightarrow (CH_3)_2SO_4 + H_2SO_4$

Reaksi pembentukan *dimethyl ether* dengan katalisator asam sulfat atau *silica-alumina* (reaksi eterifikasi).

$CH_3OH + H_2SO_4 \longrightarrow CH_3HSO_4 + H_2O$

$CH_3HSO_4 + CH_3OH \longrightarrow CH_3OCH_3 + H_2SO_4$

$2CH_3OH \longrightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

Silica Alumina

Bentuk : *Sphere*

- Bulk density : 0,7315 gr/cm^3

- Densitas katalis : 1,121 gr/cm^3
- Diameter : 1,27 cm
- Porositas : 0,48
- Komposisi : - SiO_2 = 87 %
  - Al_2O_3 = 13 %

2.3 Pengendalian Kualitas (Mutu)

Pengendalian mutu dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk jadi, penting juga dilakukan pengawasan mutu air yang digunakan untuk menunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat melakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset, yaitu nyala lampu, bunyi alarm. Bila terjadi penyimpangan maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu kontrol tehadap kondisi opeasi baik tekanan maupun temperatur. Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi

standart, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi.

Dalam upaya pengendalian mutu produk, pabrik *dimethyl ether* ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Analisa pada proses pembuatan *dimethyl ether* ini dilakukan terhadap :

1. Bahan baku *methanol*, yang dianalisa adalah kemurnian, *density*, kadar impuritis/inert, warna, viskositas, dan *spesific gravity*.
2. Produk *dimethyl ether* yang dianalisa adalah kemurnian, kadar air, *density*, viskositas, dan *spesific gravity*.

Analisa untuk unit utilitas, meliputi:

1. Air lunak proses kapur dan air proses untuk penjernihan, yang dianalisa pH, *silikat* sebagai SiO_2, Ca sebagai $CaCO_3$, *sulfur* sebagai SO_4^{2-}, *chlor* sebagai Cl_2, dan zat padat terlarut.
2. Penukar ion, yang dianalisa kesadahan $CaCO_3$, silikat sebagai SiO_2.
3. Air bebas mineral, analisa sama dengan penukar ion.
4. Air umpan boiler, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut dalam Fe.
5. Air dalam boiler, yang dianalisa meliputi pH, jumlah zat padat terlarut, kadar Fe, kadar $CaCO_3$, SO_3, PO_4, dan SiO_2.
6. Air minum, yang dianalisa meliputi pH, chlor sisa, dan kekeruhan.

Alat analisa yang digunakan :

1) *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air.

2) *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *specific grafity*.

3) *Viscometer Bath*

Alat ini digunakan untuk mengukur viskositas.

4) *PH Meter*

Alat ini digunakan untuk mengukur pH dalam air.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pembuatan *dimethyl ether* dari *methanol* dengan proses dehirasi *methanol* berlangsung menurut reaksi :

$$2CH_3OH_{(g)} \longrightarrow CH_3OCH_{3\,(g)} + H_2O_{(g)}$$

Reaksi ini dilakukan pada fase uap menggunakan reaktor *fixed bed multitube* pada suhu 250 °C dan tekanan 11 atm dengan katalisator *silica alumina.*

a. Pemakaian Katalis

Katalisator yang dipergunakan adalah *silica alumina* dengan komposisi 87 % SiO_2 dan 13 % Al_2O_3. Katalisator berbentuk *sphere* dengan diameter 1,27 cm. Kondisi aktif katalisator dalam range suhu 150-300 °C.

b. Kondisi Operasi

Kondisi operasi ini pada perancangan pabrik *dimethyl ether* ini adalah :

- Temperatur masuk : 250 °C
- Temperatur keluar : 273,6 °C
- Tekanan : 11 atm
- Katalisator : *Silica alumina*
- Fase reaksi : gas
- Sifat reaksi : eksotermis

Dapat diketahui dari tinjauan terhadap konstanta kesetimbangan (K) dan enthalpi reaksi (H).

Melda Waty 03 521 081
Ermadevi Yulianty 03 521 125

c. Tinjauan *Thermodinamika*

Enthalpi Reaksi (H)

Reaksi yang terjadi pada dehidrasi *methanol* menjadi *dimethyl ether* adalah reaksi eksotermis. Hal ini dapat dilihat dari perubahan entalpi (ΔH°).

Data-data : ΔHf MeOH = -48048,629 kcal/kmol

ΔHf DME = -43959,5873 kcal/kmol

ΔHf air = -57461,5458 kcal/kmol

Sehingga :

$\Delta H^o 298$ = ΔHf Produk - ΔHf Reaktan

= [(-43959,5873) + (-57461,5458)] - 2(-48048,629)

= -5323,8751 kcal/kmol

d. Tinjauan Kinetika

Persamaan kecepatan reaksi *methanol* dapat ditulis sebagai berikut :

$$-rA = ko \exp\left[-\frac{Ea}{RT}\right] P_{methanol}$$

Dimana :

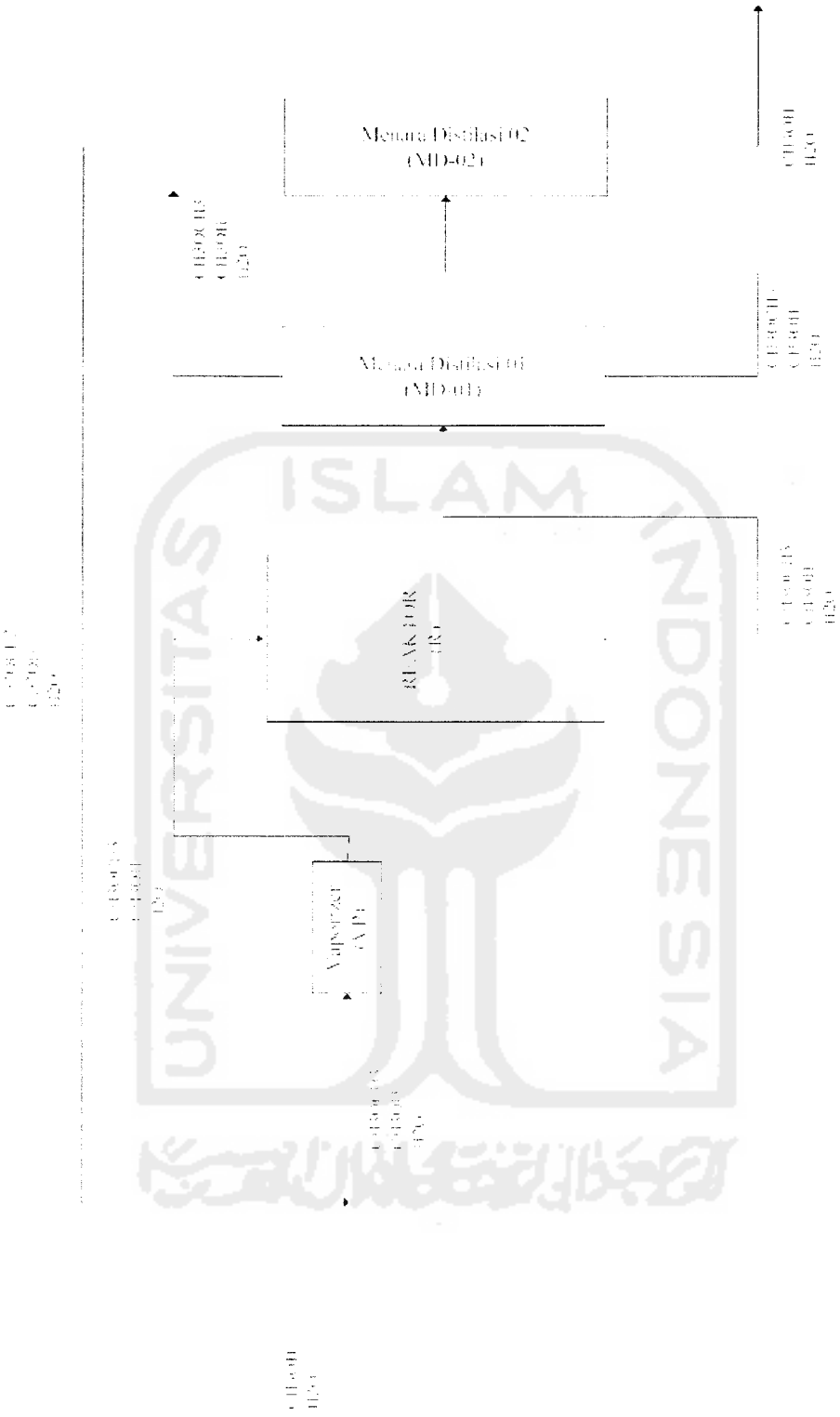
Ko = 1,21 x 10^6 kmol/m^3 J Kpa

Ea = 80,48 kj/mol

P *methanol* = Y_A.P

$$= \frac{N_{A0}(1-x)}{N_{A0} + N_{C0}}$$

(*Journal Dupont Talks About Its DME Propellant, May* 1982)



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.2 Perencanaan Produksi

3.2.1 Penentuan Neraca Massa

a. Neraca Massa Overall

Tabel 3.1. Neraca massa overall

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Produk	Limbah
CH_3OCH_3	-	9.422,3485	-
CH_3OH	15.476,6977	9,4697	45,9382
H_2O	555,6017	37,8788	6.516,6642
		9.469,6970	6.562,6024
Total	**16.032,2994**	**16.032,2994**	

b. Neraca Massa Peralat

Tabel 3.2. Tangki bahan methanol (T-01A dan T-01B)

Komponen	Keluar, kg/jam
CH_3OH	15.476,6977
H_2O	555,6017
Total	**16.032,2994**

Tabel 3.3. Vaporizer (VP)

Komponen	Masuk, kg/jam		Keluar, kg/jam
	Tangki 01	Recycle MD-02	
CH_3OCH_3	-	136,3440	136,3440
CH_3OH	15.476,6977	4.698,9993	20.175,697
H_2O	555,6017	34,0860	589,6877
	14.918,654	3.575,485	
Total	**20.901,7287**		**20.901,7287**

Tabel 3.4. Reaktor fixed bed multitube (R)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
CH_3OCH_3	136,3440	9.558,6925
CH_3OH	20.175,697	4.754,4072
H_2O	589,6877	6.588,629
Total	**20.901,7287**	**20.901,7287**

Tabel 3.5. Menara distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Up (Produk)	Bottom (Inlet MD-02)
CH_3OCH_3	958,6925	9.422,3485	136,3440
CH_3OH	4.754,4072	9,4697	4744,4072
H_2O	6.588,629	37,8788	6.550,7502
		9.469,6970	11.432,0317
Total	**20.901,7287**	**20.901,7287**	

Tabel 3.6. Menara distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Up (Recycle)	Bottom (Limbah cair)
CH_3OCH_3	136,3440	136,3440	-
CH_3OH	4.744,4072	4.698,9993	45,9382
H_2O	6.550,7502	34,0860	6.516,6642
		4.869,4293	6.562,6024
Total	11.432,0317	11.432,0317	

3.2.2 Penentuan Neraca Panas

Tabel 3.7. Vaporizer

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Total panas komponen	1.094.210,5671	1.489.103,1715
	Q vap = 394.892,6045	
Total	1.489.103,1715	1.489.103,1715

Tabel 3.8. Reaktor

Komponen	Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Total panas gas	2.097.617,581	4.622.467,969
Panas pendingin	157,455	358,9114
Panas Reaksi	2.525.051,844	-
Total	**4.622.826,881**	**4.622.826,881**

Tabel 3.9. Menara distilasi 01

Masuk, Kcal/jam			Keluar, Kcal/jam		
Umpan (F*HF)			Hasil Atas, (D*HD)		
CH_3OCH_3	= 141.771,7926		81.319,6352		
CH_3OH	= 32.970,9299		39,2517		
H_2O	= 111.230,0339	+	3.851,1980	+	
	285.973,0612		81.744,0849		
			Hasil Bawah (B)		
			CH_3OCH_3	= 6.649,8213	
			CH_3OH	= 96.909,3520	
			H_2O	= 314.144,892	+
				417.704,0653	
			QCD	= 1.437.365,156	
QRB	= 1.650.840,245				
	1.936.813,306			**1.936.813,306**	

Tabel 3.10. Menara distilasi 02

Masuk, Kcal/jam	Keluar, Kcal/jam
Umpan (F*HF)	Hasil Atas, (D*HD)
CH_3OCH_3 = 30.055,4642	2.028,7655
CH_3OH = 48.288,4685	32.685,8185
H_2O = 16.0849,1907 +	577,1642 +
212.193,1234	35.291,7464
	Hasil Bawah (B)
	CH_3OCH_3 = 0
	CH_3OH = 625,6555
	H_2O = 212.152,0167 +
	212.777,6722
	QCD = 1.192.475,223
QRB = 1.228.351,518	
1.440.544,642	**1.440.544,642**

3.3 Spesifikasi Mesin Produk

3.3.1 Tangki Penyimpanan *Methanol* (T-01A dan T-01B)

Fungsi : Menyimpan bahan baku *methanol* dalam fase cair untuk kebutuhan 15 hari sebanyak 15.467,6977 kg/jam.

Kondisi penyimpanan :

- Temperatur : 293 °K
- Tekanan : 1 atm
- Kondisi : Fase cair

Tipe : Tangki silinder tegak dengan *flanged and eliptical roof*

Kapasitas tangki : 124.375,6209 ft^3

Jumlah : 2 buah

Diameter : 74,9749 ft

Tinggi : 28,1156 ft

Tebal head : 3/16 in

Bahan Konstruksi : *Stainless Stell SA-283 Grade C*

3.3.2 Tangki *Dimethyl Ether* (T-02)

Fungsi : Menyimpan produk *dimethyl ether* selama 15 hari sebanyak 9.469,697 kg/jam.

Kondisi penyimpanan :

- Temperatur : 322 °K
- Tekanan : 5,8 atm

- Kondisi	: Fase gas
Tipe	: Tangki silinder tegak dengan *flanged and eliptical roof*
Kapasitas tangki	: 180.603,5632 ft^3
Jumlah	: 1 buah
Diameter	: 63,6629 ft
Tinggi	: 23,8736 ft
Tebal head	: 3/16 in
Bahan konstruksi	: *Stainless Steels SA-283 Grade C*

3.3.3 Vaporizer (V)

Fungsi : Mengubah fase umpan reaktor dari fase cair ke fase uap pada suhu 112,84 °C dan tekanan 11 atm sebanyak 20.901,7287 kg/jam

Tipe	: *Shell and tube*
Bahan konstruksi	: *Carbon steel*
Jumlah	: 1 buah
Shell Side :	
- Diameter dalam	: 17,25 in
- Jumlah pass	: 1
- *Baffle space*	: 5 in
- *Pressure drop*	: 0,0483 psi

Tube Side :

- Diameter luar : 0,75 in
- Diameter dalam : 0,62 in
- BWG : 16
- *Pitch* : 15/16 in
- *Pressure drop* : 0,1067 psi

3.3.4 Reaktor (R)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi uap *methanol* menjadi *dimethyl ether* sebanyak 9.558,6925 kg/jam.

Tipe : *Fixed bed multitubular*

Jumlah : 1 buah

Kondisi : Eksotermis

- Tekanan : 11 atm
- Suhu masuk : 250 °C
- Suhu keluar : 273,6 °C
- Fase : Gas dengan katalis padat

Bahan konstruksi : *Stainless Steels SA-167, Grade* 3 (18 %Cr & 8%Ni) *dan Carbon Steels SA-285 Grade C*

Tebal dinding : 0,6126 in

Tebal head : 0,6086 in

Katalis :

- Jenis : *Silica alumina*
- Bentuk : *Sphere*
- Komposisi : 74,0 % SiO_2, 17,5 % Al_2O_3, dan 4,5 % MgO
- Diameter : 1,27 cm

Diameter reaktor pada zona reaksi : 73,62 in = 1,87 meter

Tinggi reaktor pada zona reaksi : 382 in = 9,7 meter

3.3.5 Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi : Memisahkan dan memurnikan produk *dimethyl ether* pada suhu 65,02 ^{o}C dan tekanan 5,9 atm sebanyak 20.901,7287 kg/jam

Tipe : *Plate tower*

Jumlah :1 buah

Lokasi umpan masuk : Antara *tray* ke-12 dan 13 dari dasar menara

Tray spacing : 0,508 m

Diameter atas : 1,0107 m

Diameter bawah : 1,3146 m

Bahan konstruksi : *Carbon Steels SA-135 Grade B*

Tebal dinding : 1/2 in

Tinggi menara : 17,23 m

3.3.6 Menara Distilasi (MD-02)

Fungsi : Memisahkan dan memurnikan *methanol* untuk di*recycle* pada suhu 83,345 ^{o}C dan tekanan 1,1 atm sebanyak 11.432,0317 kg/jam.

Tipe	: *Plate tower*
Jumlah	: 1 buah
Lokasi umpan masuk	: Antara *tray* ke 16 dan 17 dari atas dasar menara
Tray spacing	: 0,5588 m
Diameter atas	: 1,1736 m
Diameter bawah	: 1,2428 m
Bahan konstruksi	: *Carbon Steels SA-135 Grade B*
Tebal dinding	: 3/16 in
Tinggi menara	: 18,1304 m

3.3.7 Heater (HE-01)

Fungsi : Menaikkan suhu umpan *methanol* dari 112,84 ^{o}C menjadi 250 ^{o}C sebelum masuk ke reaktor sebanyak 20.901,7287 kg/jam, dengan media pemanas gas keluaran reaktor.

Tipe	: *Shell and tube heat exchanger*
Bahan konstruksi	: *Carbon steel*
Jumlah	: 1 buah

Luas perpindahan	: 1.140,1539 sqft
UD	: 40,0015 Btu/sqft F
Uc	: 44,4394 Btu/sqft F
Dirt Factor (Rd)	: 0,0025 jam ft^2 ^oF/Btu
Shell Side :	
- *Inside* diameter	: 23,25 in
- *Pass*	: 1 pass
- *Pressure drop*	: 1,7359 psi
Tube Side :	
- *Inside* diameter	: 0,62 in
- *Outside* diameter	: 0,75 in
- BWG	: 16
- Panjang	: 16 ft
- Jumlah pipa	: 363 pipa
- *Pass*	: 2 pass
- *Pitch*	: 15/16 *in triangular pitch*
- *Pressure drop*	: 1,7519 psi

3.3.8 Cooler (CL-01)

Fungsi : Menurunkan suhu gas keluaran reaktor dari 245 ^oC menjadi 65,02 ^oC sebanyak 20.901,7287 kg/jam, dengan media pendingin air dari utilitas.

Tipe : *Shell and tube heat exchanger*

Bahan konstruksi	: *Carbon steel*
Jumlah	: 1 buah
Luas perpindahan	: 1.325,9728 sqft
UD	: 112,4563 Btu/sqft F
Uc	: 124,6474 Btu/sqft F
Dirt Factor (Rd)	: 0,0009 jam ft^2 ^oF/Btu
Shell Side	:
- *Inside* diameter	: 23,25 in
- *Pass*	: 1 pass
- *Pressure drop*	: 0,0508 psi
Tube Side :	
- *Inside* diameter	: 0,62 in
- *Outide* diameter	: 0,75 in
- BWG	: 16
- Panjang	: 18 ft
- Jumlah pipa	: 375 pipa
- *Pass*	: 2 pass
- *Pitch*	: 1 *in triangular pitch*
- *Pressure drop*	: 1,1855 psi

3.3.9 Cooler (CL-02)

Fungsi : Menurunkan suhu produk bawah menara distilasi (MD-01) yang masuk pada suhu 139,89 ^{o}C menjadi 83,345 ^{o}C dengan pendingin air sebanyak 11.432,0317 kg/jam, dengan media pendingin air dari utilitas.

Tipe	: *Shell and tube heat exchanger*
Bahan konstruksi	: *Carbon steel*
Jumlah	: 1 buah
Luas perpindahan	: 389,5487 sqft
UD	: 133,0306 Btu/sqft F
Uc	: 161,4299 Btu/sqft F
Dirt Factor (Rd)	: 0,0013 jam ft^2 ^{o}F/Btu
Shell Side :	
- *Inside* diameter	: 15,25 in
- *Pass*	: 1 pass
- *Pressure drop*	: 1,0993 psi
Tube Side :	
- *Inside* diameter	: 0,62 in
- *Outside* diameter	: 0,75 in
- BWG	: 16
- Panjang	: 16 ft
- Jumlah pipa	: 124 pipa
- *Pass*	: 2 pass

- *Pitch* : 1 *in triangular pitch*
- *Pressure drop* : 1,1708 psi

3.3.10 Cooler (HE-03)

Fungsi : Menurunkan suhu produk bawah menara distilasi (MD-02) yang masuk pada suhu 102,56 °C menjadi 40 °C dengan pendingin air sebanyak 6.562,6024 kg/jam, dengan media pendingin air dari utilitas.

Tipe : *Sheel and tube heat exchanger*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 buah

Luas perpindahan : 234,8382 sqft

UD : 129,6017 Btu/sqft F

Uc : 165,2649 Btu/sqft F

Dirt Factor (Rd) : 0,0017 jam ft^2 °F/Btu

Shell Side :

- *Inside* diameter : 15,25 in
- *Pass* : 1 pass
- *Pressure drop* : 0,3423 psi

Tube Side :

- *Inside* diameter : 0,62 in
- *Outside* diameter: 0,75 in
- BWG : 16

- Panjang : 8 ft
- Jumlah pipa : 150 pipa
- *Pass* : 2 pass
- *Pitch* : 15/16 *in triangular pitch*
- *Pressure drop* : 0,2313 psi

3.3.11 Cooler (CL-04)

Fungsi : Menurunkan suhu produk atas menara distilasi (MD-01) yang masuk pada suhu 65,14 °C menjadi 20 °C dengan pendingin air sebanyak 4.869,4293 kg/jam, dengan media pendingin air dari utilitas.

Tipe : *Sheel and tube heat exchanger*
Bahan konstruksi : *Carbon steel*
Jumlah : 1 buah
Luas perpindahan : 217,448 sqft
UD : 127,6257 Btu/sqft F
Uc : 142,5335 Btu/sqft F
Dirt Factor (Rd) : 0,0017 jam ft^2 °F/Btu

Shell Side :

- *Inside* diameter : 15,25 in
- *Pass* : 1 pass
- *Pressure drop* : 0,1884 psi

Tube Side :

- *Inside* diameter : 0,62 in

- *Outside* diameter: 0,75 in
- BWG : 16
- Panjang : 8 ft
- Jumlah pipa : 143 pipa
- *Pass* : 2 pass
- *Pitch* : 15/16 *in triangular pitch*
- *Pressure drop* : 0,1887 psi

3.3.12 Condenser (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan umpan sebelum masuk menara distilasi (MD-01) pada suhu 65,02 °C dan tekanan 5,9 atm sebanyak 20.901,7287 kg/jam, dengan media pendingin air dari utilitas.

Tipe : *Shell and tube heat exchanger*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Luas perpindahan : 2971,3257 sqft

UD : 150,0065 Btu/sqft F

Uc : 282,0895 Btu/sqft F

Rd : 0,0031 jam ft^2 F/Btu

Shell Side :

- Jenis fluida : Umpan menara distilasi (MD-01)
- *Inside* diameter : 33 in
- *Pass* : 1 pass
- Pressure drop : 0,8793 psi

Tube Side :

- Jenis fluida : Air pendingin
- *Inside* diameter : 0,62 in
- *Outside* diameter : 0,75 in
- *BWG* : 16
- Panjang : 16 ft
- Susunan *tube* : 15/16 *in triangular pitch*
- Jumlah *tube* : 946
- *Pass* : 2
- *Pitch* : 15/16
- Pressure drop : 2,4378 psi

3.3.13 *Condenser* (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan uap produk atas menara distilasi (MD-01) pada suhu 49,06 °C sebanyak 13.967,8031 kg/jam, dengan pendingin air dari utilitas.

