

TA/TK/2012/48

**PRA RANCANGAN
PABRIK DIMETHYL ETHER DENGAN PROSES
DEHIDRASI METHANOL DENGAN KAPASITAS
90.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Heru Kurniawan

No. Mhs : 07521018

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2012

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS
PRA-RANCANGAN PABRIK

Kami yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Heru Kurniawan

No. Mahasiswa : 07 521 018

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

Dengan demikian pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagai mana mestinya.

Yogyakarta, April 2012



Heru Kurniawan

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**PRA RANCANGAN
PABRIK DIMETHYL ETHER DENGAN PROSES
DEHIDRASI METHANOL DENGAN
KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR



oleh :

Nama : Heru Kurniawan
No.Mhs : 07 521 018

Yogyakarta, Maret 2012

Pembimbing,

Diana ST. MSC

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK DIMETHYL ETHER
DENGAN PROSES DEHIDRASI METHANOL
KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

oleh :

**Nama : Heru Kurniawan
No.Mh : 07 521 018**

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

Yogyakarta, April 2012

Tim Penguji

Diana ST., M.Sc

Ketua

Pratikno Hidayat, Ir., M.Sc

Anggota I

Ariany Zulkania, ST., M.Eng

Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dra. Kamariah Anwar MS.

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	ix
DAFTAR GAMBAR	x
ABSTRACT	xi
 BAB I. PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kapasitas Perancangan	1
1.3 Tinjauan Pustaka	5
 BAB II. PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	8
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	8
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu	9
2.4 Pengendalian Kualitas	9

BAB III. PERANCANGAN PROSES

3.1	Uraian Proses.	13
3.2	Spesifikasi Alat.	15
3.3	Perencanaan Produksi	39

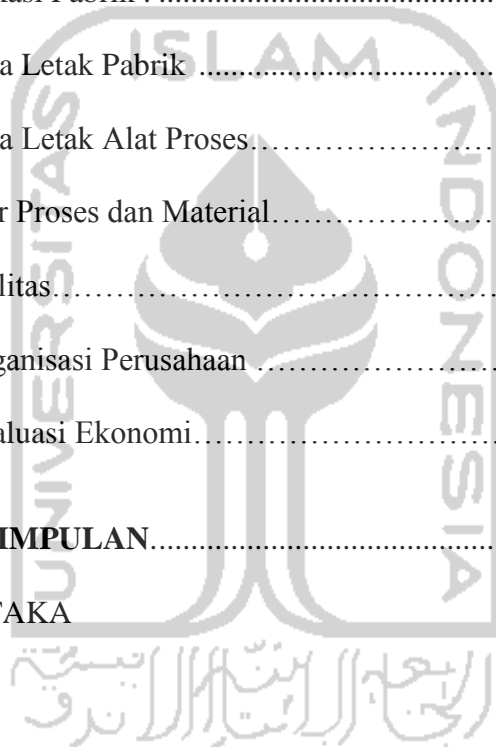
BAB IV. PERANCANGAN PABRIK

4.1	Lokasi Pabrik	40
4.2	Tata Letak Pabrik	41
4.3	Tata Letak Alat Proses.....	44
4.4	Alir Proses dan Material.....	48
4.5	Utilitas.....	57
4.6	Organisasi Perusahaan	61
4.7	Evaluasi Ekonomi.....	73

BAB V. KESIMPULAN