Tipe : *Shell and tube heat exchanger*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Luas perpindahan : 1.568,5273 sqft

UD : 150,1214 Btu/sqft F

Uc : 182,6087 Btu/sqft F

Rd : 0,0012 jam ft^2 F/Btu

Shell Side :

- Jenis fluida : Hasil atas menara distilasi (MD-01).
- *Inside* diameter : 27 in
- *Pass* : 1 pass
- Presuure drop : 0,0817 psi.

Tube Side :

- Jenis fluida : Air pendingin
- *Inside* diameter : 0,62 in
- *Outside* diameter : 0,75 in
- BWG : 16
- Panjang : 16 ft
- Susunan *tube* : 1 *in triangular pitch*
- Jumlah *tube* : 499 pipa
- *Pass* : 2 pass
- *Pitch* : 1 in
- *Pressure drop* : 0,4148 psi

3.3.14 *Condenser* (CD-03)

Fungsi : Mengembunkan uap produk atas menara distilasi (MD-02) pada suhu 65,14 °C sebanyak 10.712,7445 kg/jam, dengan media pendingin air dari utilitas.

Tipe : *Shell and tube heat exchanger*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Luas perpindahan : 792,6762 sqft

UD	: 130,1630 Btu/sqft F
Uc	: 159,2210 Btu/sqft F
Rd	: 0,0014 jam ft^2 F/Btu

Shell Side :

- Jenis fluida	: Hasil atas menara distilasi (MD-02)
- *Inside* diameter	: 23,25 in
- *Pass*	: 1 pass
- Pressure drop	: 0,0509 psi

Tube Side :

- Jenis fluida	: Air pendingin
- *Inside* diameter	: 0,870 in
- *Outside* diameter	: 1 in
- BWG	: 16
- Panjang	: 14 ft
- Susunan *tube*	: 11/4 *in triangular pitch*
- Jumlah *tube*	: 216 pipa
- *Pass*	: 2 pass
- *Pitch*	: 1,25 in
- *Pressure drop*	: 0,2212 psi

3.3.15 Reboiler (RB-01)

Fungsi : Menguapkan kembali sebagian produk bawah menara distilasi (MD-01) pada suhu 139,89 °C sebanyak 11.432,0317 kg/jam, dengan pemanas steam jenuh dari utilitas.

Tipe	: *Shell and tube heat exchanger*
Bahan konstruksi	: *Carbon steel*
Luas perpindahan	: 902,0158 sqft
UD	: 150,1009 Btu/sqft F
- Uc	: 250 Btu/sqft F
- Rd	: 0,0027 jam ft^2 F/Btu.
Shell Side :	
- Jenis fluida	: Hasil bawah menara distilasi (MD-01)
- *Inside* diameter	: 21,25 in
- Pass	: 1 pass
Tube Side :	
- Jenis fluida	: Steam
- *Outside* diameter	: 0,75 in
- *Inside* diameter	: 0,62 in
- BWG	: 16
- Panjang	: 14 ft
- Susunan *tube*	: 15/16 *in triangular pitch*
- Jumlah *tube*	: 379 pipa
- *Pass*	: 2 pass

- *Pitch* : 15/16 in
- *Pressure drop* : 0,0105 psi

3.3.16 Reboiler (RB-02)

Fungsi : Menguapkan kembali produk bawah menara distilasi (MD-02) pada suhu 102,56 ^{o}C sebanyak 6562,6024 kg/jam, dengan pemanas steam jenuh.

Tipe : *Shell and tube heat exchanger*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Luas perpindahan : 798,4633 sqft

UD : 150,2795 Btu/sqft F

Uc : 250 Btu/sqft F

Rd : 0,0026 jam ft^2 F/Btu

Shell Side :

- Jenis fuida : Hasil bawah menara distilasi (MD-02)
- *Inside* diameter : 21,25 in
- Pass : 1 pass

Tube Side :

- Jenis fuida : Steam
- *Outside* diameter : 0,75 in
- *Inside* diameter : 0,62 in
- BWG : 16
- Panjang : 14 ft
- Susunan *tube* : 1 *in triangular pitch*

- Jumlah *tube* : 290 pipa
- *Pass* : 2 pass
- *Pitch* : 1 in
- Pressure drop : 0,0087 psi

3.3.17 *Accumulator* (ACC-01)

Fungsi : Menampung kondensat dari menara distilasi (MD-01) pada sebanyak 13.967,8031 kg/jam.

Tipe	: Tangki *silinder horizontal*
Konstruksi	: Material *baja SA-283, Grade C*
Diameter	: 2,6738 ft
Panjang	: 8,0213 ft
Volume	: 41,6806 cuft
Suhu	: 49 °C
Tekanan	: 5,8 atm
Waktu tinggal	: 5 menit
Tebal	: 3/8 in

3.3.18 *Accumulator* (ACC-02)

Fungsi : Menampung kondensat dari menara distilasi (MD-02) pada sebanyak 10.712,7445 kg/jam

Tipe	: Tangki *silinder horizontal*
Konstruksi	: Material *baja SA-283, grade C*

Diameter	: 2,0274 ft
Panjang	: 6,0824 ft
Volume	: 18,1734 cuft
Suhu	: 65,14 °C
Tekanan	: 1 atm
Waktu tinggal	: 5 menit
Tebal	: 3/8 in

3.3.19 Pompa (P-01) A dan B

Fungsi : Mengalirkan bahan baku *Methanol* dari kapal menuju tangki (T01) dengan tekanan 1 atm sebanyak 8.016,1497 kg/jam.

Jenis	: *Centrifugal pump*
Tipe	: *Radial flow imperal single stage*
Kapasitas	: 45 gal/min
Jumlah	: 1 buah
Static head	: 23 ft
Velocity head	: 0,2884 ft
Pressure head	: 0 ft
Putaran spesifik	: 1500 rpm
Tenaga pompa	: 1,236336 Hp
Tenaga motor	: 0,6988 Hp
Bahan konstruksi	: Iron

3.3.20 Pompa (P-02)

Fungsi : Mengalirkan umpan *Methanol* dari tangki bahan baku menuju pompa vaporizer pada tekanan 2 atm sebanyak 16.032,3 kg/jam.

Jenis	: *Centrifugal pump*
Tipe	: R*adial flow imperal single stage*
Kapasitas	: 89 gal/min
Jumlah	: 1 buah
Static head	: 0 ft
Velocity head	: 0,2324 ft
Pressure head	: 42,8669 ft
Putaran spesifik	: 1500 rpm
Tenaga pompa	: 2,4734 Hp
Tenaga motor	: 2,9981 Hp
Bahan konstruksi	: Iron

3.3.21 Pompa (P-03)

Fungsi : Mengalirkan produk atas menara distilasi (MD-01) menuju tangki penampungan produk (T-02) pada tekanan 5,8 atm sebanyak 19.469,697 kg/jam.

Jenis	: *Centrifugal pump*
Tipe	: *Radial flow imperal single stage*
Kapasitas	: 63 gal/min

Jumlah	: 1 buah
Static head	: 31 ft
Velocity head	: 0,2765 ft
Pressure head	: 0 ft
Putaran spesifik	: 3000 rpm
Tenaga pompa	: 2,3516 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp
Bahan konstruksi	: Iron

3.3.22 Pompa (P-04)

Fungsi : Mengalirkan *Methanol* dari hasil atas (MD-02) untuk direcycle sebagai umpan sebanyak 4869,4293 kg/jam, tekanan 1 atm.

Jenis	: *Centrifugal pump*
Tipe	: *Radial flow imperal single stage*
Kapasitas	: 20 gal/min
Jumlah	: 1 buah
Static head	: 0 ft
Velocity head	: 0,0568 ft
Pressure head	: 42,8669 ft
Putaran spesifik	: 3000 rpm
Tenaga pompa	: 0,9800 Hp

Tenaga motor : 1,5 Hp

Bahan konstruksi : Iron

3.3.23. Pompa (P-05)

Fungsi : Mengalirkan campuran umpan *Methanol* dari tangki bahan baku dan arus recycle ke vaporizer untuk diumpankan ke reaktor dengan tekanan 11 atm sebanyak 20.901,7287 kg/jam.

Jenis : *Centrifugal pump*

Tipe : *Radial flow imperal double stage*

Kapasitas : 116 gal/min

Jumlah : 1 buah

Static head : 2,2808 ft

Velocity head : 0,2197 ft

Pressure head : 390,2558 ft

Putaran spesifik : 3000 rpm

Tenaga pompa : 11,1866 Hp

Tenaga motor : 1,5 Hp

Bahan konstruksi : Iron

3.3.25 Pompa (P-06)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah menara distilasi (MD-02) ke UPL dengan tekanan 1,1 atm sebanyak 6.562,602 kg/jam.

Jenis	: *Centrifugal pump*
Tipe	: *Radial flow imperal single stage*
Kapasitas	: 29 gal/min
Jumlah	: 1 buah
Static head	: 0 ft
Velocity head	: 0,1198 ft
Pressure head	: 0 ft
Putaran spesifik	: 1500 rpm
Tenaga pompa	: 0,7296 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
Bahan konstruksi	: Iron

3.3.26 Pompa (P-07)

Fungsi : Mengalirkan produk *Dimethyl Ether* dalam tangki penyimpanan (T-02) ke konsumen tekanan 1 atm sebanyak 9.469,697 kg/jam.

Jenis	: *Centrifugal pump*
Tipe	: *Radial flow imperal single stage*
Kapasitas	: 63 gal/min

Jumlah	: 1 buah
Static head	: 0 ft
Velocity head	: 0,2765 ft
Pressure head	: 0 ft
Putaran spesifik	: 500 rpm
Tenaga pompa	: 0,1200 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
Bahan konstruksi	: Iron

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan salah satu hal yang sangat penting dalam perancangan suatu pabrik karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Rencana pabrik akan didirikan di Pulau Bunyu, Kalimantan Timur dengan pertimbangan sebagai berikut :

a. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari suatu pabrik. Tujuan ini meliputi proses produksi dan distribusi. Adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik sebagai berikut :

1. Penyediaan Bahan Baku

   Penyediaan bahan baku langsung dapat diperoleh dari Pertamina Kaltim dan *Medco Methanol Oil and Gas*. Hal ini menjadi salah satu pertimbangan yang mendasar dalam pemilihan lokasi pendirian pabrik.

2. Pemasaran

   Produk dimethyl ether merupakan bahan baku pembuatan produk-produk kimia yang lain, seperti dimethyl sulfat , methyl chloride, *refrigerant, solven, aerosol, propellat,* dan stabilizer polimerisasi. Sehingga distribusi produk ini diharapkan mampu memenuhi kebutuhan konsumsi di dalam negeri dengan lancar dan efisien. Lokasi pendirian pabrik yang sesuai adalah berdekatan dengan pelabuhan.

3. Utilitas

   Pengelolaan pabrik memerlukan kebutuhan utilitas yang sangat memadai dan bersifat jangka panjang. Dan kebutuhan utilitas tidak hanya dari ketersediaan bahan bakar tetapi juga meliputi ketersediaan sumber air dan sumber listrik.

4. Tenaga Kerja

   Kualitas sumber daya manusia sebagai pelaku-pelaku produksi merupakan hal yang sangat penting. Dengan memiliki tenaga kerja yang potensial tentu saja menjadi modal utama dan akan berpengaruh besar terhadap perkembangan dan peningkatan produksi pabrik itu sendiri.

5. Transportasi

   Lalu lintas dari jalur transportasi harus menjadi satu perhatian demi efisiensi dan aktivitas produksi maupun distribusi dapat berjalan dengan baik. Tentu saja dengan pemilihan lokasi pabrik berdekatan dengan perlabuhan akan memudahkan akses lintas baik untuk penerimaan bahan baku ataupun distribusi produk.

   Hal-hal yang perlu diperhatikan :

   a. Jalur transportasi yang lancar baik darat, laut, maupun udara.
   b. Jenis transportasi yang paling efisien baik transportasi darat, laut, maupun udara.
   c. Akses distribusi yang paling optimal ditinjau dari dari jarak terjauh dan seimbang dari industri-industri pemakai produk.

b. 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. Adapun faktor-faktor sekunder yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik sebagai berikut :

1. Perluasan Areal Pabrik

   Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan 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.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak merupakan suatu hal yang sangat penting untuk di perhitungkan, 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. *lay out* pabrik ditunjukkan pada Gambar 4.1

Untuk mencapai kondisi yang optimal, maka hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

1. Pabrik yang akan didirikan ini merupakan pabrik baru, sehingga dalam menentukan *lay out* tidak dibatasi oleh bangunan yang ada.
2. Berdasarkan data penggunaan dimethyl ether yang cenderung stabil dari tahun ke tahun sehingga pengembangan pabrik dimasa datang sangat diperlukan, untuk itu areal perluasan pabrik sangat diperlukan.
3. Faktor keamanan terutama untuk bahaya kebakaran, maka dalam perancangan *lay out* selalu diusahakan memisahkan sumber api dan sumber panas dari sumber bahan yang mudah meledak.

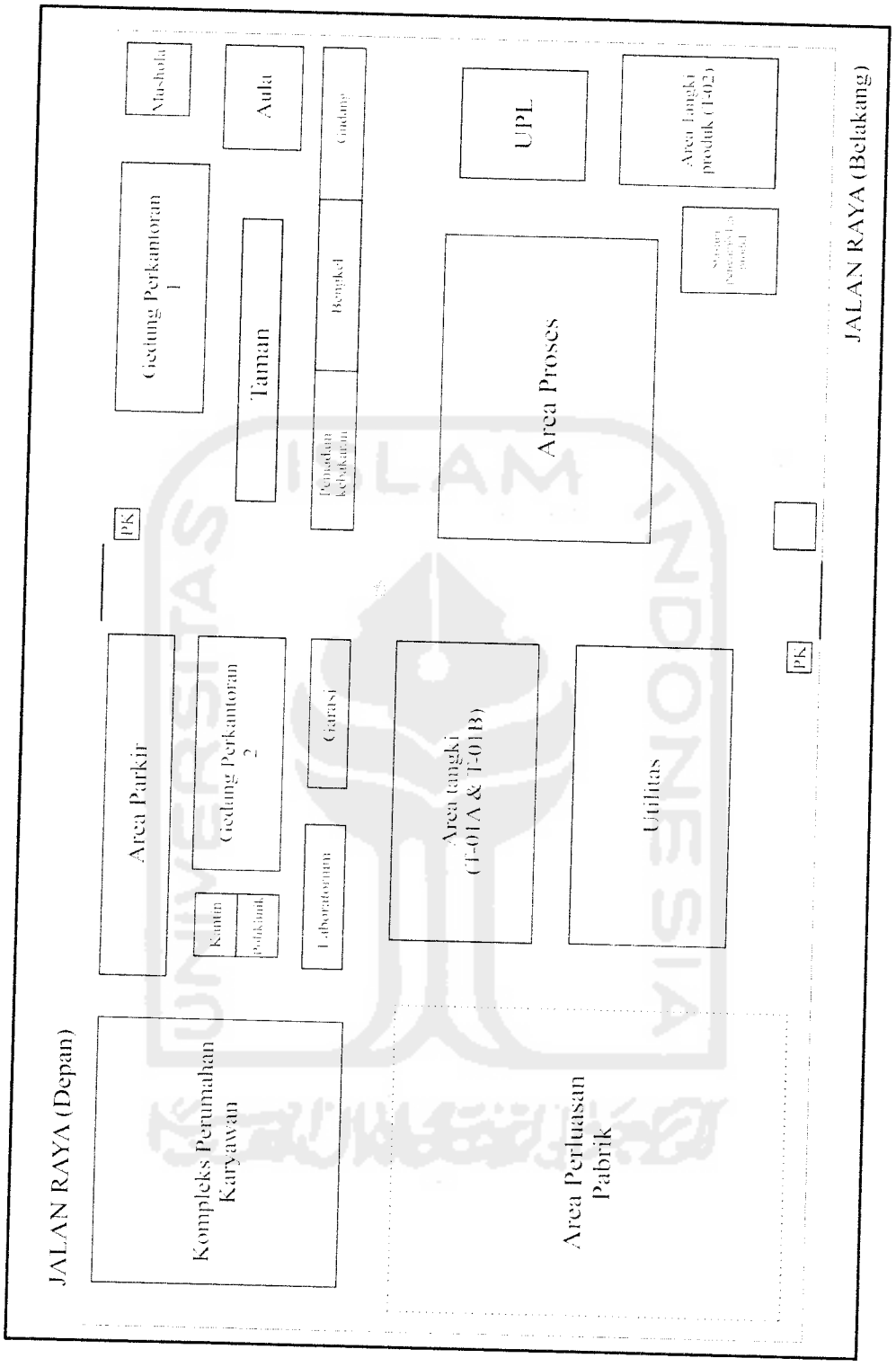
Pengelompokan unit-unit proses yang satu dengan yang lainnya akan memudahkan penanganan saat terjadi kebakaran.

Lay out dapat dibagi menjadi beberapa kompleks utama yaitu :

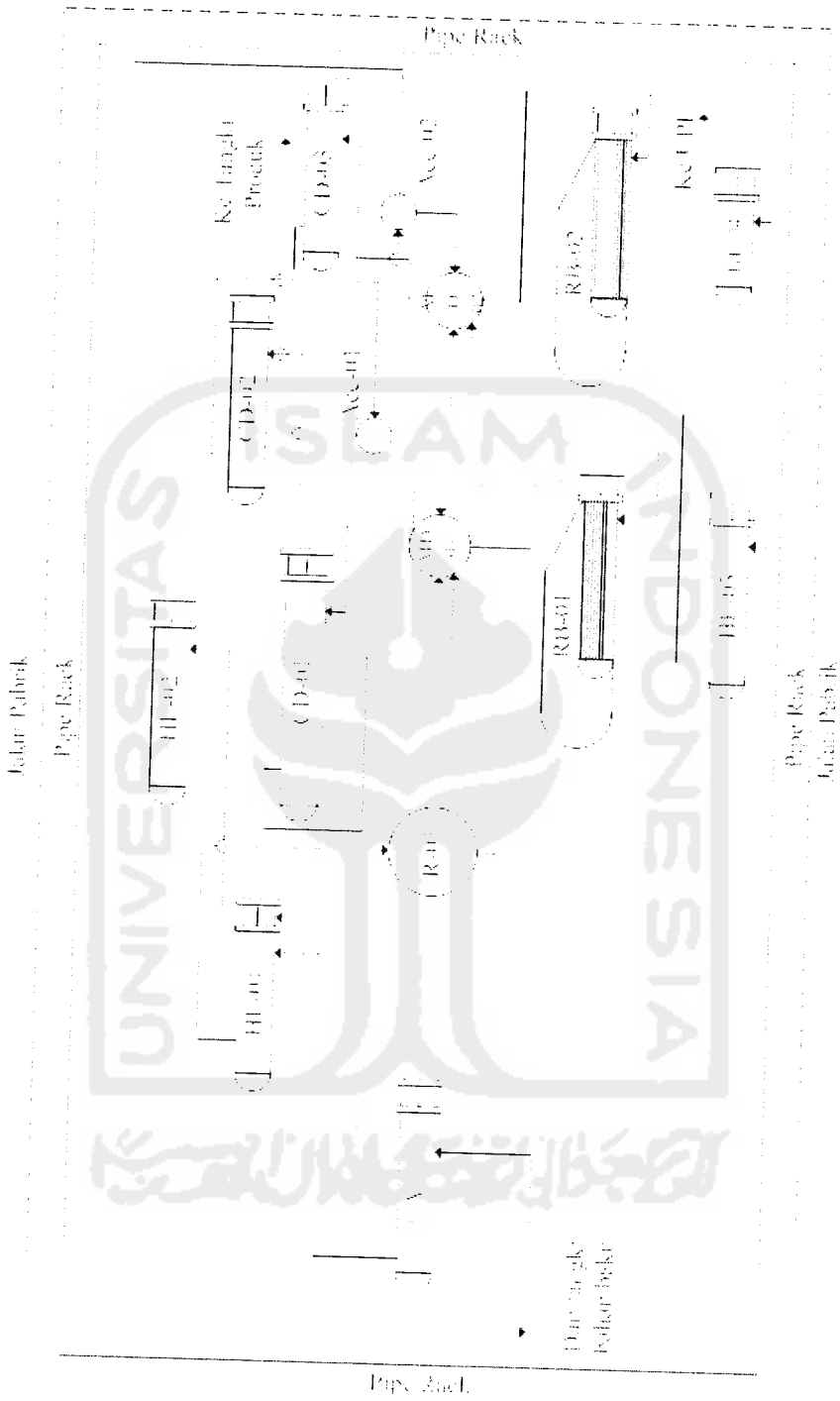
1. Kompleks administrasi atau perkantoran, laboratorium, dan ruang kontrol. Daerah administarsi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat

pengendalian proses, kualitas, dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.

2. Kompleks produksi atau proses, merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Lay out alat proses ditunjukkan pada Gambar 4.3.
3. Kompleks gudang umum, bengkel, dan garasi.
4. Kompleks utilitas, merupakan daerah dimana penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.



Gambar 4.2. Lay Out Pabrik



Gambar 4.3 Tata Letak Pabrik Dimethyl Ether

4.3 Alir Proses dan Material

Dalam proses pembuatan dimethyl ether dengan bahan baku methanol ini pada dasarnya meliputi : penyiapan bahan baku, dehidrasi methanol, pemisahan dan pemurnian produk.

a. Penyiapan Bahan Baku

Langkah ini dimaksudkan untuk mendapatkan umpan reaktor berupa uap Methanol yang berasal dari methanol cair. Mula-mula methanol cair dari tangki bahan baku dengan komposisi 94 % berat methanol dan 6 % berat air dari tangki penyimpanan (T-01A dan T-01B) pada suhu 20 °C dan tekanan 1 atm bersama-sama dengan methanol cair dari hasil atas pada menara distilasi (D-02) dialirkan menggunakan pompa (P-02) ke pompa (P-05) ke vaporizer (V). Di dalam vaporizer methanol tekanan cair akan berubah fase menjadi uap pada suhu 112,84 °C dan tekanan 11 atm. Uap methanol dimasukkan ke preheater (HE-01) untuk menaikkan suhu gas umpan reaktor.

b. Dehidrasi Methanol

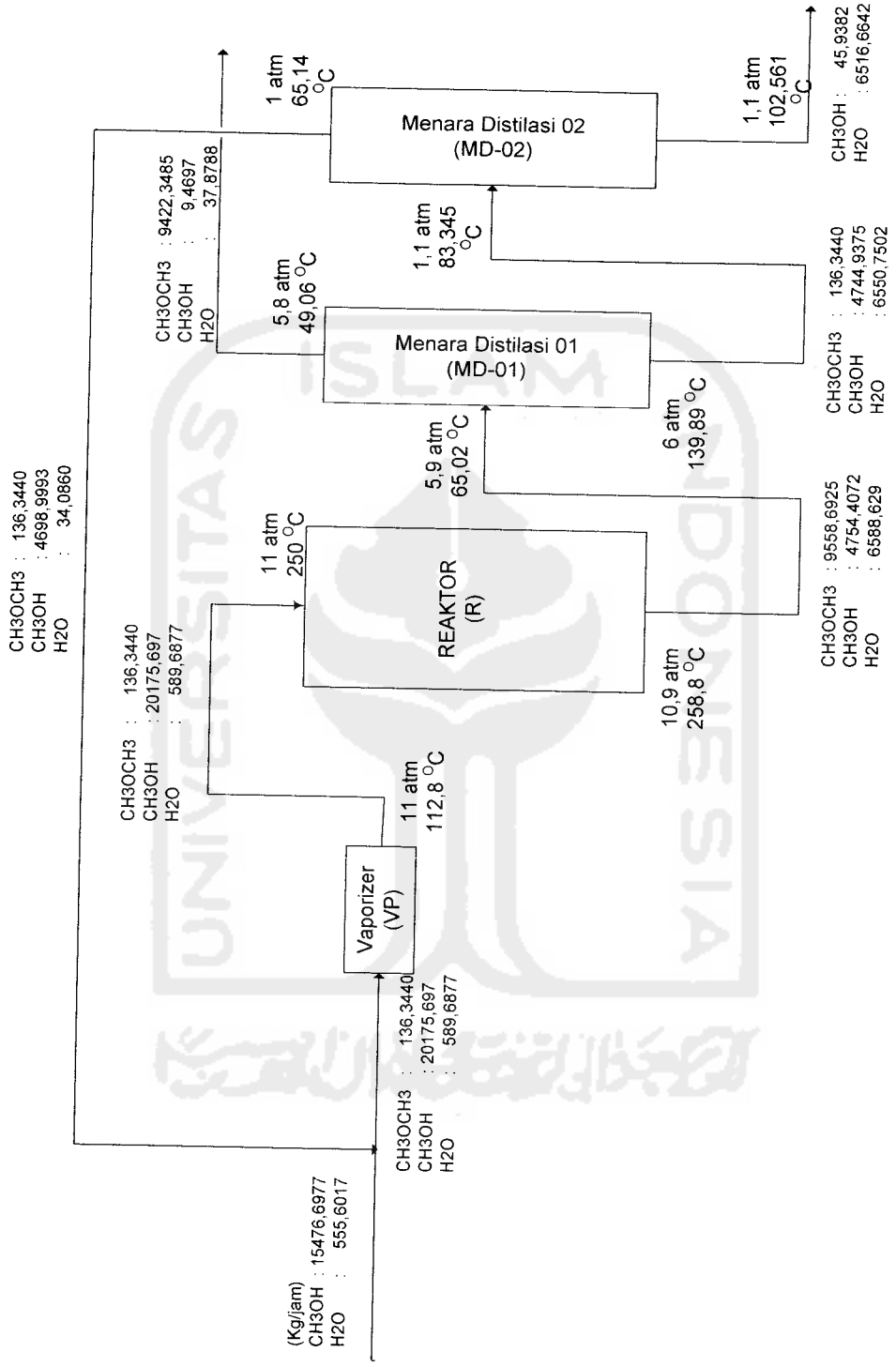
Proses dehidasi methanol ini berlangsung dalam reaktor *fixed bed multitube* (R) pada suhu 250 °C dan tekanan 11 atm. Uap methanol sebagai reaktan masuk pada pipa-pipa reaktor yang berisi katalisator silica alumina. Karena reaksi bersifat eksotermis, maka digunakan *Downtherm* A sebagai pendingin. Reaktor bekerja secara aksotermal. Produk reaktor keluar pada suhu sekitar 273,6 °C dengan tekanan 10,9 atm.

c. Pemisahan dan Pemurnian Produk

Campuran gas keluar reaktor terdiri dari produk dan sisa reaktan, kemudian dialirkan ke HE-01 untuk dimanfaatkan panasnya sebagai pemanas pada HE-01. Gas keluar dari HE-01 masuk ke ekspander untuk diturunkan tekanannya sehingga menjadi 5,9 atm. Sebelum masuk menara distilasi 01 (MD-01) gas keluar ekspander diturunkan suhunya di pendingin (CL-01) hingga suhu 65,02 °C, kemudian dikondensasikan dalam cair hingga cair jenuh pada condenser (CD-01). Cairan hasil kondensasi kemudian dimasukkan ke menara distilasi 01 (MD-01) untuk dipisahkan menjadi hasil atas dan hasil bawah. Hasil atas terdiri dari dimethyl ether dan sebagian kecil methanol dan air yang kemudian dialirkan ke condenser (CD-02) pada suhu 49,06 °C dan tekanan 5,8 atm. Kemudian dimasukkan ke dalam tangki akumulator 01 (ACC-01). Cairan keluar akumulator sebagian besar dimasukkan ke tangki produk (T-02) dan sebagian kecil dikembalikan ke menara sebagai refluk. Hasil bawah menara distilasi (MD-01) keluar dalam keadaan cair jenuh pada suhu 139,89 °C dan tekanan 6 atm, dialirkan ke reboiler (RB-01). Gas yang teruapkan oleh reboiler 01 dibalikkan lagi ke menara distilasi 01 (MD-01) lagi. Dan cairan yang tidak teruapkan menjadi hasil bawah dari (MD-01) yang selanjutnya dijadikan sebagai umpan menara distilasi (MD-02).

Sebelum diumpankan ke menara distilasi 02 (MD-02) umpan dimasukkan ke pendingin (CL-02) untuk diturunkan suhunya sampai suhu 83,345 °C dan diturunkan tekanannya dengan ekpander sampai tekanan 1,1 atm, selanjutnya masuk ke menara distilasi 02 (MD-02). Hasil atas menara distilasi 02 (MD-02)

terdiri dari methanol, sebagian kecil air dan terikut sebagian kecil dimethyl ether keluar pada suhu 65,14 °C dan tekanan 1 atm. Kemudian dikondensasikan pada condenser (CD-03) yang keluar berupa cairan jenuh pada suhu 65,14 °C dan tekanan 1 atm kemudian diturunkan suhunya untuk direcycle menuju vaporizer (VP) dengan kondisi suhu 20 °C dan tekanan 1 atm. Yang kemudian sebagian dikembalikan ke menara distilasi 02 (MD-02) sebagai refluk. Produk bawah keluar pada kondisi cair jenuh pada suhu 102,561 °C dengan tekanan 1,1atm. Sebagian dikembalikan ke menara setelah diuapkan dalam reboiler (RB-02) dan sebagian dialirkan menuju pendingin (HE-03) untuk diturunkan suhunya sampai 40 °C setelah itu dialirkan ke unit pengolahan limbah (UPL).



Gambar 4.3. Diagram Alir Kuantitatif

4.1. Unit Pendukung Proses (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pengadaant Steam
3. Unit Pembangkit Listrik
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah
6. Laboratorium

4.1.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Dimethyl Ether ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai. Penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Biaya lebih rendah dibanding biaya dari sumber air lainnya.
2. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
3. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Proses treatment pada air sungai sebelum dipakai untuk proses labih lanjut maka harus melalui tahap-tahap sebagai berikut :

a. *Screening* : yaitu penyaringan air dari sumber air (air sungai) untuk mencegah terikutnya kotoran berukuran besar (sampah) masuk ke dalam unit pengolahan air. Ukuran screen 10-40 mm.

b. *Pengendapan secara fisis* : air setelah melalui screen ditampung dalam suatu bak, dalam bak ini kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya beratnya sendiri. Waktu tinggal dalam bak ini 4 jam. Dengan adanya pengendapan secara fisis ini maka akan mengurangi kebutuhan akan bahan kimia yang diperlukan dalam pengolahan air.

c. *Pengolahan secara kimia* : kotoran-kotoran halus atau lumpur yang masih terbawa dari bak pengendapan fisis, diendapkan dalam bak ini dengan penambahan bahan-bahan kimia seperti tawas dan soda abu. Dalam bak ini dilengkapi dengan pengaduk jenis *marine propiller 3 blade* supaya diperoleh campuran yang serba sama (homogen) dan pengadukannya cepat. Dengan adanya penambahan bahan kimia tersebut, maka akan terbentuk flok. Di dalam penambahan koagulan diusahakan air pada range pH optimal; yaitu 6-8. pengaturan pH dilakukan dengan penambahan *asam sulfat* atau *caustic soda.* Flok-flok yang terbentuk akan mengendap berdasarkan gravitasinya. Waktu yang diperlukan untuk proses ini adalah 0,5 jam.

d. *Filtrasi* : fungsinya untuk menghilangkan partikel-partikel koloid dan *sludge* yang masih tersisa. Tipe filter yang digunakan *Rapid Sand Filter* atau filter pasir saringan cepat, dengan karakteristik sebagai berikut :

- Kecepatan filtrasi : 4 gal/min ft^2
- Effisiensi penghilangan bakteri : 90-99 %
- *sand filter* : 1,2612 m

Di bawah lapisan pasir dan kerikil terdapat sistem *underdrain*, yang mengalirkan air jenih *back wash* (pencucian filter) dilakukan setiap 24 jam. Pencucian biasanya dilakukan 10-15 menit dan air pencuci yang digunakan adalah 1-3 % dari air yang disaring adalah air yang sudah ditreatment melalui tahap-tahap di atas tadi kemudian ditreatment kembali sesuai dengan kebutuhan.

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

   Air yang telah digunakan untuk mendinginkan suatu alat proses, temperatur akan naik sesuai dengan kondisi operasi alat tersebut. Untuk itu diperlukan alat yang digunakan mendinginkan air tersebut untuk dapat digunakan kembali, yaitu dengan *Cooling Tower*.

Cooling Tower

Air pendingin setelah dipakai, diperalatan akan mengalami kenaikan suhu. Untuk menghemat pemakaian air pendingin maka sistem air pendingin dilakukan dalam suatu sistem sirkulasi dengan menurunkan suhunya di *cooling tower*. Air pendingin dikumpulkan dalam suatu bak penampung lalu dipompakan ke *cooling tower*.

Cooling tower merupakan suatu menara yang terdiri dari kerangka kayu. Air yang diturunkan suhunya dipercikan dengan udara yang ditiupkan oleh fan. Kontak udara dengan air akan mnguapkan sebagian air tesebut, dan berarti suhu air akan turun kembali dan siap digunakan untuk pendingin kembali. Pada pra perancangan ini dipilih jenis *Induceed draft cooling tower* karena effisiensinya tinggi, dengan laju air umumnya 1-5 galon/menit^2 ft^2 dan kecepatan linier udara 4-7 ft/dt dan *cooling tower*. Jenis ini paling banyak dipakai pabrik.

Fan terletak pada bagian atas dari *cooling tower*. Udara luar dihisap dengan fan, sehingga terjadi kekosongan dalam rancangan menara tersebut langsung bisa diisi udara pengganti dengan sendirinya. Karena udara masuk dengan kontinyu maka kontak dengan air dapat berlangsung dengan baik.

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 silica.

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.

3. Air Sanitasi

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

Syarat air sanitasi meliputi:

a. Syarat fisik :

- Suhu di bawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak mempunyai rasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia:

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun

Alat – Alat Proses Pengolahan Air

a. 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.

1. $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$, yang berfungsi sebagai flokulan.
2. Na_2CO_3, yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($Al_2(SO_4)_3.18H_2O$), 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.

b. Bak Saringan Pasir

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan atau 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*.

c. 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. Kation Exchanger

Kation 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 kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+.

Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+.

Reaksi :

$CaCO_3 \longrightarrow Ca^{2+} + CO_3^-$

$MgCl_2 + R - SO_3 \longrightarrow MgRSO_3 + Cl^- + H^+$

Na_2SO_4 (resin) $\longrightarrow Na^{2+} + SO_4^{2-}$

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

Reaksi :

$Mg + RSO_3 + H_2SO_4 \longrightarrow R_2SO_3H + MgSO_4$

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:

$CO_3^- \longrightarrow CO_3$

$Cl^- + RNOH \longrightarrow RN\,Cl^- + OH^-$

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

Reaksi:

$RN\,Cl^- + NaOH \longrightarrow RNOH + NaCl$

d. Deaerasi

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

Reaksi:

$$2N_2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O + 2N_2$$

Di dalam *deaerator* juga dimasukan *low steam kondensat* yang berfungsi sebagai media pemanas.

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

4.4.2 Unit Pengadaan Steam

Untuk menghasilkan uap air atau steam yang digunakan untuk proses pabrik adalah dengan bolier atau ketel uap. Di dalam pra perancangan ini dipakai pipa api karena mempunyai keuntungan sebagai berikut :

a. Air umpan tidak harus sangat bersih karena air diluar pipa.
b. Tidak memerlukan plat kabel untuk shell yang tebal, sehingga harganya lebih murah.
c. Tidak memerlukan tembok atau batu tahan api.
d. Tinggi permukaan air tidak memerlukan pengawaasan seteliti mungkin.
e. Pemasangan murah.

f. Memerlukan ruangan dengan ketinggian rendah.

g. Beropersi baik pada beton yang naik turun.

Kerugian Boiler Pipa Api :

a. Hanya untuk kapasitas yang relatif kecil.

b. Terbatas untuk menyajikan uap bertekanan rendah.

c. Effisiensi rendah.

d. Waktu yang diperlukan dari mula-mula sampai terbentuk uap relatif lebih lama.

Pada boiler pipa api, gas panas mengalir dalam pipa yang dikelilingi air. Mekanisme perpindahan panas utama yang terjadi adalah konveksi, sehingga terjadi perpindahan panas dari gas panas ke air, dimana air akan berubah menjadi uap air. Bahan bakar yang digunakan antara lain; batu bara, minyak, gas dan bahan-bahan yang mudah dan terbaik sepeti kayu.

Boiler pipa api dilengkapi dengan *Blow down valve* untuk mengeluarkan endapan-endapan yang tebentuk dari *internal treatment*.

Ada dua cara *blow down*, yaitu :

- *Intermiter Bow Down* : pengeluaran air dilakukan pada saat tertentu, misalnya 4 jam sekali.
- *Continous Blow Down* : pengeluaran air dilakukan secara terus menerus sehingga zat dalam boiler dapat dijaga.

4.4.3 Unit Pembangkit Listrik

Di dalam suatu pabrik, listrik merupakan sumber daya yang utama. Tenaga listrik digunakan untuk menggerakan alat-alat proses, penerangan, dan lain-lain.

Untuk penyediaan tenaga listrik digunakan penggerak listrik dari PLN dengan biaya yang lebih murah dan juga penyediaan listrik dari generator apabila listrik dari PLN padam dan keuntungannya dari generator adalah menyediakan listrik dengan tegangan yang tidak berubah-ubah.

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak balik (AC) sistem 3 phase dengan pertimbangan :

a. Tegangan yang dihasilkan dapat diatur tingginya.
b. Dapat menghasilkan tenaga yang cukup besar dan bekerja pada kecepatan tinggi.
c. Perawatannya lebih mudah.
d. Mempunyai rendemen yang tinggi antara 96-98 %.
e. Dapat digunakan kawat yang kecil untuk menghantarkan transmisi.
f. Mempunyai daya kerja yang lebih besar.
g. Motor-motornya lebih umum dijumpai di pasaran.

Alat-alat yang memerlukan penggerak listrik arus searah seperti transmisi instrumentasi bisa diperoleh dari arus bolak balik yang telah disearahkan dengan *rectifier*.

4.4.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah *Industrial Diesel Oil* (IDO) sebesar 12,6842 lt/jam, bahan bakar ini digunakan untuk menggerakkan generator

sedangkan untuk boiler digunakan bahan bakar jenis *Medium Furnace Oil* (MFO) sebesar 248,3283 lt/jam. Bahan bakar ini diperoleh dari Pertamina.

4.4.5 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik d*imethyl ether* menghasilkan limbah berupa air, *methanol* dalam skala kecil. Pengolahan air limbah adalah pengolahan limbah pabrik yang belum memenuhi persyaratan (BOD, COD, dan lain-lain) secara mikrobiologis sehingga air yang keluar dari pabrik memenuhi persyaratan Undang-Undang Lingkungan Hidup.

a. Bak Netralisasi (*Neutralizing Pond*)

Bak ini digunakan untuk menetralkan PH dari limbah HF yang terikut didalam proses pencucian bakal produk. Limbah mempunyai pH 4 dan suhu sekitar 35 °C. Penetralan limbah dilakukan dngan menambahkan natrium hidroksida (NaOH) sehingga terbentuk garam natrium fluoride sehingga aman untuk dibuang ke lingkungan.

$$HF + NaOH \longrightarrow NaF + H_2O$$

b. Kolam Pengendapan (*Settling Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk mengendapkan zat-zat padat yang dikandung cairan yang berasal dari. Kolam pengendapan dapat menampung cairan limbah selama 15 hari olahan. Apabila terjadi pendangkalan karena pengendapan zat-zat padat maka dilakukan pembersihan/pengurasan.

c. Kolam Aerobik (*Aerobic Pond*)

Kolam ini ditujukan untuk memberikan kesempatan cairan dari kolam pengendapan untuk menyerap lebih banyak oksigen dari udara. Kolam ini dapat menampung limbah untuk 15 hari olahan. Kolam ini merupakan kolam terakhir dalam proses penanganan air limbah pabrik *dimethyl ether*. Dari kola mini limbah yang telah diolah tersebut dapat dialirkan ke lahan aplikasi atau *overflow* kolam ini dapat dibuang ke sungai.

4.4.6 Laboratorium

Peranan laboratorium dalam suatu pabrik kimia sangat penting, karena di laboratorium dilakukan analisa-analisa baik untuk bahan baku maupun produk dimana hasil analisa tersebut diperlukan untuk pengawasan mutu dan penentuan tingkatan efisiensi.

Pemeriksaan rutin harus dilakukan untuk menjaga kulitas produk maupun untuk mengetahui apakah proses berjalan normal atau tidak, sehingga apabila terjadi penyimpangan dapat segera diatasi. Selain itu laboratorium juga berfungsi untuk kegiatan riset yang berguna untuk pengembangan pabrik sehingga dapat lebih maju dan lebih menguntungkan ditinjau dari segi teknis maupun non teknis. Adapun analisa yang dilakukan berupa :

a. Analisa Bahan Baku

Analisa ini dilakukan terhadap bahan baku untuk kebutuhan proses produksi (methanol). Analisa ini dilakukan pada saat bahan baku datang, sehingga pabrik dapat menolak bahan baku yang dibeli apabila hasil analisa tidak

memenuhi syarat. Analisa yang dilakukan meliputi densitas, kemurnian, dan lain sebagainya.

b. Analisa *Intermediate*

Analisa ini dilakukan setiap saat selama proses berlangsung, khususnya produk dari reaktor dan distilasi awal dalam proses. Analisa ini dilakukan terhadap produk sementara atau intermediate untuk mengetahui kualitas produk yang dihasilkan selama proses berlangsung, jadi apabila terdapat kesalahan dalam produk yang tidak sesuai dengan ketentuan maka proses dapat dilakukan koreksi dengan cepat.

c. Analisa Produk

Analisa ini dilakukan untuk hal-hal yang bersifat spesifik terhadap produk yang dihasilkan dan pemeriksaan ini dilakukan setiap satu jam sekali agar produk yang dihasilkan sesuai ketentuan yang ditetapkan baik kemurnian, density maupun kadar-kadar yang lain dan telah ditetapkan sebelumnya.

4.4.7 Alat - Alat Utilitas

1. Pompa (PU-01)

Tugas : Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap sebanyak 88.018,1413 kg/jam.

Jenis	: Pompa *sentrifugal single stage*
Rapat massa	: 998 kg/m^3
Viscositas cairan	: 0.8 cp
Suhu	: 30 ^oC
Tekanan	: 1 atm

Pemilihan Pipa :

IPS	= 6 in
Sch. No	= 40
OD	= 6,625 in
ID	= 6,065 in = 0,50524 ft
a't	= 0,20069 ft^2

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas pompa	= 388 gpm

Head Pompa :

- *Friction head*	= 133,722
- *Pressure head*	= 0,00 ft
- *Velocity head*	= 0,2881 ft
- *Static head*	= 11,4829 ft

Putaran Pompa :

- Kecepatan putar = 1500 rpm
- Kecepatan spesifik = 705,303

Horse Power :

- *Brake horse power* = 24,1477 Hp
- Efisiensi motor = 0,88
- Motor standar = 27 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

2. Bak Pengendap (BU-01)

Tugas : Menampung dan menyediakan air untuk diolah serta mengendapkan kotoran. Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal = 4 jam.

Spesifikasi :

Jenis = Bak pengendap persegi panjang.

Volume = 423,3337 m^3

Lebar = 9,2014 m

Panjang = 18,4029 m

Tinggi = 2,5 m

Bahan = Beton bertulang

3. Pompa (PU-02)

Tugas : Mengalirkan air dari Bak pengendap (BU-01) menuju *Flokulator* (FL) sebanyak 88.018,1413 kg/jam.

Jenis	: Pompa *sentrifugal single stage*
Rapat massa	: 998 kg/m^3
Viscositas cairan	: 0,8 cp
Suhu	: 30 ^oC
Tekanan	: 1 atm
Pemilihan Pipa	:
IPS	= 6 in
Sch. No	= 40
OD	= 6,625 in
a't	= 0,20069 ft^2
ID	= 6,065 in
Spesifikasi Pompa	:
Kapasitas pompa	= 388 gpm
Head Pompa	:
- *Friction head*	= 4,9854 ft
- *Pressure head*	= 0 ft
- *Velocity head*	= 0,2881 ft
- *Static head*	= 20,65 ft
Putaran Pompa	:
- Kecepatan putar	= 1500 rpm

- Kecepatan spesifik = 2571,8

Horse power :

- *Brake horse power* = 4,3026 Hp
- Efisiensi motor = 0,84
- Motor standar = 5,5 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

4. Flokulator (FL)

Tugas : Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan yang akan diumpankan ke dalam *Clarifier* (CL) dengan kecepatan total 88.018,1413 kg/jam.

Spesifikasi :

Jenis = Bak silinder tegak

Volume = 52,9167 m^3

Diameter = 3,2302 m

Tinggi = 6,4604 m

Pengaduk = *Marine propeler 3 blade*

Power = 1 Hp

5. Pompa (PU-03)

Tugas : Mengalirkan air dari *Flokulator* (FL) menuju *Clarifier* (CL) sebanyak 88.018,1413 kg/jam.

Spesifikasi :

Jenis = Pompa sentrifugal single stage

Rapat massa = 998 kg/m^3

Viscositas cairan = 0,8 cp

Suhu = 30 ^oC

Tekanan = 1 atm

Pemilihan Pipa :

IPS = 6 in

Sch. No = 40

OD = 6,625 in

a't = 0,20069 ft^2

ID = 6,065 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas pompa = 388 gpm

Head Pompa :

- *Friction head* = 4,0324 ft
- *Pressure head* = 0 ft
- *Velocity head* = 0,2881 ft
- *Static head* = 21,9659 ft

Putaran Pompa :

- Kecepatan putar = 1500 rpm
- Kecepatan spesifik = 2545,12

Horse Power :

- *Brake horse power* = 4,3628 Hp

- Effisiensi motor = 0,84
- Motor standar = 5,2 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

6. Clarifier (CL)

Tugas : Menampung sementara air yang mengalami fluktuasi dan memisahkan flok dari air yang berasal dari *Flokulator* (FL) menuju Bak Saringan Pasir (BSP) sebanyak 88.018,1413 kg/jam.

Spesifikasi :

Jenis = Bak silinder tegak

Volume = 105,8334 m^3

Diameter = 5,1276 m

Tinggi = 6,8368 m

7. Pompa (PU-04)

Tugas : Mengalirkan air dari *Clarifier* (CL) menuju ke bak saringan pasir (BSP) sebanyak 88.018,1413 kg/jam.

Jenis : Pompa *sentrifugal single stage*

Rapat massa : 998 kg/m^3

Viscositas cairan : 0,8 cp

Suhu : 30 ^oC

Tekanan : 1 atm

Pemilihan Pipa	:	
IPS		= 6 in
Sch. No		= 40
OD		= 6,625 in
a't		= 0,20069 ft^2
ID		= 6,065 in
Spesifikasi Pompa	:	
Kapasitas pompa		= 388 gpm
Head Pompa	:	
- *Friction head*		= 3,9907 ft
- *Pressure head*		= 0.00 ft
- *Velocity head*		= 0.2881 ft
- *Static head*		= 3,92 ft
Putaran pompa	:	
- Kecepatan putar		= 500 rpm
- Kecepatan spesifik		= 2032,7
Horse Power	:	
- Brake horse power		= 1.3608 Hp
- Effisiensi motor		= 0,81
- Motor standar		= 1,7 Hp
- Jumlah pompa		= 1 pompa

8. Bak Saringan Pasir (BSP-01)

Tugas : Menyaring kotoran-kotoran yang telah menggumpal yang ada dalam air dan koloid-koloid yang lolos dari *Clarifier*.

Spesifikasi :

Jenis	= Bak persegi panjang
Volume	= 13,6228 m^3
Lebar	= 3,0002 m
Panjang	= 3,0002 m
Tinggi	= 1,5135 m
Tinggi pasir	= 1,2612 m
Bahan	= Beton bertulang

9. Bak Penampung Air Bersih (BU-02)

Tugas : Menampung air bersih yang berasal dari Bak saringan pasir (BSP) dengan waktu tinggal = 4 jam.

Spesifikasi :

Jenis	= Bak persegi panjang
Volume	= 423,3337 m^3
Lebar	= 9,2014 m
Panjang	= 18,4029 m
Tinggi	= 2,5 m
Bahan	= Beton bertulang

10. Pompa (PU-05)

Tugas : Mengalirkan air pencuci Bak Saringan Pasir (BSP) dari Bak penampung air bersih (BU-02) sebanyak 88.018,1413 kg/jam.

Jenis : Pompa sentrifugal double suction

Rapat massa : 998 kg/m^3

Viscositas cairan : 0,8 cp

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Pemilihan Pipa :

IPS = 6 in

Sch. No = 40

OD = 6,625 in

a't = 0,20069 ft^2

ID = 6,065 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas pompa = 288 gpm

Head Pompa :

- *Friction head* = 4,8163 ft
- *Pressure head* = 0 ft
- *Velocity head* = 0,2881 ft
- *Static head* = 1 ft

Putaran Pompa :

- Kecepatan putar = 500 rpm

- Kecepatan spesifik = 1793,24

Horse power :

- *Brake horse power* = 1,0132 Hp
- Efisiensi motor = 0,8
- Motor standart = 1,3 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

11. Pompa (PU-06)

Tugas : Mengalirkan air dari Bak penampung air bersih (BU-02) untuk didistribusikan ke Bak penampung air untuk kantor dan rumah tangga, Bak penampung air pendingin dan ke Tangki pembangkit steam sebanyak 88.018,1413 kg/jam.

Jenis : Pompa *sentrifugal single stage*

Rapat massa : 998 kg/m^3

Viscositas cairan : 0,8 cp

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Pemilihan Pipa :

IPS = 6 in

Sch. No = 40

OD = 6,625 in

a't = 0,20069 ft^2

ID = 6,065 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas pompa = 388 gpm

Head Pompa :

- *Friction head* = 14,1431 ft
- *Pressure head* = 0 ft
- *Velocity head* = 0,2881 ft
- *Static head* = 5,2336 ft

Putaran Pompa :

- Kecepatan putar = 500 rpm
- Kecepatan spesifik = 1054,68

Horse Power :

- *Brake horse power* = 3,2638 Hp
- Efisiensi motor = 0,83
- Motor standar = 4 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

12. Bak Penampung Air Kantor dan Rumah Tangga (BU-03)

Tugas : Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga sebanyak 2.350,5417 kg/jam dengan waktu tinggal = 12 jam.

Spesifikasi :

Jenis = Bak persegi panjang.

Volume = 33,9156 m^3

Lebar = 3,3623 m

Panjang = 6,7246 m

Tinggi = 1,5 m

Bahan = Beton bertulang

13. Pompa (PU-07A)

Tugas : Mengalirkan air dari Bak penampung air bersih (BU-02) untuk didistribusikan ke kantor dan rumah tangga sebanyak 2.350,5417 kg/jam.

Jenis : Pompa *sentrifugal single stage*

Rapat massa : 998 kg/m^3

Viscositas cairan : 0,8 cp

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Pemilihan Pipa :

IPS = 1,25 in

Sch. No = 40

OD = 1,66 in

ID = 1,38 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas pompa = 10 gpm

Head Pompa :

- *Friction head* = 228,058 ft

- *Pressure head* = 0 ft

- *Velocity head* = 0,0710 ft
- *Static head* = 1 ft

Putaran Pompa :

- Kecepatan putar = 3000 rpm
- Kecepatan spesifik = 161,087

Horse Power :

- *Brake horse power* = 5,2570 Hp
- Efisiensi motor = 0,845
- Motor standar = 6,2213 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

14. Bak Penampung Air Pendingin (BU-04)

Tugas : Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin sebanyak 76.04,1565 kg/jam dengan waktu tinggal = 2 jam.

Spesifikasi :

Jenis = Bak persegi panjang.

Volume = 182,8837 m^3

Lebar = 6,7617 m

Panjang = 13,5234 m

Tinggi = 2 m

Bahan = Beton bertulang

15. Pompa (PU-07B)

Tugas : Mengalirkan air dari Bak air pendingin (BU-04) untuk proses pabrik sebanyak 76.049,1565 kg/jam.

Jenis	: Pompa sentrifugal single stage
Rapat massa	: 998 kg/m^3
Viscositas cairan	: 0,8 cp
Suhu	: 30 ^oC
Tekanan	: 1 atm

Pemilihan Pipa :

IPS	= 6 in
Sch. No	= 40
OD	= 6,625 in
a't	= 0,20069 ft^2
ID	= 6,065 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas pompa	= 336 gpm

Head Pompa :

- *Friction head*	= 17,9116 ft
- *Pressure head*	= 0.00 ft
- *Velocity head*	= 0.2160 ft
- *Static head*	= 1 ft

Putaran pompa :

- Kecepatan putar	= 1500 rpm

- Kecepatan spesifik = 3006,18

Horse Power :

- *Brake horse power* = 2,7966 Hp
- Efisiensi motor = 0,83
- Motor standar = 3,4 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

16. Pompa (PU-08)

Tugas : Mengalirkan air dari *Cooling tower* (CT) untuk dimanfaatkan kembali sebagai pendingin sebanyak 70.414,5130 kg/jam.

Jenis : Pompa *sentrifugal single stage*

Rapat massa : 998 kg/m^3

Viscositas cairan : 0,8 cp

Suhu : 30 ^oC

Tekanan : 1 atm

Pemilihan Pipa :

IPS = 6 in

Sch. No = 40

OD = 6,625 in

a't = 0,20069 ft^2

ID = 6,065 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas pompa = 310 gpm

Head Pompa :

- *Friction head* = 42,4305 ft
- *Pressure head* = 0 ft
- *Velocity head* = 0.1839 ft
- *Static head* = 1 ft

Putaran Pompa :

- Kecepatan putar = 1500 rpm
- Kecepatan spesifik = 1556,1450

Horse Power :

- *Brake horse power* = 5,8832 Hp
- Efisiensi motor = 0,85
- Motor standar = 7 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

17. Pompa (PU-09)

Tugas : Mengalirkan air pendingin bebas dari Bak penampung air pendingin (BU-04) menuju *Cooling tower* (CT) untuk didinginkan sebanyak 70.414,5130 kg/jam.

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Rapat massa : 998 kg/m^3

Viscositas cairan : 0,8 cp

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Pemilihan Pipa :

IPS = 6 in

Sch. No = 40

OD = 6,625 in

a't = 0,20069 ft^2

ID = 6,065 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas pompa = 336 gpm

Head Pompa :

- *Friction head* = 16,8301 ft
- *Pressure head* = 0.00 ft
- *Velocity head* = 0,2160 ft
- *Static head* = 15,4 ft

Putaran Pompa :

- Kecepatan putar = 1500 rpm
- Kecepatan spesifik = 2022,4988

Horse Power :

- *Brake horse power* = 5,0026 Hp
- Efisiensi motor = 0,8
- Motor standar = 6 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

18. Cooling Tower (CT)

Tugas : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan sebanyak 70.414,5130 kg/jam dari suhu 122 °F menjadi 86 °F.

Spesifikasi :

Jenis	= *Cooling tower induced draft*
Ground area	= 7,7926 m^2
Lebar	= 2,7915 m
Panjang	= 2,7915 m
Tinggi	= 4,6559 m

19. Kation Exchanger (KN)

Tugas : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.

Resin	: Jenis *synthetic gel zeolit*
Waktu regenerasi	: 21 jam

Spesifikasi :

Jenis	= Tangki silinder tegak.
Volume	= 0,2525 m^3
Diameter	= 0,4109 m
Tinggi	= 1,905 m
Tebal tangki	= 0,0034 m
Jumlah	= 2 buah

20. Pompa (PU-10)

Tugas : Mengalirkan air dari Tangki anion (AN) menuju Tangki kation (KN) sebanyak 1.616,7939 kg/jam.

Jenis	: Pompa *sentrifugal single stage*
Rapat massa	: 998 kg/m^3
Viscositas cairan	: 0,8 cp
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Pemilihan Pipa :	
IPS	= 1 in
Sch. No	= 40
OD	= 1,32 in
ID	= 1,049 in
Spesifikasi Pompa :	
Kapasitas pompa	= 7 gpm
Head Pompa :	
- *Friction head*	= 4,5436 ft
- *Pressure head*	= 0ft
- *Velocity head*	= 0,1049 ft
- *Static head*	= 5,2336 ft
Putaran Pompa :	
- Kecepatan putar	= 500 rpm
- Kecepatan spesifik	= 237,346

Horse Power :

- *Brake horse power* = 0,1746 Hp
- Efisiensi motor = 0,8
- Motor standar = 0,2 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

21. Anion Exchanger (AN)

Tugas : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion Cl, SO_4, dan NO_3.

Resin : Jenis *duolit A-2*

Waktu regenerasi : 6,3 jam

Spesifikasi :

Jenis = Tangki silinder tegak.

Volume = 0,2525 m^3

Diameter = 0,4109m

Tinggi = 1,905 m

Tebal tangki = 0,00343 m

Jumlah = 2 buah

22. Pompa (PU-11)

Tugas : Mengalirkan air dari Tangki kation menuju Tangki deaerator sebanyak 1.616,7939 kg/jam.

Jenis : Pompa sentrifugal single stage

Rapat massa	: 998 kg/m^3
Viscositas cairan	: 0,8 cp
Suhu	: 30 ^oC
Tekanan	: 1 atm

Pemilihan Pipa :

IPS	= 1 in
Sch. No	= 40
OD	= 1,32 in
ID	= 1,049 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas pompa	= 7 gpm

Head Pompa :

- *Friction head*	= 5,5483
- *Pressure head*	= 0 ft
- *Velocity head*	= 0,1049 ft
- *Static head*	= 6,2178 ft

Putaran Pompa :

- Kecepatan putar	= 500 rpm
- Kecepatan spesifik	= 206,8485

Horse Power :

- *Brake horse power*	= 0,2097 Hp
- Efisiensi motor	= 0,8

- Motor standar = 0,3 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

23. Tangki Deaerator (DE)

Tugas : Membebaskan gas CO2 dan O2 dari air yang telah dilunakkan dalam Anion dan Kation exchanger dengan larutan Na_2SO_3 dan larutan $NaH_2PO_4.2H_2O$,

Spesifikasi :

Jenis	= Tangki silinder tegak.
Volume	= 1,9440 m^3
Diameter	= 1,3529 m
Tinggi	= 1,3529 m
Pengaduk	= *Marine propelar 3 blade*
Power	= 0,5 HP

24. Pompa (PU-12)

Tugas : Mengalirkan air dari tangki deaerator menuju tangki umpan boiler sebanyak 1.616,7939 kg/jam.

Jenis	: Pompa sentrifugal single stage
Rapat massa	: 998 kg/m^3
Viscositas cairan	: 0,8 cp
Suhu	: 30 ^oC
Tekanan	: 1 atm

Pemilihan Pipa :

IPS = 1 in

Sch. No = 40

OD = 1,32 in

ID = 1,049 in

Spesifikasi Pompa :

Kapasitas pompa = 7 gpm

Head Pompa :

- *Friction head* = 5,8325 ft
- *Pressure head* = 0 ft
- *Velocity head* = 0,1049 ft
- *Static head* = 8,1863 ft

Putaran Pompa :

- Kecepatan putar = 1500 rpm
- Kecepatan spesifik = 544,726

Horse Power :

- *Brake horse power* = 0,2495 Hp
- Efisiensi motor = 0,8
- Motor standar = 0,3 Hp
- Jumlah pompa = 1 pompa

25. Tangki Air Umpan Boiler (TU)

Tugas : Menampung umpan boiler sebagai air steam dalam boiler sebanyak 1.616,7939 kg/jam.

Spesifikasi :

Jenis	= Tangki silinder tegak.
Volume	= 3,9274 m^3
Diameter	= 1,7103 m
Tinggi	= 1,7103 m

26. Tangki Penampung Kondensat (CD)

Tugas : Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi menuju Tangki umpan boiler (TU).

Spesifikasi :

Jenis	= Tangki silinder tegak.
Volume	= 3,1105 m^3
Diameter	= 1,5824 m
Tinggi	= 1,5824 m

27. Pompa (PU-13)

Tugas : Mengalirkan air dari tangki tangki umpan boiler menuju boiler sebanyak 1.616,7939 kg/jam.

Jenis	: Pompa *sentrifugal single stage*
Rapat massa	: 998 kg/m^3

Viscositas cairan		: 0,8 cp
Suhu		: 30 ^{o}C
Tekanan		: 1 atm
Pemilihan Pipa	:	
IPS		= 1 in
Sch. No		= 40
OD		= 1,32 in
ID		= 1,049 in
Spesifikasi Pompa	:	
Kapasitas pompa		= 7 gpm
Head Pompa	:	
- *Friction head*		= 6,9726 ft
- *Pressure head*		= 0 ft
- *Velocity head*		= 0,098 ft
- *Static head*		= 16,4042 ft
Putaran Pompa	:	
- Kecepatan putar		= 1500 rpm
- Kecepatan spesifik		= 372,125
Horse Power	:	
- *Brake horse power*		= 0,4147 Hp
- Efisiensi motor		= 0,8
- Motor standar		= 0,5 Hp
- Jumlah pompa		= 1 pompa

28. Boiler (BO)

Tugas : Memproduksi steam jenuh pada suhu 212 °F dan tekanan 14.7 Psi sebanyak 8.083,9695 kg/jam.

Alat : Ketel uap jenis *Fire tube boiler* dengan bahan bakar medium furnace oil.

Kebutuhan bahan bakar : 248.3283 lt/jam

Digunakan bahan bakar *medium furrnace oil* dengan *Heating value* = 19200 Btu/lb (Fig. 9-4, Perry, 1958)

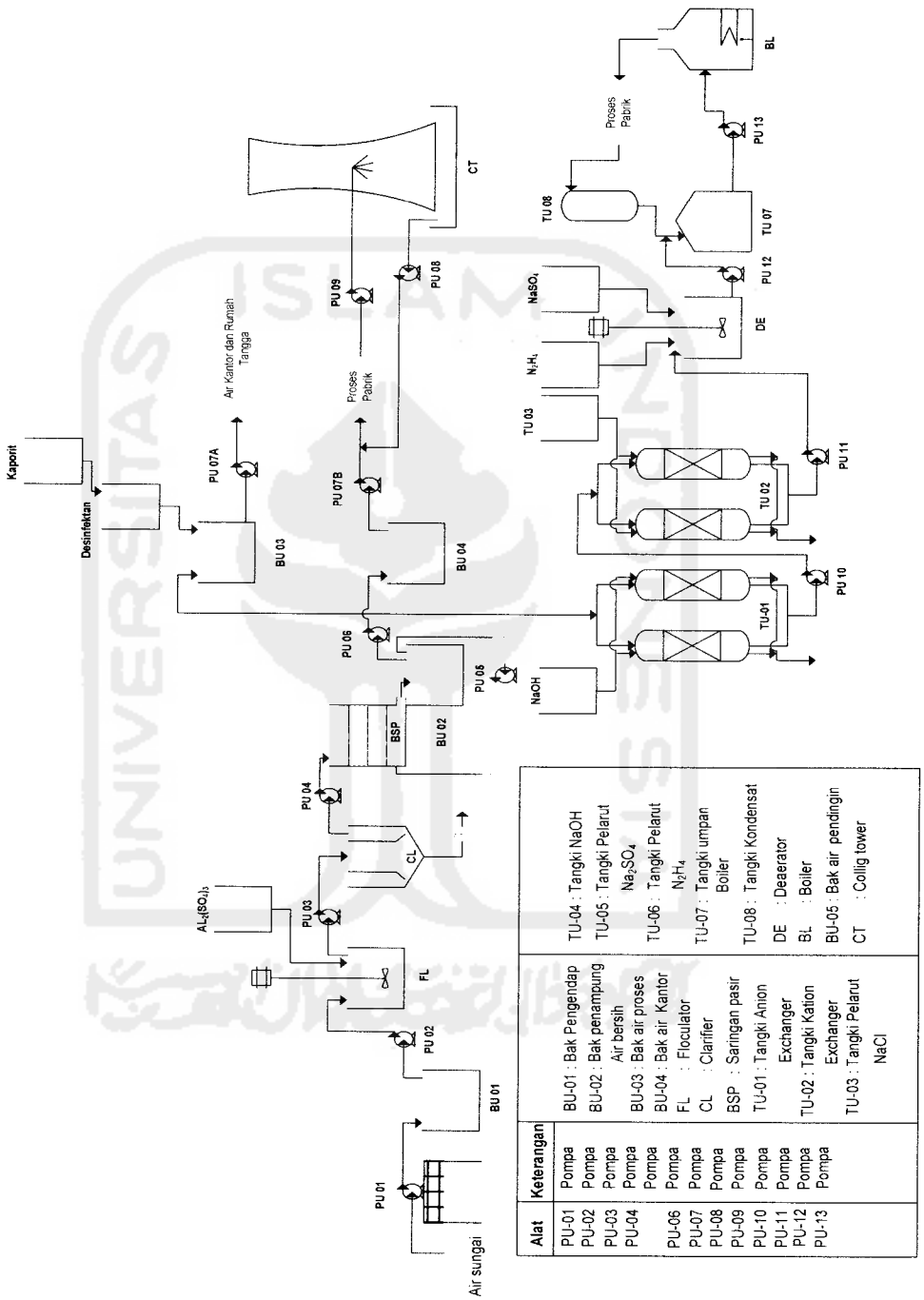
Spesifikasi :

Volume = 89,3982 m^3

Tinggi = 4,8471 m

Diameter = 4,8471 m

UTILITAS PABRIK DIMETHYL ETHER DARI METHANOL
KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN



Alat	Keterangan		
PU-01	Pompa	BU-01 : Bak Pengendap	TU-04 : Tangki NaOH
PU-02	Pompa	BU-02 : Bak penampung	TU-05 : Tangki Pelarut
PU-03	Pompa	Air bersih	Na_2SO_4
PU-04	Pompa	BU-03 : Bak air proses	TU-06 : Tangki Pelarut
PU-06	Pompa	BU-04 : Bak air Kantor	N_2H_4
PU-07	Pompa	FL : Floculator	TU-07 : Tangki umpan
PU-08	Pompa	CL : Clarifier	Boiler
PU-09	Pompa	BSP : Saringan pasir	TU-08 : Tangki Kondensat
PU-10	Pompa	TU-01 : Tangki Anion	DE : Deaerator
PU-11	Pompa	Exchanger	BL : Boiler
PU-12	Pompa	TU-02 : Tangki Kation	BU-05 : Bak air pendingin
PU-13	Pompa	Exchanger	CT : Collig tower
		TU-03 : Tangki Pelarut NaCl	

4.4.8 Kebutuhan Listrik

a. Untuk Peralatan Proses

P 01A = 1 Hp

P 01B = 1,5 Hp

P 02 = 3 Hp

P 03 = 3 Hp

P 04 = 1,5 Hp

P 05 = 13 Hp

P 06 = 1 Hp

P 07 = 1 Hp

P 08 = 1 HP +

Total = 25 Hp

b. Untuk Peralatan Utilitas

P 01 = 11 Hp

P 02 = 5,5 Hp

P 03 = 6 Hp

P 04 = 1,5 Hp

P 05 = 1 Hp

P 06 = 3 Hp

P 07A = 5 Hp

P 07B = 6 Hp

P 08 = 12,5 Hp

P 09 = 18,5 Hp

P 10 = 0,5 Hp

P 11 = 0,5 Hp

P 12 = 0,5 Hp

P 13 = 0,5 Hp

FL = 0,5 Hp

CT = 8,2 Hp

DE = 0,5 Hp

BL = 0,5 Hp +

Total = 81,7 Hp

c. Untuk Menggerakkan Alat Kontrol

Untuk alat kontrol diperkirakan 40 % dari kebutuhan listrik proses dan utiltas = 0,4 x 128,04 = 51,216 Hp.

d. Untuk Penerangan

Diperkirakan 50 % dari kebutuhan listrik proses dan utilitas = 0,5 x 128,04 = 64,02 Hp.

e. Kebutuhan Listrik Untuk Perumahan = 15 KW.

Total kebutuhan listrik = ((128,04 + 51,216 + 64,02) Hp x 0,7457 KW/Hp + 15 KW)

= 196,4109 KW

Digunakan listrik dari PLN sebesar 200 KW

Sebagai cadangan digunakan 1 buah generator.

Efisiensi generator 80 % = Total kebutuhan listrik/0,8

= 245,5136 KW

4.5 Organisasi Perusahaan

4.5.1 Bentuk Perusahaan

Mendirikan pabrik dengan merekrut tenaga kerja yang banyak, tentu saja sangat dibutuhkan sistem pengelolaan yang baik. Tentu saja pemilihan bentuk perusahaan dan sistem organisasi perusahaan menjadi hal yang sangat penting yang harus juga dipikirkan.

Pabrik yang akan didirikan direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas. Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang akan mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Pengumpulan modal dalam mendirikan pabrik ini adalah dengan melakukan pinjaman ke bank dan para investor dalam negri, dengan perbandingan prosentase 40% pinjaman bank dan 60% investor. Hal ini dilakukan dengan tujuan agar pada kondisi tertentu, ketika pabrik ini harus melakukan *shut down point* kepemilikan pabrik ini tidak diambil alih oleh bank.

Strategi yang dilakukan adalah dengan melakukan pembangunan fisik pabrik dari total biaya *capital investment* yang didapat dari pinjaman bank. Kemudian selanjutnya melakukan usaha-usaha pencarian modal lainnya dengan meyakinkan para investor yang dapat berpartisipasi secara langsung.

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

a. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang perusahaan dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi dewan komisaris.
d. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya, serta karyawan perusahaan.
e. Lapangan usaha lebih luas

   Suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

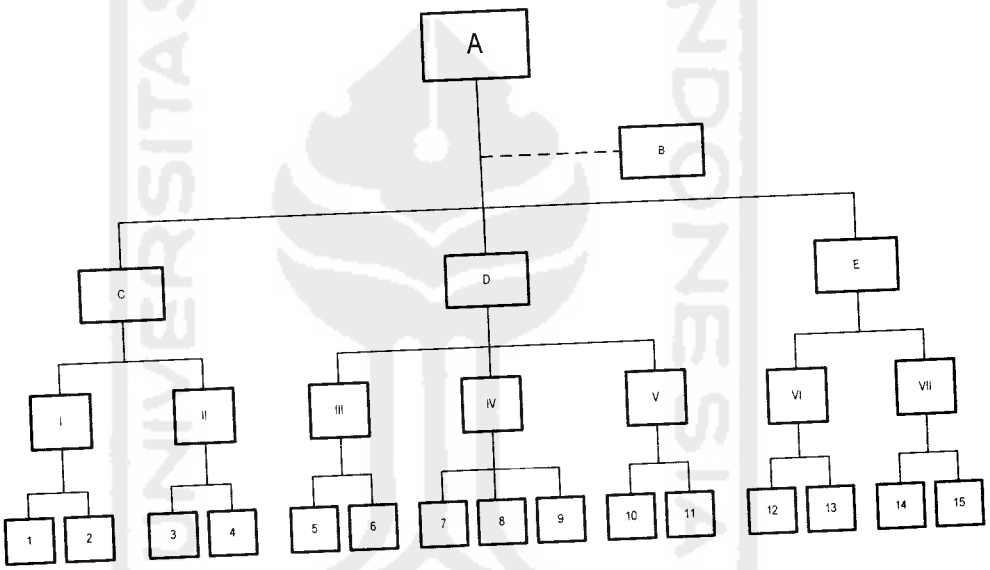
Ciri –ciri PT adalah:

1. Perusahaan didirikan dengan akta dari notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum Dagang.
2. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
3. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.

Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kapada direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.5.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi pada pabrik ini merupakan sistem "*Line and Staff Organization*" dimana pabrik dipimpin oleh empat orang direktur yaitu direktur utama, direktur produksi atau teknik, direktur administrasi atau keuangan dan direktur pemasaran atau kerjasama. Untuk memperlancar tugas-tugas pelaksanaan pabrik diangkat kepala-kepala bagian yang membawahi kepala seksi, kepala staf dan segenap operatornya. Skema susunan organisasinya dapat dilihat pada gambar. Adapun susunannya sebagai berikut :



Gambar 4.5. Struktur Organisasi Perusahaan

Keterangan Gambar :

A : Direktur Utama

B : Staff Ahli

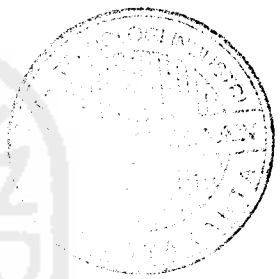
C : Direktur Produksi atau Teknik

D : Direktur Administrasi, SDM dan Keuangan

E : Direktur Pemasaran atau Kerjasama

I : Kepala Bagian Produksi

II : Kepala Bagian Teknik
III : Kepala Bagian Administrasi atau Umum
IV : Kepala Bagian SDM
V : Kepala Bagian Keuangan
VI : Kepala Bagian Pemasaran
VII : Kepala Bagian Humas
1 : Seksi Proses
2 : Seksi Laboratorium
3 : Seksi Penelitian dan Pengembangan
4 : Seksi Pemeliharaan Alat
5 : Seksi Administrasi
6 : Seksi Keamanan
7 : Seksi Kesehatan
8 : Seksi Personalia
9 : Seksi Pendidikan dan Pengembangan SDM
10 : Seksi Keuangan
11 : Seksi Penggajian Karyawan atau Kontraktor
12 : Seksi Promosi
13 : Seksi Distribusi atau Penjualan
14 : Seksi Humas
15 : Seksi Sistem Komunikasi & informasi



Untuk menjalankan segala aktivitas dalam sebuah perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya unsur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain :

perumusan tujuan perusahaan dengan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilakukan, organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem uni dan staf. Pada sistem ini, garis perusahaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas. Demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

a. Sebagai garis atau uni yaitu orang-orang yang melakukan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
b. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimiliki, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu tiga direktur lain sesuai dengan bidangnya. Direktur ini membawahi beberapa

kepala bagian yang akan bertanggung jawab dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi dan seksi akan membawahi serta mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

4.2.3. Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Para pemilik saham sebagai pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham :

b. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
c. Mengangkat dan memberhentikan Direktur Utama.
d. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari pada pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab pada pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahan pemasaran.
b. Mengawasi tugas-tugas direksi.
c. Membantu direksi dalam hal yang penting-penting.
d. Mempertanggung jawabkan perusahaan kepada pemegang saham.

c. Dewan Direksi

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab sepenuhnya kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi atau Teknik, Direktur Administrasi atau Keuangan dan Direktur Pemasaran atau Kerjasama.

Tugas Direktur antara lain :

a. Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
b. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.

c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan dari pemegang saham.
d. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Produksi atau Teknik antara lain :

a. Bertanggung jawab kepada direktur bidang produksi dan teknik.
b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Administrasi atau Keuangan antara lain :

a. Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang keuangan dan pelayanan umum.
b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Pemasaran atau Kerja Sama antara lain :

a. Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang pemasaran dan kerjasama.
b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

d. 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.

e. 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 staf direktur bersama-sama dengan staf ahli. Kepala Bagian ini bertanggung jawab kepada Direktur yang menangani bidang tersebut. Kepala Bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

   Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi/Teknik dalam bidang pengendalian mutu dan kelancaran produksi. Kepala Bagian Produksi membawahi :

a. Seksi Proses

Tugas Seksi Proses :

- Mengawasi jalannya proses produksi.
- Melakukan tindakan seperlunya pada penanganan peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sehingga proses pruksi dapat berjalan.

b. Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium :

- Melakukan pengawasan terhadap mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Melakukan pengawasan terhadap mutu produk.
- Membuat laporan berkala pada kepala bagian produksi.

2. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi atau Teknik dalam bidang pengembangan proses dan pemeliharaan peralatan proses dan utilitas. Kepala Bagian Teknik membawahi :

a. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas Seksi Penelitian dan Pengembangan :

- Melakukan usaha pengembangan proses produksi agar didapatkan mutu produk yang lebih baik, dengan bekerjasama dengan seksi laboratorium.

b. Seksi Pemeliharaan Alat

Tugas Seksi Pemeliharaan Alat :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses.

3. Kepala Bagian Administrasi

Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi atau Keuangan dalam bidang administrasi dan umum. Kepala Bagian Administrasi membawahi :

a. Seksi Administrasi

Tugas Seksi Administrasi :

- Membuat sistem administrasi dan pengarsipan yang baik dan terpadu.
- Melakukan pencatatan hutang piutang, persediaan kantor dan pembukuan serta maslah perpajakan.

b. Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan :

- Menjaga semua lingkungan pabrik dan fasilitas perusahaan yang ada.
- Melakukan pengawasan terhadap aktivias orang-orang, baik karyawan maupun non karyawan dilingkungan pabrik.
- Mengantisipasi lebih dini terhadap hal-hal yang dapat mengganggu atau merugikan kelangsungan perusahaan.

4. Kepala Bagian SDM

Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi/Keuangan dalam bidang pengelolaan dan pembinaan serta kesejahteraan sumber daya manusia. Kepala Bagian SDM membawahi :

a. Seksi Kesehatan

Tugas Seksi Kesehatan :

- Melakukan tugas yang berhubungan dengan kesehatan karyawan dan keluargannya.
- Melakukan kerjasama dengan bantuan medis setempat, baik berupa Rumah Sakit ataupun klinik medis.
- Pengadaan Rumah sakit dengan melakukan sistem administrasi dan tenaga medis yang baik.

b. Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan lingkungan bekerja yang kondusif, baik di lingkungan pabrik, ataupun kantor.
- Melakukan usaha-usaha dalam hal penegakkan disiplin dan etos kerja yang tinggi.
- Mampu menganalisa permasalahan–permasalahan yang muncul dalam lingkungan kerja, sehingga efektifitas dan efisiensi bekerja tidak terganggu.

c. Seksi Pendidikan dan Pengembangan SDM

Tugas Seksi Pendidikan dan Pengembangan SDM :

- Melakukan upaya peningkatan skill dan wawasan para karyawan, baik yang berhubungan dengan pekerjaan atau di luar pekerjaan.
- Melakukan pelatihan, training atau kursus secara berkala dan berjenjang.
- Bertanggung jawab atas peningkatan kualitas sumber daya manuasia para tenaga kerja,termasuk di bidang mental rohani.

5. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi atau Keuangan dalam bidang pengelolaan keuangan dan penggajian karyawan. Kepala Bagian Keuangan membawahi :

a. Seksi Keuangan

Tugas Seksi Keuangan :

- Menghitung penggunaan uang perusahaan dan mengamankan uang perusahaan melalui lembaga perbankan yang dipercaya.
- Membuat anggaran tentang keuntungan masa depan.
- Membuat laporan keuangan perusahaan secara berkala.

b. Seksi Penggajian Karyawan/Kontraktor

Tugas Seksi Penggajian Karyawan/Kontraktor :

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.
- Bertanggung jawab dalam pemberian gaji dan insentif karyawan sesuai dengan jabatan/bidang tertentu.
- Bertanggung jawab atas kelancaran pendistribusian gaji melalui sistem transaksi pada lembaga perbankan yang telah ditunjuk.

6. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Pemasaran/Kerjasama dalam bidang pemasaran, promosi dan usaha kerja sama pada perusahaan/lembaga lainnya. Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

a. Seksi Promosi

Tugas Seksi Promosi :

- Melakukan upaya eksistensi perusahaan dengan melakukan promosi produk dan nama perusahaan.
- Melakukan kerjasama dengan pihak lain dalam upaya peningkatan kendali mutu perusahaan
- Bertanggung jawab atas kelangsungan nama baik perusahaan.

b. Seksi Distribusi atau Penjualan

Tugas Seksi Distribusi atau Penjualan :

- Melakukan upaya pendistribusian produk kepada pihak konsumen dengan lancar.
- Melakukan usaha peningkatan pemasaran produk secara berkala, terpadu dan konsisten.
- Membuat sistem penjualan yang baik dan terkontrol baik dari penjualan secara langsung maupun melalui perantara distributor atau suplier.

7. Kepala Bagian Hubungan Masyarakat

Bertanggung jawab kepada Direktur Pemasaran atau Kerjasama dalam bidang hubungan masyarakat dan pengadaan sistem sosialisasi informasi. Kepala Bagian Hubungan Masyarakat membawahi :

a. Seksi Humas

Tugas Seksi Humas :

- Mengatur hubungan anatara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.
- Melakukan kerja sama dengan pihak tertentu yang berhubungan dengan kelancaran atau kemudahan aktivitas perusahaan, seperti pengadaan tranportasi, akomodasi dan lain sebagainya.

b. Seksi Sistem Komunikasi dan Informasi

Tugas Sistem Komunikasi dan Informasi :

- Menciptakan suatu sistem komunikasi terpadu baik dalam lingkungan perkantoran atau pabrik.
- Pengadaan sistem sosialisasi informasi melalui internet, sehingga informasi mengenai perusahaan dapat dengan mudah diakses oleh masyarakat luar sesuai konsumsinya.
- Bertanggung jawab atas segala berita yang dikeluarkan demi terjaganya nama baik perusahaan.

f. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.5.4 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
b. Karyawan 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 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

Jam Kerja :

Senin – Jum'at	: jam 07.00 – 15.00
Sabtu	: jam 07.00 – 12.00

Jam Istirahat :

Senin – Kamis : jam 12.00 – 13.00

Jum'at : jam 11.00 – 13.00

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 : jam 07.00 – 15.00
- Shift siang : jam 15.00 – 23.00
- Shift malam : jam 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 4.1. Jadwal kerja karyawan

Regu / Hari	I	II	III	IV
1	*P*	*S*	*M*	*L*
2	*P*	*S*	*L*	*M*
3	*P*	*L*	*S*	*M*
4	*L*	*P*	*S*	*M*
5	*M*	*P*	*S*	*L*
6	*M*	*P*	*L*	*S*
7	*M*	*L*	*P*	*S*
8	*L*	*M*	*P*	*S*
9	*S*	*M*	*P*	*L*
10	*S*	*M*	*L*	*P*

Keterangan : P = Pagi M = Malam

S = siang L = Libur

4.5.5 Status Karyawan, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan

Sistem penggajian karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, yaitu :

a. Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerja. Pembagian gaji dilakukan setiap tanggal satu perbulan dan jumlah yang dibayarkan sesuai golongan ditambah dengan tunjangan-tunjangan yang menjadi haknya.

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

Tabel 4.2. Gaji karyawan pabrik

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan	Kompetensi
1	Direktur Utama	1	15.000.000	6 tahun
2	Direktur	3	30.000.000	4 tahun
3	Staff Ahli	2	4.000.000	3 tahun
4	Ka Bagian	7	35.000.000	2 tahun
5	Ka Seksi	15	60.000.000	1 tahun
6	Staff	3	6.000.000	-
7	Karyawan	150	225.000.000	-
8	Cleaning Service	12	9.600.000	-
9	Sekretaris	4	6.000.000	-
Total		194	386.600.000	

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

a. Direktur Utama : Sarjana Teknik / Sarjana Ekonomi
b. Direktur Produksi/Teknik : Sarjana Teknik Kimia
c. Direktur Administrasi/Keuangan : Sarjana Ekonomi

d. Direktur Pemasaran/Kerjasama	: Sarjana Ekonomi
e. Kepala Bagian Produksi	: Sarjana Teknik Kimia
f. Kepala Bagian Teknik	: Sarjana Teknik Kimia
g. Kepala Bagian Administrasi	: Sarjana Ekonomi
h. Kepala Bagian SDM	: Sarjana Sospol/Psikologi
i. Kepala Bagian Keuangan	: Sarjana Ekonomi
j. Kepala Bagian Pemasaran	: Sarjana Ekonomi
k. Kepala Bagian Humas	: Sarjana Sospol
l. Kepala Seksi	: Sarjana/ Diploma
m. Operator	: Lulusan STM / SLTA
n. Sekretaris	: Ahli Madya Kesekretariatan
o. Dokter	: Dokter Umum
p. Perawat	: Ahli Madya Keperawat
q. Lain-lain	: Lulusan SMP dan Sederajat

4.5.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa :

1. Tunjangan
   a. Tunjangan 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 diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

   a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 25 hari kerja dalam 1 tahun.

   b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderta sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

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

4. Pengobatan

   Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang disebabkan oleh kecelakaan kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

   Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Pajak dan Zakat

   Pajak perusahaan sesuai dengan sistem perpajakan Indonesia saat ini yaitu sebesar 27,5 %. Sedangkan Zakat yang harus dikeluarkan perusahaan setiap tahunnya yaitu sebesar 2,5 % dari keuntungan perusahaan.

4.6. Analisis Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan Pabrik Dimethyl Ether ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode :

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

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang melingkupi. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara memperkirakan harga suatu peralatan serupa pada masa sebelumnya.

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan adalah :

$$Ex = Ey\ (Nx / Ny)$$

Dimana : Ex : Harga alat untuk tahun x

Ey : Harga alat pada tahun y

Nx : Nilai indeks tahun x

Ny : Nilai indeks tahun y

Indeks yang digunakan adalah " *Chemical Engineering Plant Cost Index* " dari majalah " *Chemical Engineering* " Juli 1997, hal 182 dan dari beberapa buku " *Chemical Engineering Plant Cost* "

Tabel 4.3. Annual indeks harga alat

Tahun	Indeks	Sumber
1954	90	Ulrich, 1984, P.270
1979	240	Ulrich, 1984, P.270
1980	260	Ulrich, 1984, P.270
1982	315	Ulrich, 1984, P.270
1987	324	Peters & Timmerhauss
1990	356	Peters & Timmerhauss

Tabel 4.4 Indeks CEP tahun 1991 s.d. 2000 (Juni 2000)

Tahun	CEP Indeks
1991	361,3
1992	3582
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	384,7
1997	365,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	391,1

(Sumber : *Chemical Engineering Progress*, Juni 2000)

Untuk jenis alat yang sama tetapi dengan kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$Eb = Ea\,(Cb / Ca)^{X}$$

Dimana :

Ea : Harga alat dengan kapasitas yang diketahui

Ca : Kapasitas alat yang diketahui

Eb : Harga alat dengan kapasitas yang dicari

Cb : Kapasitas alat yang dicari

X : Eksponen

Besarnya harga eksponen bermacam-macam tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhauss 2th edition, halaman 107 dan Aries & Newton, 1955.

4.6.1 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi : 75.000 ton/tahun

Basis perhitungan : 1 tahun = 330 hari

Pabrik didirikan : 2007

Kurs mata uang : 1 US$ = Rp. 9.100,00

4.6.2 Perhitungan Biaya

1) Capital Investment

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan pengoperasiannya. 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.

2) Manufacturing Costs

Manufacturing cost merupakan jumlah direct, indirect, dan fixed manufacturing cost yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

a. Direct Cost (DC), adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk.

b. Indirect Cost (IC), adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasional pabrik.

c. Fixed Cost (FC), adalah harga yang berkenaan dengan *fixed capital* dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung pada waktu dan tingkat produksi.

4.6.3 General Expense

General expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost.*

4.6.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak, maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan :

1. **Percent Return on Investment (ROI)**

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

2. **Pay Out Time (POT)**

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal, atau jumlah yang diperlukan untuk kembalinya capital investment, dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

$$POT = \frac{FCI}{\text{Profit} + 0{,}1\ FCI} \times 100\ \%$$

3. **Break Event Point (BEP)**

Break Event Point adalah titik impas (tidak mempunyai keuntungan).

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

Dimana :

Fa : Fixed manufacturing cost
Ra : Regulated cost
Va : Variabel cost
Sa : penjualan produk

4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produksi yang diharapkan dalam satu tahun. Dimana jika tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun, maka pabrik harus *shut down.*

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

4.6.5Hasil Perhitungan

a. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

Modal Tetap *(Fixed Capital Investment)*

Tabel 4.5 *Fixed Capital Investment*

No	*Type of Capital Investment*	US $	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	*Delivered Equipment*	1,213,696.82	-
2	*Equipment Instalation*	106,210.54	370.771.344,0
3	*Piping*	289,665.11	231.732.090,0
4	*Instrumentation*	115,866.05	34.759.813,15
5	*Insulation*	28,966.51	57.933.022,5
6	*Electrical*	144,832.56	-
7	*Buildings*	-	27.000.000.000,00
8	*Land and Yard Improvement*	-	15.000.000.000,00
9	*Environmental Cost*	114,832,56	-
10	*Utilities*	1,352,850.99	67.768.830.000,00
	Pysical Plant Cost	**3,396,921.13**	**110.464.026.270**
11	*Engineering and Construction*	679,384.23	22.092.805.254
	Direct Plant Cost	679,384.23	**132.556.831.524**
12	*Contractor's Fee*	40,763.05	7.953.409.891
13	*Contingency*	67,938.42	13.255.683.152
	Fixed Capital	790.939,1157	163.044.902.774

Kurs mata uang : $ 1 = Rp. 9100,00

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

= ($790.939,1157xRp.9100/$1) + Rp. 163.044.902.774

= Rp 163.377.400.189

Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.6. *Working Capital*

No	Type of Expenses	US $	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	*Raw Material Inventory*	-	42.292.080.682
2	*In Process Inventory*	-	33.182.259,48
3	*Product Inventory*	-	43.800.582.513
4	*Extended Credit*	-	43.800.582.513
5	*Available Cash*	-	43.800.582.513
	Total *Working Capital*	-	**173.727.010.482**

Sehingga *Total Working Capital* :

= Rp **173.727.010.482**

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

Manufacturing Cost

Tabel 4.7. *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	US $	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	*Raw Materials*	-	51.122.295,33
2	*Labor Cost*		2.844.000.000
3	*Supervision*		792.000.000
4	*Maitenance*		11.436.418.013
5	*Plant Supplies*		1715462702
6	*Royalties and Patents*		6.825.000.000
7	*Utilities*		6.904.559.911
	Direct Manufacturing Cost		**495.730.328.133,97**

1	*Payroll and Overhead*	-	711.000.000
2	*Laboratory*	-	284.400.000
3	*Plant Overhead*	-	142.200.000
4	*Packaging ang Shipping*		7.500.000.000
	Indirect Manufacturing Cost		**8.637.600.000**
1	*Depreciation*		16.337.740.019
2	*Property Taxes*		3.267.548.004
3	*Assurance*		1.633.774.002
4	***Fixed Manufacturing Cost***		**21.239.062.025**
	Total Manufacturing Cost		525.606.990.158,57

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

= **495730328133,97 + 8637600000 + 21239062025**

= Rp. 525.606.990.158,57

c. General Expense

Tabel 4.8. *General Expense*

No	Type of Expenses	US $	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	*Administration*		2.577.400.000
2	*Sales*		26.280.349.508
3	*Research*		18.396.244.656
4	*Finance*		51.497.126.526,94
General expense			**98.751.120.690**

Sehingga *Total General Expense :*

= Rp. **98.751.120.690**

Total Biaya Produksi = TMC + GE

= Rp 624.358.110.849

d. Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp. 682.500.000.000

Total Biaya Produksi = Rp. 624.358.110.849

Total Pajak dan Zakat di Indonesia sebesar 30%.

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 58.141.889.151,02

Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 40.699.322.405,71

4.5.6 Analisa Kelayakan

1. *Persent Return of Investment* (ROI)

$$ROI = \frac{\text{Pr}\,ofit}{FCI} \times 100\%$$

- ROI sebelum Pajak = 35,5931 %
- ROI setelah Pajak = 24,9152 %

2. *Pay Out Time* (POT)

$$POT = \frac{FCI}{Keuntungan + Depresiasi} \times 100\%$$

- POT sebelum Pajak = 2,1933 tahun
- POT setelah Pajak = 2,8641 tahun

3. ***Break Even Point*** **(BEP)**

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp. 21.239.062.025

Variabel Cost (Va) = Rp. 486.442.447.419

Regulated Cost (Ra) = Rp. 116.676.601.406

Penjualan Produk (Sa) = Rp. 682.500.000.000

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

BEP = 49,17 %

4. ***Shut Down Point*** (SDP)

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

SDP = 30,60 %

5. ***Discounted Cash Flow Rate*** (DCFR)

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 163.377.000.000

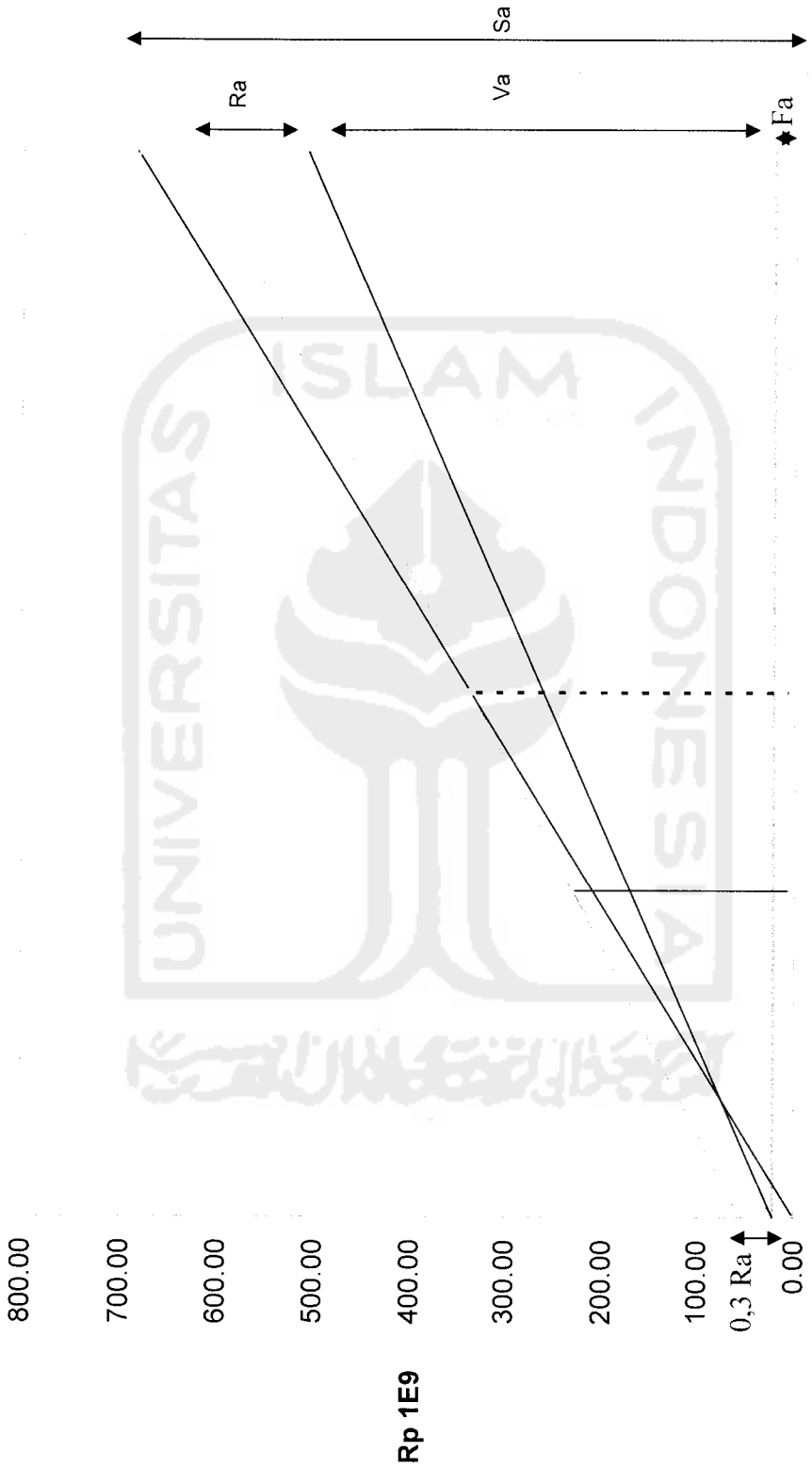
Working Capital (WC) = Rp. 173.727.000.000

Cash Flow (CF) = Rp. 108.534.000.000

Salvage Value (SV) = Rp. 81.688.700.095

DCFR = 34,71 %

Bunga Bank rata-rata saat ini = 8 % sampai 12 %



Gambar 4.6 Grafik BEP dan SDP

Langkah ini dimaksudkan untuk mendapatkan umpan reaktor berupa uap methanol yang berasal dari methanol cair. Mula-mula methanol cair dari tangki bahan baku dengan komposisi 94 % berat methanol dan 6 % berat air dari tangki penyimpanan pada suhu 20 °C dan tekanan 1 atm bersama-sama dengan methanol cair dari hasil atas pada menara distilasi (D-02) yang direcycle. Didalam vaporizer methanol tekanan cair akan berubah fase menjadi uap pada suhu 112,84 °C dan tekanan 11 atm. Uap methanol dimasukkan ke preheater (HE-01) untuk menaikkan suhu gas umpan reaktor.

PENYIAPAN BAHAN BAKU

Proses dehidasi methanol ini berlangsung dalam reaktor fixed bed multitube (R) pada suhu 250 °C dan tekanan 11 atm. Uap methanol sebagai reaktan masuk pada pipa-pipa reaktor yang berisi katalisator silica alumina. Karena reaksi bersifat eksotermis, maka digunakan Downterm A sebagai pendingin. Reaktor bekerja secara aksotermal. Produk reaktor keluar pada suhu sekitar 273,6 °C dengan tekanan 10,99 atm.

DEHIDRASI *METHANOL*

Campuran gas keluar reaktor terdiri dari produk dan sisa reaktan, kemudian dialirkan ke HE-01 untuk dimanfaatkan panasnya sebagai pemanas pada HE-01. Gas keluar dari HE-01 masuk ke ekspander untuk diturunkan tekanannya sehingga menjadi 5,9 atm. Sebelum masuk menara distilasi (MD-01) gas keluar ekspander diturunkan suhunya di pendingin (HE-02) hingga suhu 65,02 °C, kemudian dikondensasikan dalam cair hingga cair jenuh pada *condenser* (CD-01). Cairan hasil kondensasi kemudian dimasukkan ke menara distilasi (MD-01) untuk dipisahkan menjadi hasil atas dan hasil bawah. Hasil atas terdiri dari *dimethyl ether* dan sebagian kecil *methanol* dan air yang kemudian dialirkan ke *condenser* (CD-02) pada suhu 49,06 °C dan tekanan 5,8 atm. Kemudian dimasukkan ke dalam tangki akumulator (ACC-01). Cairan keluar akumulator sebagian besar dimasukkan ke tangki produk (T-02) dan sebagian kecil dikembalikan ke menara sebagai refluk. Hasil bawah menara distilasi (MD-01) keluar dalam keadaan cair jenuh pada suhu 139,89 °C dan tekanan 6 atm, dialirkan ke *reboiler* (RB-01). Gas yang teruapkan oleh *reboiler* 01 dibalikkan lagi ke menara distilasi 01 (MD-01) lagi.

Dan cairan yang tidak teruapkan menjadi hasil bawah dari (MD-01) yang selanjutnya dijadikan sebagai umpan menara distilasi (MD-02). Sebelum diumpankan ke menara distilasi (MD-02) umpan dimasukkan ke pendingin (HE-03) untuk diturunkan suhunya sampai suhu 83,345 °C dan diturunkan tekanannya dengan ekpander sampai tekanan 1,1 atm, selanjutnya masuk ke menara distilasi (MD-02). Hasil atas menara distilasi (MD-02) terdiri dari *methanol*, sebagian kecil air dan terikut sebagian kecil *dimethyl* ether keluar pada suhu 65,14 °C dan tekanan 1 atm. Kemudian dikondensasikan pada *condenser* (CD-03) yang keluar berupa cairan jenuh pada suhu 65,14 °C dan tekanan 1 atm untuk di *recycle* menuju vaporizer (VP) dan sebagian dikembalikan ke menara distilasi (MD-02) sebagai refluk. Produk bawah keluar pada kondisi cair jenuh pada suhu 102,561 °C dengan tekanan 1,1atm. Sebagian dikembalikan ke menara setelah diuapkan dalam *reboiler* (RB-02) dan sebagian dialirkan menuju pendingin (HE-04) untuk diturunkan suhunya sampai 40 °C setelah itu dialirkan ke unit pengolahan limbah (UPL).

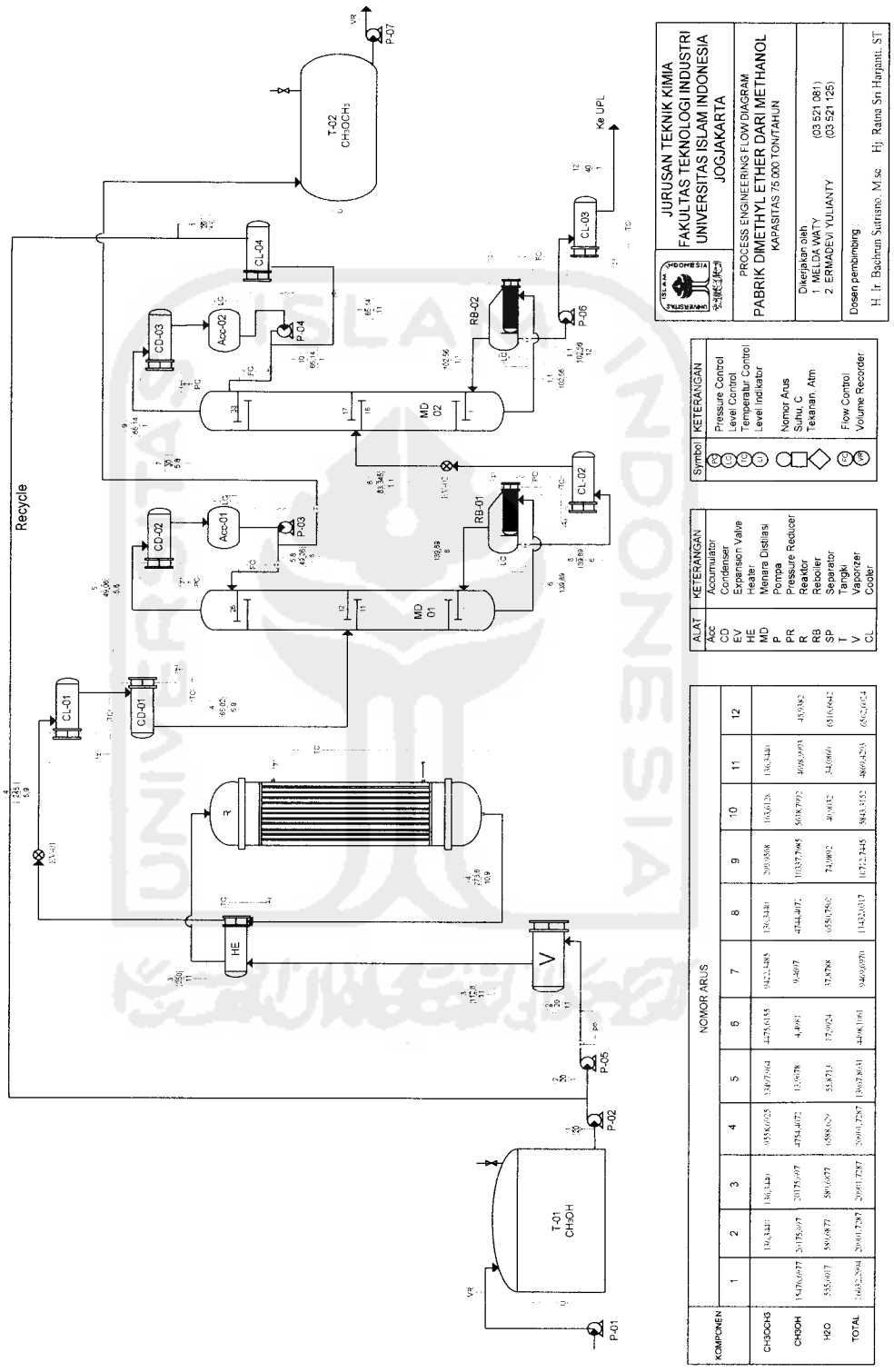
PEMISAHAN & PEMURNIAN PRODUK

GAMBAR 4.7 PROSES PEMBUATAN DIMETHYL ETHER

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PABRIK DIMETHYL ETER DARI METHANOL

KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN



BAB V

KESIMPULAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan pra perancangan pabrik pembuatan *dimethyl ether* dari methanol, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Berdasarkan pertimbangan terhadap peningkatan kebutuhan *dimethyl ether* di Indonesia maupun di dunia, maka direncanakan pembuatan pabrik *dimethyl ether* dengan kapasitas 75.000 ton/tahun yang diharapkan untuk pemenuhan kebutuhan dalam negeri.
2. Berdasarkan pertimbangan terhadap penyediaan bahan baku, dan lingkungan, maka pabrik *dimethyl ether* direncanakan akan didirikan di Pulau Bunyu, Kalimantan Timur.
3. Keuntungan setelah pajak Rp 40.699.322.405,71
4. Berdasarkan sifat fisis bahan baku dan produk yang dihasilkan serta kondisi operasi, pabrik ini termasuk beresiko rendah.
5. *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak 35,5931 %. Untuk pabrik beresiko rendah minimun 11% (Aries and Newton, 1955).
6. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,2 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah maksimum 5 tahun. (Aries and Newton, 1955).
7. *Break Even Point* (BEP) adalah 49,1695 %, hal ini sangat menguntungkan karena untuk pabrik kimia biasanya berkisar 40 – 60%.

Melda Waty 03 521 081
Ermadevi Yulianty 03 521 125

8. Shut Down Point (SDP) sebesar 30,60 %.

Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 34,71 %, sehingga dianggap memenuhi syarat karena lebih besar dari 1,5 kali suku bunga simpanan di bank, yang mana suku bunga simpanan di bank saat ini 12 %.

Dari hasil analisa ekonomi di atas maka dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik dimethyl ether dari methanol dengan kapasitas 75.000 ton/tahun ini layak dikaji lebih lanjut untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

[1] Fleish T.H., Basu H., Gradassi M.J., and Massin J.G., *"Dimethyl Ether: A Fuel For The 21st Century, Studies in Surface Science and Catalyst"*. Vol. 107, Elsevier Science B.V,1997.

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

[3] Biro Pusat Statistik., " *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia* ", Edisi April, Jakarta, 1993.

[4] Mc Ketta, J.J and Cunningham, W.A., " *Encyclopedia of Chemical Processing and Design* ", vol 1, Marcell Decker. Inc, New York, 1975.

[5] Brownell, L.E and Young, E.H., " *Process Equiment Design* ", John Wiley and Sons. Inc, New York,1983.

[6] Brown, G.G., " *Unit Operation* ", 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York,1978.

[7] Hill, C.G., " *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor Design* ", John Wiley and Sons. Inc, New York,1996.

[8] Mc Cabe, W.L, Smith, J.C, and Harriot, P., " *Unit Operation of Chemical Engineering* ", 4th ed, Mc GrawHill Book Co. Singapore, 1985.

[9] Perry, R.H and Chilton, C.H, " *Chemical engineering's Hand Book* ", 6th ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

[10] Treyball, R.E., " *Mass Transfer Operation's* ", 3rd ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo, 1979.

[11] Smith, J.M, 1973, " Chemical Engineering Kinetic's ", 3rd ed, Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

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

[13] Coulson, J.J and Richardson, J.F., " Chemical Equiment Design ", John Wiley and Sons. Inc, New York, 1983.

[14] Kern, D.Q., " *Process Heat Transfer* ", Mc GrawHill Book Co. Ltd, New York, 1985

[15] Smith, J.M and Van Ness, H.C, " *Introduction to Chemical Engineering Thermodinamic's* ", 2nd ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York

[16] Rase, H.F and Barrow, M.H., " *Chemical Reactor Design for Process Plant* ", John wiley and Sons. Inc, New York, 1957.

[17] Wallas, Stenley, M., " *Chemical Process Equiment Selection and Design* ", Mc GrawHill Book Co., Tokyo, 1991.

[18] Peters, M.S and Timmerhouse, K.D., " *Plant Design Economic's for Chemical engineering's* ", 4th ed, Mc GrawHill Book Co. Ltd., New York, 1981.

[19] Ulrich, G.D., " *A Guide to Chemical engineering Process Design and Economic's* ", John Wiley and Sons. Inc, New York, 1984.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

REAKTOR

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya dehidrasi methanol menjadi dimethyl ether dengan bantuan katalisator silica alumina.

Tipe Alat : *Fixed bed multitube*

Kondisi : - Temperatur 250 °C
- Tekanan 11 atm
- Sifat reaksi eksotermis

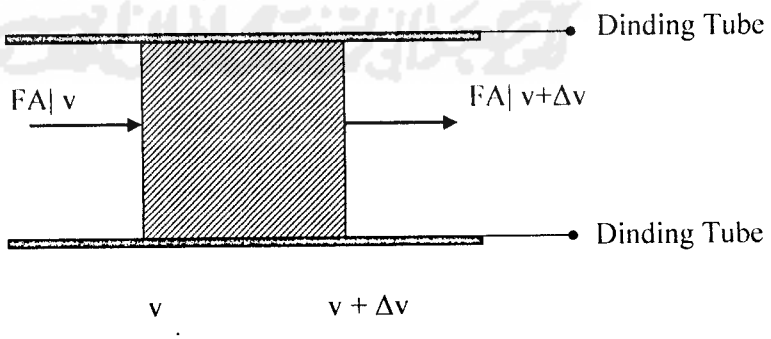
Proses : *Non adiabatic* dan *non isothermal*

Reaksi : $2CH_3OH \longrightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$

Langkah-langkah perhitungan

1. Pembentukan Persamaan Matematis

   a. Neraca Massa pada Elemen Volum



Keterangan :

FA : Kecepatan massa methanol, Kgmol/s

V : Volume reaktor

Δv : Penambahan volume, m^3

Perhitungan gambar di atas berdasarkan atas methanol yang melewati sebuah tube (elemen volum bed katalisator).

Asumsi : 1. Sistem berlangsung dalam keadaan *steady state*.

2. Laju alir gas bahan baku /methanol adalah *system plug flow*.

3. Difusi gas untuk ke segala arah diabaikan.

Neraca massa :

(Rate of input) – (rate of output) – (rate of reaction) = (rate of accumulation)

$$FA\,|v - FA\,|v+\Delta v - rA\,\Delta v = 0$$

$$FA\,|v - FA\,|v+\Delta v = rA.\Delta v$$

$$Lim\Delta v \to 0 \frac{FA\,|v - FA\,|v+\Delta v}{\Delta v} = rA$$

Dimana :

1. Elemen volum bed katalisator dari sebuah *tube* :

$$v = \frac{\pi d^2}{4} Z \quad \dashrightarrow \quad dv = \frac{\pi d^2}{4} dZ$$

2. Kondisi umpan untuk konversi MeOH sebesar XA

$$FA = FAo\ (1 - XA)$$

$$FA = Fao - FAoXA$$

$$FA - FAo = - FAo\ XA$$

$$dFA = - FAo\ dXA$$

Sehingga,

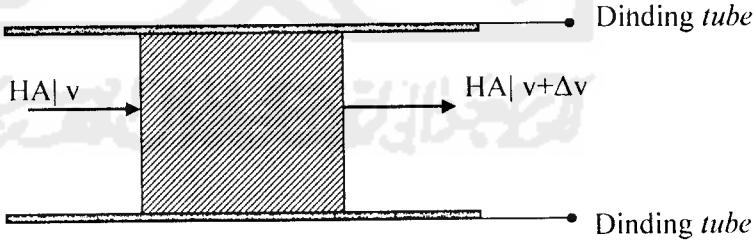
$$Lim\Delta v \rightarrow 0 \frac{FA \mid v - FA \mid v + \Delta v}{\Delta v} = rA$$

$$\frac{dFA}{dv} = rA$$

$$-\frac{FAo\ dXA}{\left[\frac{\pi d^2}{4}\right] dZ} = rA$$

$$\boxed{\frac{dXA}{dZ} = -rA\left[\frac{\pi d^2}{4}\right]\left[\frac{1}{FAo}\right]}$$

b. Neraca Panas pada Elemen Volum



v v + Δv

Keterangan : HA : Kecepatan panas gas

V : Volume reaktor

Δv : Penambahan volume, m^3

Asumsi : 1. Sistem berlangsung dalam keadaan *steady state*.

2. Laju alir gas bahan baku /methanol adalah *system Plug Flow*.

3. Panas yang hilang lewat dinding tube diabaikan.

4. Tidak ada beda suhu arah radial.

(Rate of input) – (rate of output) – (rate of reaction) = (rate of accumulation)

$$H \mid v - HA \mid v + \Delta v - rA\,\Delta HR\,\Delta v = 0$$

$$HA \mid v - HA \mid v + \Delta v = rA.\Delta HR.\Delta v$$

$$Lim\Delta v \rightarrow 0 \frac{HA \mid v - HA \mid v + \Delta v}{\Delta v} = rA.\Delta HR$$

Dimana,

1. Elemen volum bed katalisator dari sebuah tube :

$$v = \frac{\pi d^2}{4} Z \quad \dashrightarrow \quad dv = \frac{\pi d^2}{4} dZ$$

3. Entalpi reaksi

$$\Delta HR = U(T - Treff)$$

4. Kondisi umpan

$$H = \sum Fi.Cpi(T - Treff)$$

$$dH = d\sum FiCpi(T - Treff)$$

$$= \sum FiCpidT$$

Sehingga,

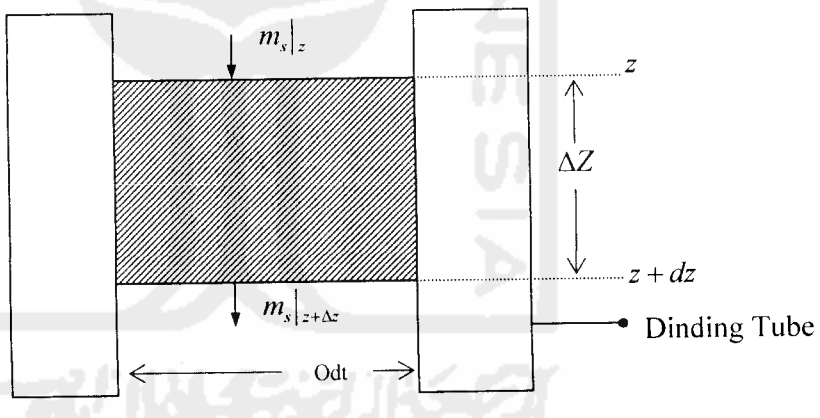
$$Lim\Delta v \rightarrow 0 \frac{HA \mid v \; - \; HA \mid v + \Delta v}{\Delta v} = rA.\Delta HR$$

$$\frac{dH}{dV} = rA.\Delta HR$$

$$\frac{\Sigma Fi \; Cpi \; dT}{\left(\frac{\pi d^2}{4}\right) dZ} = rA.U(T - Treff)$$

$$\boxed{\frac{dT}{dZ} = \frac{rA.\left(\pi d / 4\right)^2 \; U(t - Treff)}{\Sigma Fi \; Cpi}}$$

c. Neraca Panas Pendingin pada Elemen Volum



Asumsi :

1. Sistem dalam keadaan *steady state*
2. Tidak ada *back mix* dari pendingin
3. Laju aliran adalah *plug flow*

(Rate of input) – (rate of output) = (rate of accumulation)

$$ms\ Cps\ \Delta Ts\mid_{Z} - ms\ Cps\ \Delta Ts\mid_{Z+\Delta Z} - Ud\ \pi\ Odt\ Nt\ \Delta Z(T - Ts) = 0$$

$$ms\ Cps\ \Delta Ts\mid_{Z} - ms\ Cps\ \Delta Ts\mid_{Z+\Delta Z} = Ud\ \pi\ Odt\ Nt\ \Delta Z(T - Ts)$$

$$\underline{Lim \Delta z \rightarrow 0} \frac{ms\ Cps\ \Delta Ts\mid_{Z} - ms\ Cps\ \Delta Ts\mid_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \frac{Ud\ \pi\ Odt\ Nt\ (T - Ts)}{\Delta Z}$$

$$\frac{ms.Cps.dTs}{dZ} = UD.\pi.Odt.Nt(T - Ts)$$

$$\boxed{\frac{dTs}{dZ} = \frac{UD.\pi.Odt.Nt(T - Ts)}{ms.Cps}}$$

d. Kecepatan Reaksi

1. Reaksi Kimia :

$$2CH_3OH \longrightarrow CH_3OCH_3 + H_2O \qquad (1)$$

Secara simbolis :

$$2A \longrightarrow B + C \qquad (2)$$

$$A \longrightarrow \tfrac{1}{2}B + \tfrac{1}{2}C \qquad (3)$$

Deskripsi :

Terlihat bahwa persamaan 2 dapat disederhanakan menjadi persamaan (3), sehingga secara stoikiometri dapat dikatakan bahwa pembentukan DME membutuhkan $\frac{1}{2}$ mol dari methanol (A), berdasarkan perbandingan koefisien setiap senyawa yang ada.

$$\underbrace{A}_{1} \longrightarrow \underbrace{\tfrac{1}{2}B}_{\frac{1}{2}} + \underbrace{\tfrac{1}{2}C}_{\frac{1}{2}}$$

Sehingga dapat disimpulkan, bahwa :

- Kecepatan pembentukan DME $\frac{1}{2}$ kali kecepatan pengurangan methanol.
- Kecepatan reaksi pengurangan methanol, adalah :

$$-rA \ \frac{1}{2} = rB$$

$$-rA = 2\ rB$$

2. Kinetika Reaksi

Kecepatan reaksi dehidrasi methanol menjadi dimethyl ether dengan menggunakan katalis silica alumina (SiO_2-Al_2O_3) dinyatakan dengan persamaan :

$$-rA = ko \exp\left[-\frac{Ea}{RT}\right] P\ methanol$$

Dengan harga, ko : 1,21 * 10^6 kmol/m^3J Kpa

Ea : 80,48 Kj/mol (energi aktifasi)

P *Methanol* : Y_A P, $Y_A = \frac{NAo(1-X)}{NAo + Nco}$

(Jurnal :Dupont Talks about its DME propellant, "Aerosol Age" May, 1982)

2. Persamaan Pendukung

c. Pressure Drop (DP)

Penurunan tekanan pada pipa yang berisi katalisator (fixed bed) digunakan persamaan 8.23 Wallas, P.194

$$fK = 1{,}75 + 150\left(\frac{1-\varepsilon}{Dp\ G/\mu}\right)$$

= 91,3605 J/mol.K = 91.360,4936 J/kmol.K

Cp H_2O = 33,933 - (0,0084. 250) + (2,9906. 10^{-5}).250^2) - (1,7825.10^{-8} . 250^3)

= 35,1616 J/mol.K = 35.161,6230 J/kmol.K

Kapasitas panas rata-rata = $\sum Cpi * \sum Yi$

=56,2250 J/mol.K

c. Panas Reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis.

Dari buku *'Chemical Properties Handbook'*, diperoleh data panas pembentukan standar (ΔHf) pada kondisi standar (298 K) sebagai berikut:

ΔH_f CH_3OH = -48048,629 kcal/kmol

ΔH_f CH_3OCH_3 = -43959,5873 kcal/kmol

ΔH_f H2O = -57461,5458 kcal/kmol

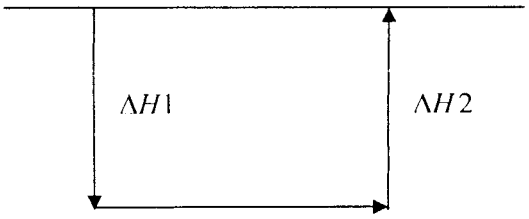
Maka , $\Delta H_R^0 = \Delta Hf CH_3OCH_3 + \Delta Hf H_2O - 2(\Delta Hf CH_3OH)$

= -43959,5873 + (-57461,5458) - 2(-48048,629)

ΔH°_R = -5323,8751 kcal/kmol

Kapasitas panas atau entalpi reaksi dari T reaktan menjadi T produk dengan persamaan [Smith, J.M.,1981,p.12; Daniel, F., 1987,p.66]

Reaktan,T Produk, T



298^0K ΔH_R^0 298^0K

Maka : $\Delta H_R = \Delta H1 + \Delta H_R^0 + \Delta H2$

$$= \sum_R mi \int_T^{298} Cpi.dT + \Delta H_R^0 + \sum_P mi \int_{298}^{T} Cpi.dT$$

Keterangan : ΔH_R = Entalpi reaksi

ΔH_R^0 = Entalpi reaksi pada suhu standar

ΔH_1 = Entalpi reaktan

ΔH_2 = Entalpi produk

Cpi = Kapasitas molal komponen i

T = Suhu reaksi

Kapasitas molal komponen i, dijabarkan melalui persamaan berikut :

$$Cpi = CpA + CpB.T + CpC.T^2 + CpD.T^3$$

$$\int_T^{298} Cpi.dT = \int_T^{298} CpA + CpB.T + CpC.T^2 + CpD.T^3$$

$$= CpA.T + \frac{1}{2}CpB.T^2 + \frac{1}{3}CpC.T^3 + \frac{1}{4}CpD.T^4 \Big|_T^{298}$$

$$\int_{T}^{298} Cpi.dT = \left(CpA.T + \frac{CpB}{2}T^2 + \frac{CpC}{3}T^3 + \frac{CpD}{4}T^4 \right) \Big|_{T}^{298}$$

$$\int_{T}^{298} Cpi.dT = \left(CpA(298 - T) + \frac{CpB}{2}(298^2 - T^2) + \frac{CpC}{3}(298^3 - T^3) + \frac{CpD}{4}(298^4 - T^4) \right)$$

Maka :

$$\Delta Cp \int_{T}^{298} \Delta Cp.dT = \int_{T}^{298} (-11{,}495 + 0{,}13445\ T - 2{,}95374*10^{-4}\ T^2 + 2{,}39005*10^{-7}\ T^3)dt$$

$$= -11{,}495 + 0{,}5*0{,}13445\ T - 0{,}33*2{,}95374*10^{-4}\ T^2 + 0{,}25*2{,}39005*10^{-7}\ T^3$$

$$= -11{,}495\ T + 0{,}06723\ T^2 - 0{,}9846*10^{-4}\ T^3 + 0{,}5975*10^{-7}\ T^4 \Big|_{T}^{298}$$

$\Delta Cpdt(\Delta H_1) =$ -2.352,2159 J/kmol.K

$$\int_{298}^{T} Cpi.dT = \int_{298}^{T} CpA + CpB.T + CpC.T^2 + CpD.T^3$$

$$= CpA.T + \frac{1}{2}CpB.T^2 + \frac{1}{3}CpC.T^3 + \frac{1}{4}CpD.T^4 \Big|_{298}^{T}$$

$$\int_{298}^{T} Cpi.dT = \left(CpA.T + \frac{CpB}{2}T^2 + \frac{CpC}{3}T^3 + \frac{CpD}{4}T^4 \right) \Big|_{298}^{T}$$

$$\int_{298}^{T} Cpi.dT = \left(CpA(T - 298) + \frac{CpB}{2}(T^2 - 298^2) + \frac{CpC}{3}(T^3 - 298^3) + \frac{CpD}{4}(T^4 - 298^4) \right)$$

Maka :

$$\Delta Cp \int_{298}^{T} \Delta Cp.dT = \int_{298}^{T} (-11{,}495 + 0{,}13445\ T - 2{,}95374*10^{-4}\ T^2 + 2{,}39005*10^{-7}\ T^3)dt$$

$= -11,495 + 0,5*0,13445\ T - 0,33*\ 2,95374*10^{-4}\ T^2 + 0,25*2,39005*10^{-7}$

T^3

$= -11,495\ T + 0,06723\ T^2 - 0,9846*10^{-4}\ T^3 + 0,5975*10^{-7}\ T^4 \Big|_{T}^{298}$

$\Delta Cpdt(\Delta H_2) = 2.647,1056$ J/kmol.K

Maka : $\Delta H_R = \Delta H1 + \Delta H_R^0 + \Delta H2$

$\Delta H_R = (-2352,2159 + -5323,8751 + 2647,1056)$J/kmol.K

a. Media Pendingin

Media pendingin dalam reaktor digunakan *Downtherm* A

- T = 200 – 750 F (366,3 – 671,89 °K)
- BM = 165
- Cp = 0,11152 + 0,0003402 T (cal/g K)
- Densitas, ρ = 1,3644 – 9,7073*10^{-4} T (g/cm^3)
- Konduktifitas termal, K = 1,512 - 0,0011632 T (cal/s cm K)
- Viskositas, μ = 1,1*10^{-8} *T^2 - 1,3446*10^{-5}*T + 4,2984*10^{-3}

b. Viskositas Gas

Viskositas gas dapat menggunakan persamaan :

$$\mu = \frac{33,3(BM\ Tc)^{1/2}}{Vc^{2/3}} f(1,33\ TR)$$

$$f(1,33\ TR) = 1,058TR^{0,645} - \frac{0,261}{(1,9TR)^{0,9\log(1,9TR)}} \qquad \text{(Perry, 1973)}$$

dimana:

μ = Viskositas, lb/ft jam

BM = Berat molekul

Tc = Temperatur kritis

TR = Temperatur reduksi, T/Tc

Vc = Volume kritis, cm^3/g mol

Viskositas campuran gas

$$\mu R = \frac{\Sigma\left[(Yi)(\mu i)(BMi)^{1/2}\right]}{\Sigma\left[(Yi)(BMi)^{1/2}\right]}$$

dimana:

μR = Viskositas campuran gas, kg/m j

Yi = fraksi mol masing-masing komponen

BMi = Berat molekul masing-masing komponen

μi = Viskositas masing-masing komponen, kg/m j

Komponen methanol (MeOH)

Dik: T. Kritis (Tc) = 239,6 °C = 512,6 K

Volume Kritis (Vc) = 118 $cm^3/gmol$

BM = 32,04 kg/kmol

T Reduksi (TR) $= \frac{523K}{512,6K} = 1,0203\ K$

$$f(1,33\,TR) = 1,058TR^{0,645} - \frac{0,261}{(1,9TR)^{0,9\log(1,9TR)}}$$

$$f(1,33\,TR) = 1,058.1,0203K^{0,645} - \frac{0,261}{(1,9.1,0203K)^{0,9\log(1,9.1,0203}}$$

$= 0,8519$

$$\mu = \frac{33{,}3(BM\ Tc)^{1/2}}{Vc^{2/3}} f(1{,}33\ TR)$$

$$\mu = \frac{33{,}3(32{,}04 kg/kmol.\ 512{,}6K)^{1/2}}{(118)^{2/3} cm^3/gmol} .\ 0,\ 8519 = 150{,}8730\ \mu p$$

$$\text{Viskositas} = \frac{150{,}8730 \mu p}{10000.0{,}01} = 0{,}000150873 \text{ gr/cm.sec}$$

$$= Yi\ .\ (BMi^{0,5})\ .\ 0{,}000150873$$

$$= 0{,}9464\ .\ (32{,}04^{0,5})\ .\ 0{,}000150873 = 0{,}000808199$$

$$= Yi\ .\ (BMi^{0,5})$$

$$= 0{,}9464\ .\ (32{,}04^{0,5}) = 5{,}3568$$

Komponen DME (CH_3OCH_3)

Dik: T. Kritis (Tc) = 127 °C = 400 K

Volume Kritis (Vc) = 178 cm^3/gmol

BM = 46,07 kg/kmol

T Reduksi (TR) = $\frac{523K}{400K}$ = 1,3075 K

$$f(1{,}33\ TR) = 1{,}058 TR^{0{,}645} - \frac{0{,}261}{(1{,}9TR)^{0{,}9\log(1{,}9TR)}}$$

$$f(1{,}33\ TR) = 1{,}058.1{,}3075K^{0{,}645} - \frac{0{,}261}{(1{,}9.1{,}3075K)^{0{,}9\log(1{,}9.1{,}3075K)}}$$

$$= 1{,}0689$$

$$\mu = \frac{33{,}3(BM\ Tc)^{1/2}.}{Vc^{2/3}} f(1{,}33\ TR)$$

$$\mu = \frac{33{,}3(46{,}07 kg/kmol.400K)^{1/2}}{(178)^{2/3} cm^3/gmol}.1{,}0689 = 152{,}4378$$

$$\text{Viskositas} = \frac{152{,}4378}{10000.0{,}01} = 0{,}000152438 \text{ gr/cm.sec}$$

$$= Yi\ .\ (BMi^{0,5})\ .\ 0{,}000152438$$

$$= 0{,}0045\ .\ (46{,}07^{0,5})\ .\ 0{,}000152438 = 4{,}60242E\text{-}06$$

$$= Yi\ .\ (BMi^{0,5})$$

$$= 0{,}0045.\ (46{,}07^{0,5}) = 0{,}0302$$

Komponen H_2O

Dik: T. Kritis (Tc) = 347,3 °C = 647,3 K

Volume Kritis (Vc) = 56 cm^3/gmol

BM = 18 kg/kmol

T Reduksi (TR) = $\frac{523K}{647{,}3K} = 0{,}8080$ K

$$f(1{,}33\ TR) = 1{,}058 TR^{0,645} - \frac{0{,}261}{(1{,}9TR)^{0,9\log(1{,}9TR)}}$$

$$f(1{,}33\ TR) = 1{,}058.0{,}8080K^{0,645} - \frac{0{,}261}{(1{,}9.0{,}8080K)^{0,9\log(1{,}9.0{,}8080)}}$$

$$= 0{,}679138743$$

$$\mu = \frac{33{,}3(BM\ Tc)^{1/2}}{Vc^{2/3}} f(1{,}33\ TR)$$

$$\mu = \frac{33{,}3(18 kg/kmol.647{,}3K)^{1/2}}{(56)^{2/3} cm^3/gmol}.0{,}6792 = 166{,}5522$$

$$\text{Viskositas} = \frac{166{,}5522}{10000.0{,}01} = 0{,}000166552 \text{ gr/cm.sec}$$

$$= Yi \,.\, (BMi^{0,5}) \,.\, 0{,}000166552$$

$$= 0{,}0492 \,.\, (18^{0,5}) \,.\, 0{,}000166552 = 3{,}47534E\text{-}05$$

$$= Yi \,.\, (BMi^{0,5})$$

$$= 0{,}0492 \,.\, (18^{0,5}) = 0{,}2087$$

Viskositas total = 0,000150873 + 0,000152438 + 0,000166552

= 0,000469955 gr/cm.sec

$$\text{Viskositas } (\mu) \text{ campuran gas} = \frac{0{,}0008476}{5{,}59579}$$

= 0.000151466 gr/cm.sec

$$\text{Viskositas rata-rata} = \frac{0{,}0004699}{3} = 0{,}0001566 \text{ gr/cm.sec}$$

Viskositas Pendingin

Reaksi berlangsung secara eksotermis, maka agar proses berjalan dengan baik digunakan media pendingin jenis *Dowtherm A*.

Maka viskositas pendingin :

$$\mu pendingin = 1{,}1*10^{-8}*473^2 - 1{,}3446*10^{-5}*473 + 4{,}2984*10^{-3}$$

0,0003995 gr/cm.sec

k. Konduktivitas Panas Komponen

Dapat didekati dengan persamaan *Euken's* (Coulson and Richadson)

$$Ki = \mu i\left(Cpi + \frac{10^{-4}}{BMi}\right)$$

Konduktifitas termal campuran

Kavg = ΣKi Wi

Dimana :

μi = Viskositas masing-masing komponen, mNs/m^2

Ki = Konduktifitas termal masing-masing komponen, w/m^0C

BMi = Berat molekul masing-masing komponen

Cpi = Kapasitas panas masing-masing komponen, j/gmol K

Komponen Methanol (CH_30H)

$$Ki = \mu i\left(Cpi + \frac{10^{-4}}{BMi}\right)$$

= 0,000150873 g/cm.dtk*(57,1545 j/mol.k + 10^{-4}/32.04 kg/kmol)

= 0,0086 j/gr.cm.sec.k

Komponen DME (CH_3OCH_3)

$$Ki = \mu i\left(Cpi + \frac{10^{-4}}{BMi}\right)$$

=0,000152438 g/cm.dtk*(91,3605 j/mol.k + $10^{-4/}$/46,07 kg/kmol)

=0,0139 j/gr.cm.sec.k

Komponen Air (H_2O)

$$Ki = \mu i\left(Cpi + \frac{10^{-4}}{BMi}\right)$$

=0,000166552 g/cm.dtk*(35,16100 j/mol.k + $10^{-4/}$/18 kg/kmol)

$$\frac{dP}{\rho f\, dZ} = \frac{fK\, G_T^{\,2}}{Dp\;\; gc}\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\right)$$

$$\boxed{\frac{dP}{\rho f\, dZ} = \frac{fK\, G_T^{\,2}}{Dp\;\rho f\;\; gc}\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}\right)}$$

Dimana : G_T : Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, g/cm^{2}J

ρ : Densitas gas, g/cm^3

Dp : Diameter partikel katalisator, cm

gc : Gaya gravitasi, cm/dtk

ε : porositas tumpukan katalisator

μ : Viskositas gas, gr/cm J

b. Kapasitas Panas

Dari buku *'Chemical Properties Handbook'*, diperoleh data sebagai berikut:

$Cp\ CH_3OH = 40{,}048 - 0{,}03628.\ T + 2{,}4529.10^{-4}.\ T^2 - 2{,}1679.10^{-7}.\ T^3$

$Cp\ CH_3OCH_3 = 34{,}668 + 0{,}070293.\ T + 1{,}653.10^{-4}.\ T^2 - 1{,}7675.10^{-7}.T^3$

$Cp\ H_2O = 33{,}933 - 0{,}0084.\ T + 2{,}9906.\ 10^{-5}.T^2 - 1{,}7825.10^{-8}.\ T^3$

Maka :

$Cp\ CH_3OH = 40{,}048 - (0{,}03628*250) + (2{,}4529.10^{-4}*250^2)$

$(2{,}1679.10^{-7}*250^3)$

$= 57{,}1546$ J/mol.K $= 57.154{,}4504$ J/kmol.K

$Cp\ CH_3OCH_3 = 34{,}668 + (0{,}070293*250) + (1{,}653.10^{-4}*250^2) -$

$(1{,}7675.10^{-7}*250^3)$

=0,0059 j/gr.cm.sec.k

K avg = ΣKi Wi

= (0,0086*0,9653)+(0,0139*0,0065)+(0,0059*0,0282)

= 0,0086 j/gr.cm.sec.k

K pendingin =1,512-0,0010387*Tpendingin* $\frac{4,184}{3600}$

= 1,512-0,0010387 * 473 * $\frac{4,184}{3600}$

= 0,0012 j/kg.K

k. Koefisien Transfer Panas dalam Shell (Ho)

Untuk aliran turbulen (Re 2000 – 1000000), koefisien perpindahan panas dalam *shell* dihitung dengan persamaan Kern :

$$ho = 0,36\left(\frac{Kp}{De}\right)\left(\frac{De\ Gs}{\mu s}\right)^{0,55}\left(\frac{Cps\ \mu s}{Kp}\right)^{1/3}$$

= 0,0022 J/sec..K

dimana:

ho = Koefisien transfer panas dalam shell, cal/jan ^{0}K

Kp = Termal konduktifitas pendingin, cal/jam ^{0}K

μs = Viskositas pendingin dalam shell, g/cm j

Gs = Fluks massa pendingin dalam shell, g/cm^2 j (Ms/as)

as = Flow area shell, cm^2 (IDs*C'*B/PT)

Dimana:

hi = koeffisien perpindahan panas dalam pipa, cal/j cm^2K

K = Konduktifitas termal gas umpan, cal/j cm K

Dp = Diameter partikel katalisator, cm

Re = Reynold number

G_T = Kecepatan aliran gas, g/jam cm^2

μR = Viskositas campuran gas, Cp

Cp = Kapasitas panas gas, cal/j cm K

PR = Prandh number

Perbandingan Dp/DT = 0,15

hw/hi = 7,8

hw = hi*7,8

= 0,0406 J/sec.cm K *7,8 =0,3165 J/sec.cm K

hio = hw (IDt/ODt)

$$hio = 0{,}3165 \text{ J/sec.cm K} \cdot \frac{7{,}336cm}{8{,}89cm} = 0{,}2622 \text{ J/sec.cm K}$$

hw = Koeffisient transfer panas overall dalam pipa

hio = Koeffisient transfer panas dalam tube terkoreksi

i. UC (*Clean Overall Coeffisient Heat Transfer*)

Koefisien perpindahan panas bersih atau clean overall koefisien heat transfer dihitung dengan persamaan :

[Kern,D.Q.,1983,p.121]

$$Uc = \frac{hio.ho}{hio + ho}$$

3. Katalisator

a. Spesifikasi Katalisator

Sebagai katalisator digunakan silica alumina dengan spesifikasi, sebagai berikut :

[Bakshi,K.R.,1975.p.496 ; Smith,J.M.,1981.p.335]

Nama katalisator	: silica alumina
Fase	: Padat
Bentuk	: *Pellet*
Ukuran	: 0,5 inc x 0,5 inc (1,27 cm x 1,27 cm)
Komposisi (% berat)	: 74 % SiO_2
	17,5 %Al_2O_3
	4,5 % MgO
Apparent Density (ρ c)	: 1,121 kg/m^3

b. Diameter Ekivalen Katalisator

Melalui persamaan Brown. G.G.,1978.p.77, diameter ekivalen katalisator dapat dihitung, yaitu :

V bola = $\frac{1}{4}\pi D^2 h$

V cat = $\frac{1}{6}\pi\ Dp^{\ 3}$

$\frac{1}{4}\pi D^2 h = \frac{1}{6}\pi Dp^3$

$\frac{1}{4} D^2 h = \frac{1}{6} Dp^3$

Dp/Dt	0.05	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30
hw/h	5.50	7.00	7.80	7.50	7.00	6.60

.....*(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)*

diambil harga maksimum hw/h pada Dp/Dt = 0,15

Diameter dalam tube (ID) = Dt = Dp/0,15

dimana :

hw : koefisien perpindahan panas dalam pipa berkatalis

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

Dp : diameter katalis

Dt : diameter tube

[Smith,J.M.,1981,p.571]

$ID = Dp_{catalis} / 0,15$

$= 0,5756/0,15$

$= 2,8373$ inci

b. Jumlah Tube

Untuk menghitung banyak tube hal yang harus dilakukan adalah dengan mengetahui diameter reaktor, karena hal ini dapat menunjukkan korelasi antara jumlah tube dengan luas area reaktor itu sendiri.

(Re = 50000) .....(Froment and Bischoff ed.1)

Dari table Kern, D.Q.,1983,p.855 dipilih spesifikasi pipa :

Faktor spericity (ψ) = 0,67 dan ε = 0,48

Spesifikasi tube yang digunakan :

Diameter luar (ODt)	=	3,5	in	=	8,89 cm
Diameter dalam (IDt)	=	2,9	in	=	7,366 cm
Flow area per pipe (at)	=	6,61	in^2		

- Kecepatan Linier Umpan

  Agar reaksi dapat berlangsung, maka aliran gas didalam tube harus turbulen.

  Asumsi :

  Nre = 50000

  $$V = \frac{Nre \cdot \mu}{Dp \cdot \rho p}$$ .....*(Froment and Bischoff, ed.1)*

  Dimana ;

  Dp = diameter partikel katalis (cm) = 1,27 cm

  ρp = densitas katalis (cm) = 1,21 gr/cm^3

sehingga :

$$\rho gas = \frac{\sum BMi.Yi.P}{\rho.Tin} = \frac{31{,}4129 kg/kmol.11 atm}{82{,}06 cm^3 atm/gmol/K.523K} = 0{,}0081 gr/cm^3$$

$$V = \frac{N\,\mathrm{Re}.\mu}{Dp.\rho p} = \frac{50000.0{,}000156652 gr/cm.\sec}{1{,}4538 cm.1{,}21 gr/cm^3} = 4{,}8062 cm/\sec$$

- Kecepatan Massa Velocity (G)

$$G = \frac{\mathrm{Nre}.\mu}{\mathrm{Dt}} = \frac{50000.0{,}000156652 gr/cm.\sec}{9{,}6926 cm} = 0{,}8081 gr/cm^2\ \sec$$

- Luas Penampang Semua Tube dalam Reaktor (At)

Laju aliran umpan (Wt) = 20.901,73 kg/jam

= 5.806,04 gram/det

At = Wt/G

$$= \frac{5806{,}04 gr/\sec}{0{,}8081 gr/cm^2\ \sec} = 7184{,}80 cm^2$$

Sehingga diperoleh jumlah tube (Nt)

Nt = At/at

= 168,48 pipa ≈ 169

Luas penampang pipa (Ao) = $\frac{\pi * di^2}{4}\varepsilon$ = 20,4444 cm^2

Jumlah Pipa Maksimum

Jumlah pipa maksimal terjadi bila kecepatan massa pada keadaan turbulen minimum.

$$Nt\ \max = \frac{At}{Ao} = \frac{7184{,}80 cm^2}{20{,}4444 cm^2} = 351{,}42 \approx 351 pipa$$

Jumlah Pipa Minimum

Jumlah pipa minimal terjadi apabila kecepatan linier gas dalam pipa (di sela-sela katalis) pada keadaan maksimal.

$$V\max = \sqrt{\frac{4(\rho_B - \rho_g)g * Dp}{3\rho gFo}} = 413{,}3562 \text{cm/dtk}$$

Densitas gas $\rho g = \frac{P * BM}{R * T} = 0{,}008051326$ g/cm^3

Kecepatan volumetrik gas dalam pipa $Qv = \frac{wt}{\rho g} = 721127{,}91$ cm^3/dtk

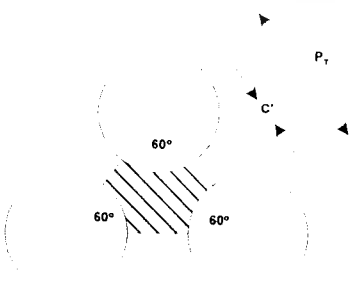
$$At = \frac{Qv}{V\max} = 7174{,}80 \text{ cm}^2$$

Jumlah pipa minimal $Nt\min = \frac{At}{Ao} = \frac{1744{,}57}{413{,}5562} = 85{,}33 \approx 85 pipa$

Maka diperoleh range jumlah pipa antara Nmin dan Nmax yaitu 351 – 85 pipa, kemudian jumlah pipa ditentukan berdasarkan optimasi jumlah katalis.

c. Jenis Susunan Tube

Tube tersusun secara triangular pitch



Jarak antara dua pusat pipa (Pitch)

PT = 1,25 x OD

Jarak antar pipa (Clearance)

C' = PT - OD

5. Spesifikasi Reaktor

a. Tekanan Design

Telah diketahui bahwa :

Tekanan operasi maksimum atau Pmax = 11 atm X 14,7 psi

= 161,7 psi

Tekanan design/P design = 1,5 x161,7 psi

= 242,55 psi

b. Tebal Shell

Direncanakan *shell* terbuat dari *plate steel* SA 285 Grade C dengan spesifikasi sebagai berikut :

Tekanan yang diijinkan (f)	=	13750	psia	.....*(Brownell, P.251)*
Efficiency pengelasan (E)	=	0,8		
Faktor korosi (c)	=	0.125	in	
Diameter *shell* (IDs)	=	73,62	in	
Jari-jari dalam *shell* (ri)	=	36,81	in	
Tekanan operasi	=	11	atm	
Tekanan perancangan	=	1,5 P =	177,8210	psia

Dari table 13-1 Brownell,L.E.,1979 dipilih bahan dinding reaktor

Carbon steel SA-285 Grade-C dengan fall = 13750 psia.

$$ts = \frac{P.ri}{f.E - 0.6P} + c \qquad \text{.....(Brownell, P.254)}$$

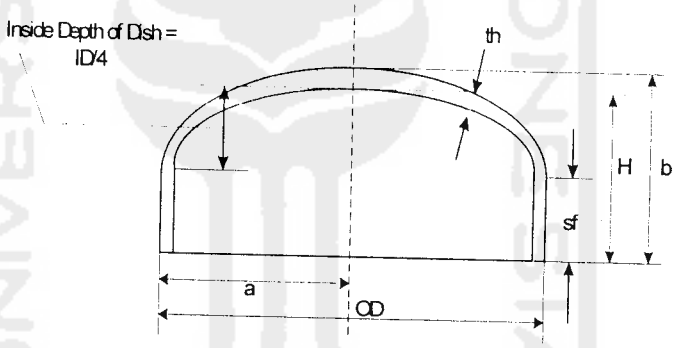
ts = 0,6126 inchi

c. Tebal Head

Untuk tekanan 15-200 psig bentuk head adalah *elipsoidal dishead head*

Bahan Konstruksi : Material stainless stell SA-167 Grade 3 type 304

(Appendix D, Brownell and Young)



Dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell and Young

$$th = \frac{0,855.P.r}{f.E - 0,1P}$$

= 0,7849 inchi

Digunakan *tebal head standart* = 7/8 inchi, =0,875 inchi

Dari tabel 5-7 Brownell and Young P.91 diperoleh ukuran bagian head

Dengan: OD = 96 inchi

Icr = 6 1/8 inchi

r = 96 inchi

icr/r = 6,125/96

Untuk th 7/8 inchi, maka sf = 1,5 – 4 (tabel 5.8, Brownell and Young)

Ditetapkan harga sf = 3 in.

Untuk *ellipsoidal dishead* maka perbandingan a = 2b, (Brownell and Young, P.80)

a = OD/2 dan a = 96/2

= 48 in

a = 2 b, maka b = 48/2

= 24 in

Dengan th = 0,875 in, maka

Tinggi Head (H) = (24 – 0,875) in

= 23,125 in

Inside Depth of Dish = H – sf

= (23,125 – 3) in

= 20,125 in

Tinggi reaktor

HR = tinggi shell + 2 tinggi head

= 581,431 in =14,7 m

Volume reaktor

- Volume head

  VH = 0,000049 IDs^3 *.....(Brownell, P.88)*

  = 10,4456 in^3

- Volume shell

  VS = $\pi/4 . (IDs)^2 . Z$

  = 1499912,228 in^3

Volume reaktor = Volume shell + (2 x Volume head)

= 1499933,119 in^3 = 24,5795 m^3

d. Menghitung Pipi Pemasukan dan Pengeluaran Gas

Kecepatan kritis gas melalui pipa dihitung dengan persamaan 2-20 Ludwig,E.e.,1977,vol.1.,p.67

$$Vco = 68{,}1\sqrt{\left[\left(\frac{Cpo}{Cpo - 1{,}987}\right)\left(\frac{Po}{\rho gas}\right)\right]} = 81{,}0443 \text{ m/detik}$$

Dengan :

Vco = Kecepatan kritis gas masuk (ft/detik)

Cpo = molal heat capacity gas masuk (btu/ibmol. ^{0}F)

Po = tekanan gas masuk (psia)

ρ gas = densitas gas (lb/Cuft)

Dengan diketahuinya hasil perhitungan kecepatan kritis gas (vco), maka kecepatan aliran gas melalui pipa dipilih dalam batasan melebihi data Vco itu sendiri.

Densitas gas masuk dihitung dengan persamaan

$$\rho \text{ gas} = Po.\ BMr/R.To = 8{,}0513 \text{ kg/m}^3$$

dengan :

Po = tekanan gas masuk (atm)

BMr = berat molekul rata-rata (kg/kmol)

R = konstanta gas ideal = 0,082057 m^3 atm/kmol ^{0}K

To = suhu gas masuk (^{0}K)

Berat molekul gas rata-rat dihitung dengan persamaan :

$$BMr = \Sigma BMi.Yi = 31 \text{ kg/kmol}$$

Dengan :

Bmi = berat molekul komponen i (kg/kmol)

Yi = fraksi mol komponen i

Data-data gas masuk reaktor

Pgas = 11 atm

To = 523 K

ρgas = 8,0513 kg/m^3

Qvgas = 5,8 / 8,0513

= 0,7211 m^3/det

Diameter pipa dihitung dengan persamaan :

$$ID = \sqrt{\frac{4.Qvgas}{\pi.Vgas}}$$

$$= 4{,}192 \text{ in}$$

Schedule number pipa dihitung dengan persamaan :

[Brown,G.G.,1978,p.122]

$$\text{Schedule number} = 1000 \text{ x } \frac{P}{Fall}$$

Dimana :

P = tekanan dalam pipa (Psi)

Fall = allowable stress bahan pipa (Psi)

Dari appendix-D Brownell,L.E.,1979,p.342 dipilih bahan *alloy steel* SA-213 Grade TP304 dengan fall = 75.000 psi

$$\text{Sch number} = 1000 \text{ x } \frac{161{,}6554}{75.000}$$

$$= 2{,}1554$$

Maka dari Apendix-K Brownell,L.E.,1979,p.386 dipilih ukuran pipa :

Nominal pipe size	NPs	= 5 inci
Inside diameter	ID	= 4,813 inci
Outside diameter	OD	= 5,563 inci
Flow area	Ao	= 18,19 inci^2
Schedule Number		= 80

d. Pipa pendingin (in & Out)

Untuk ukuran pipa pemasukan dan pendingin dihitung dengan persamaan berikut : [Peter,M.S.,1980]

$$IDopt = 3{,}9(Qvl)^{0,45}(\rho l)^{0,13}$$

Dengan :

IDopt = inside diameter pipa optimum (inci)]

Qvl = kecepatan volumetric pendingin (cuft/det)

ρl = densitas pendingin

Data-data untuk pendingin *downtherm – A* :

kecepatan aliran massa, Mp = 12.500 kg/j

= 7,6563 lb/det

densitas *downtherm –A*, ρl = 68,9021 lb/cuft

Kecepatan volumetrik *downtherm-A* :

Qv = Mp / ρl

= 7,6563 /68,9021 Cuft/det = 0,1111 Cuft/detik

maka didapat : IDopt = $3{,}9(0{,}0888795)^{0,45}(68{,}9021)^{0,13}$

= 2,5 in

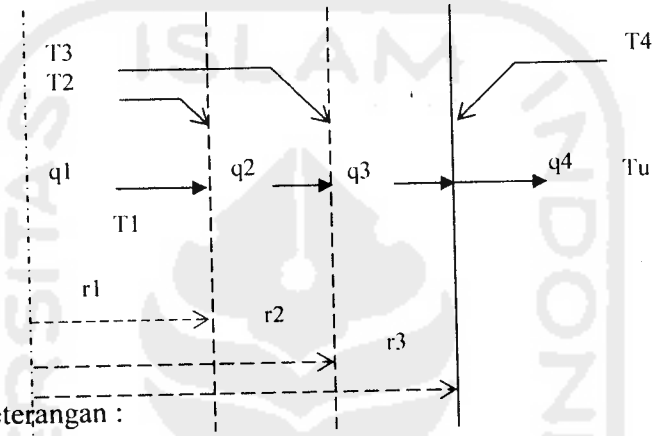
Dari appendix-K Brownell,L.E.,1979,p.386 dipilih ukuran pipa :

Nominal Pipe size, NPS		= 2,5 inci
Inside diameter	ID	= 2,323 inci
Outside diameter	OD	= 2,875 inci
Flow area	Ao	= 4,238 inci
Schedule Number		= 80

A. Isolator

Asumsi :

- Keadaan *steady state*.
- Suhu dalam reaktor sama dengan suhu permukaan dinding sebelah dalam *shell*, T1 = 523 K
- Suhu udara lingkungan, Tu = 298 K



Keterangan :

r1	=	jari-jari dalam *shell*	=	2,4891 ft
r2	=	jari-jari luar *shell*	=	5,1101 ft
r3	=	jari-jari penyekat		
Q1	=	transfer panas konveksi dari pendingon ke dalam reaktor		
Q2	=	transfer panas konveksi dari dinding dalam ke luar reaktor		
Q3	=	transfer panas konveksi dari dinding luar reaktor ke dinding isolasi		
Q4	=	transfer panas konveksi dari dinding isolasi ke udara		
T1	=	suhu reaktor		
Tu	=	suhu udara lingkungan		

- Bahan penyekat yang digunakan adalah asbestos yang memiliki sifat :

  Ka = 0,129 Btu/h.ft.°F

  ρa = 36 lb/ft^3

  εa = 0,96

- Bahan dinding adalah steel SA.283 Grade C dengan sifat :

  Ks = 21 Btu/h.ft.°F .....(Kern, 1956)

  ρs = 490 lb/ft^3

  εs = 0,81 .....(Kern, 1988)

- Peristiwa perpindahan panas dari dinding dalam *shell* ke lingkungan meliputi :

  a. Transfer panas konduksi pada dinding shell

  b. Transfer panas konduksi pada isolator

  c. Transfer panas radiasi dari dinding luar isolator ke lingkungan

  d. Transfer panas konveksi dari dinding luar isolator ke udara luar

- Menghitung panas yang hilang jika tidak menggunakan isolator

  Ts = 482 °F

  Tu = 77 °F

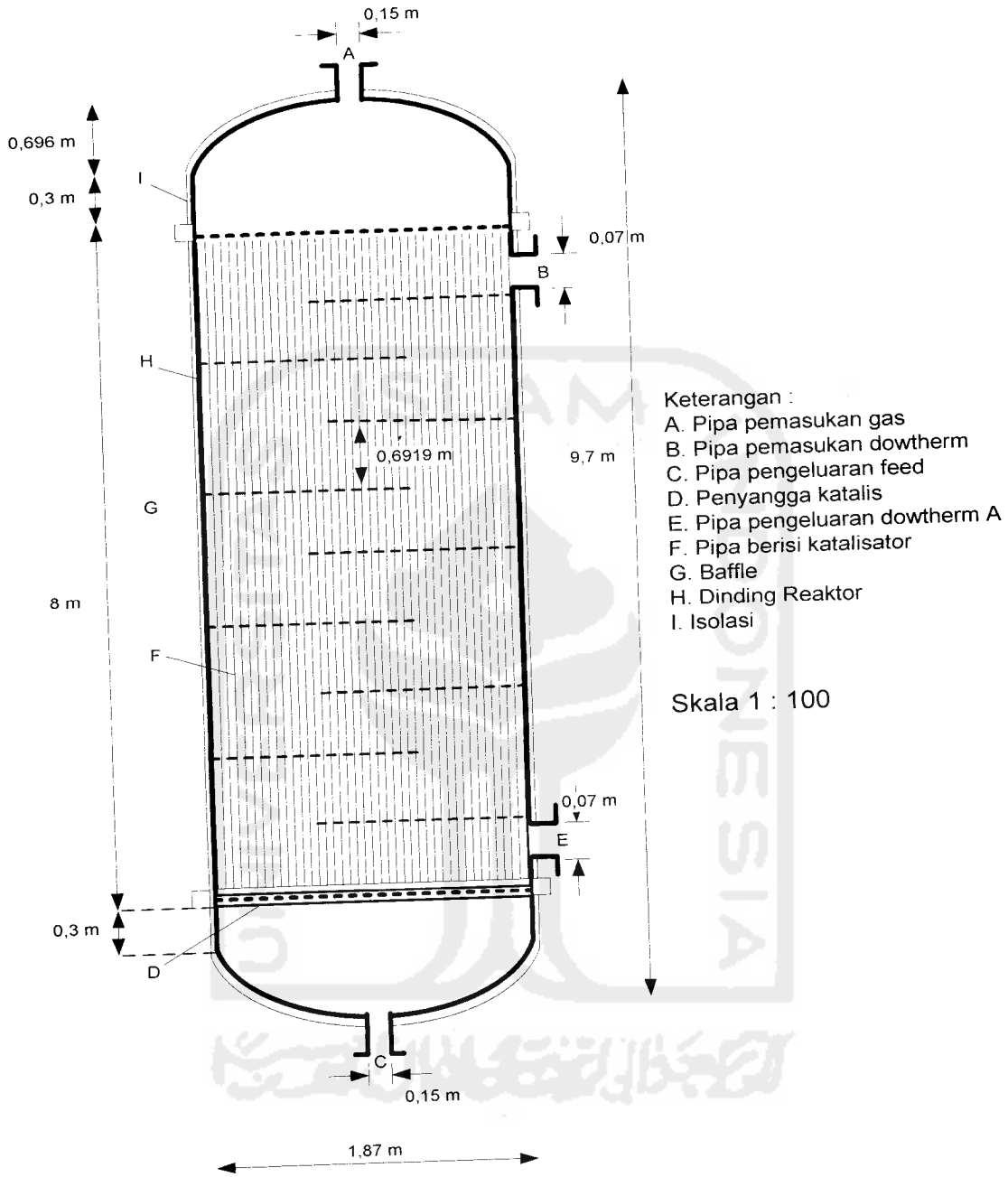
  L = 42,64 ft

  hc = 0.19 . $(\Delta T)^{1/3}$

  = 1,4057 Btu/h.ft^2.oF

  $$hr = \frac{\sigma.E.(Ts^4 - Tu^4)}{.Ts - Tu}$$ .....*(Mc. Adam, P.173)*

  = 0,1848 Btu/h.ft^2.°F



Gambar Reaktor Fixed Bed Multitube

Qloss = (hc + hr).A.(Ts-Tu) .....*(Mc. Adam, P.165)*

= 881472,94 Btu/h

Panas yang hilang direncanakan 5% = 44073,647 Btu/h

Qisolasi = Qloss - panas hilang

= 837399,3 Btu/h

- Mencari tebal isolasi

$$Q\ isolasi = \frac{2.\pi.L\,(Ts - Tu)}{\frac{Ln\,(r2/r1)}{Ks} + \frac{Ln\,(r3/r2)}{Ka}}$$

Sehingga diperoleh

r3 = 5,1437 ft

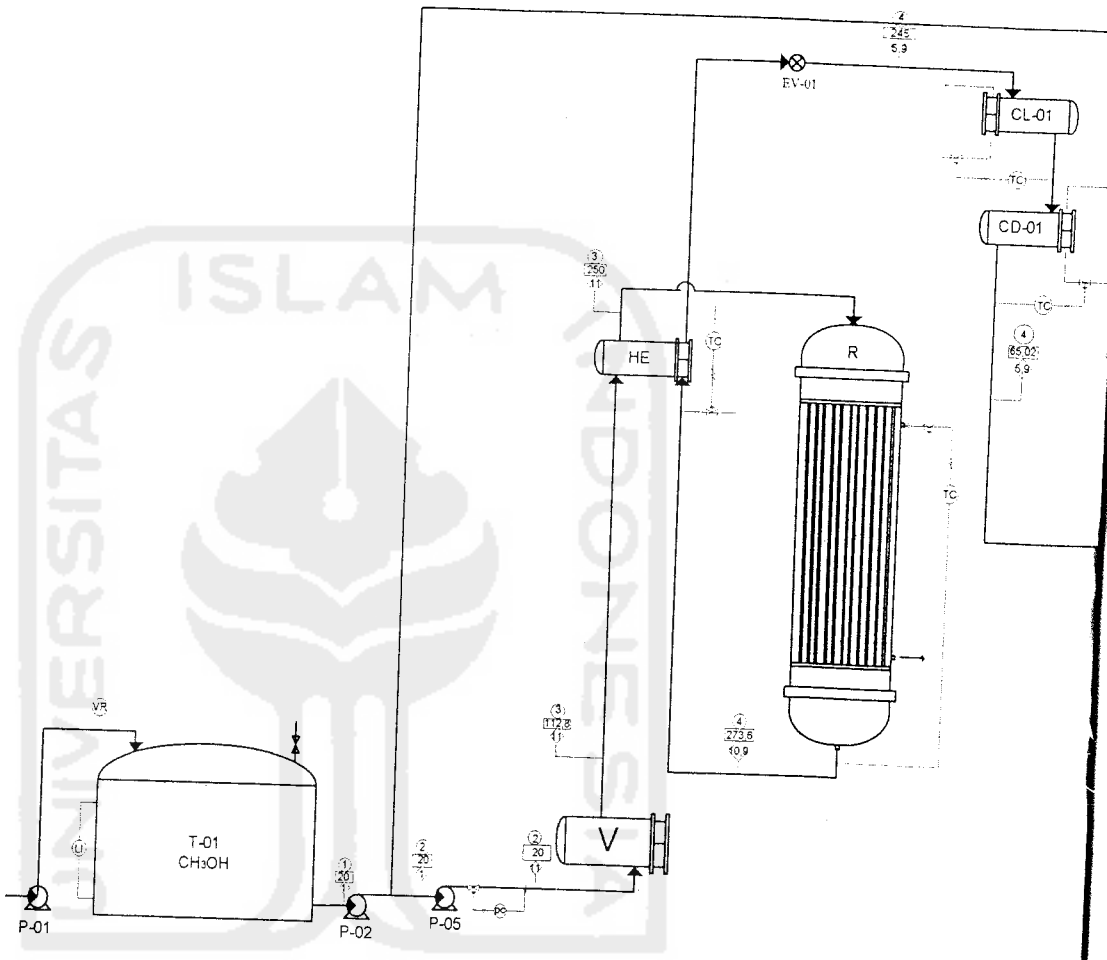
Tebal isolasi yang dibutuhkan = r3 – r2

= 0,4026 in

PROCESS ENGINEERING

PABRIK DIMETHYL ETER

KAPASITAS 75.000 T



KOMPONEN	NOMOR ARUS											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CH3OCH3		136,3440	136,3440	9558,6925	13907,964	4475,6155	9422,3485	136,3440	299,9568	163,6128	135,3440	
CH3OH	15476,6977	20175,697	20175,697	4754,4072	13,9678	4,4981	9,4697	4744,4072	10337,7985	5638,7992	4698,9993	45,9382
H2O	555,6017	589,6877	589,6877	6588,629	55,8713	17,9924	37,8788	6550,7502	74,9892	40,9022	34,0860	6516,6642
TOTAL	16032,2994	20901,7287	20901,7287	20901,7287	13967,8031	4498,1061	9469,6970	11432,0317	10712,7445	5843,3152	4869,4293	6562,6024

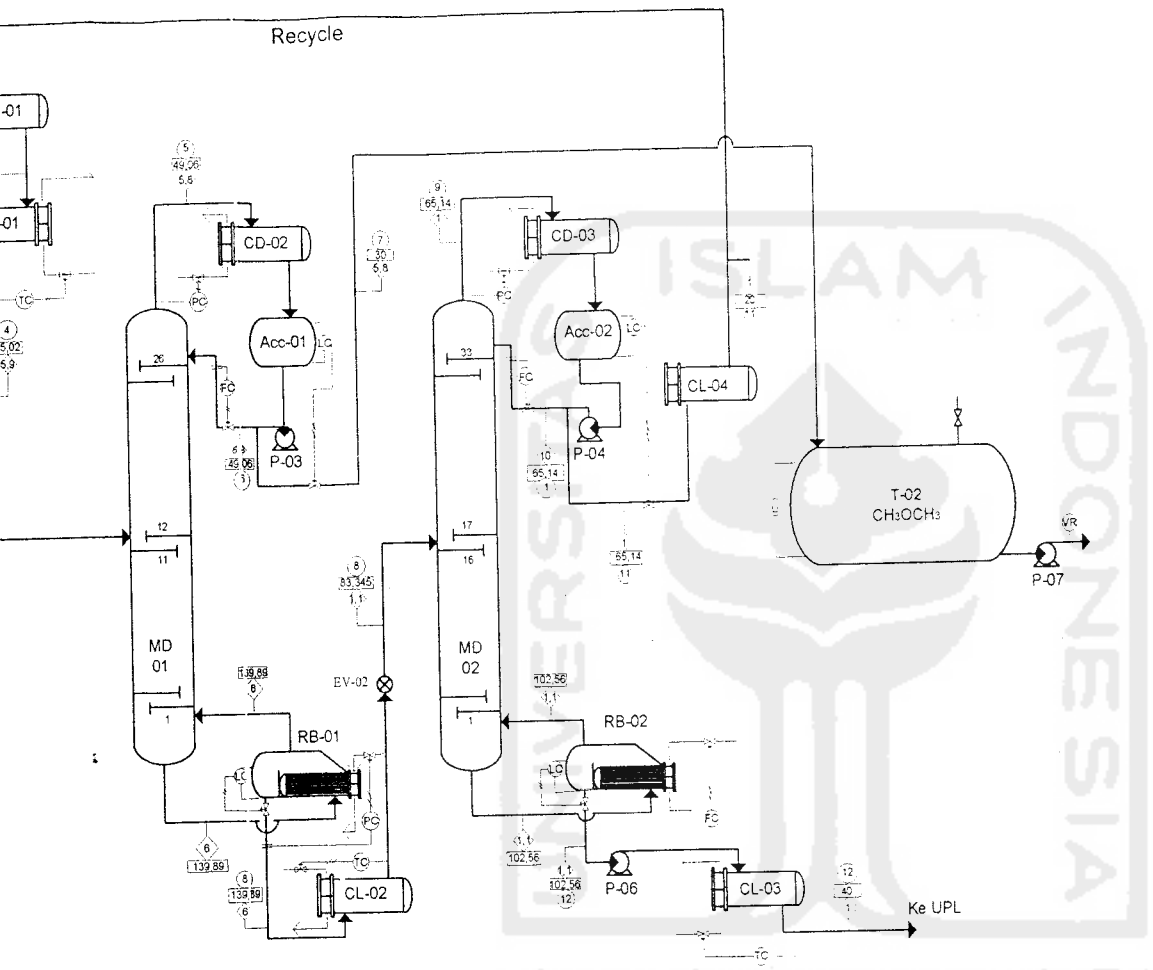
Melda Waty 03 521 081

Ermadevi Yulianty 03 521 125

RING FLOW DIAGRAM

ETER DARI METHANOL

.000 TON/TAHUN



ALAT	KETERANGAN
Acc	Accumulator
CD	Condenser
EV	Expansion Valve
HE	Heater
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
PR	Pressure Reducer
R	Reaktor
RB	Reboiler
SP	Separator
T	Tangki
V	Vaporizer
CL	Cooler

Symbol	KETERANGAN
PC	Pressure Control
LC	Level Control
TC	Temperatur Control
LI	Level Indikator
	Nomor Arus
	Suhu, C
	Tekanan, Atm
FC	Flow Control
VR	Volume Recorder

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK DIMETHYL ETHER DARI METHANOL
KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

Dikerjakan oleh :
1. MELDA WATY (03 521 081)
2. ERMADEVI YULIANTY (03 521 125)

Dosen pembimbing :
H. Ir. Bachrun Sutrisno, M.sc. Hj. Ratna Sri Harjanti, ST

Pra Rancangan Pabrik *Dimethyl Ether* dari *Methanol* Kapasitas 75.000 Ton/Tahun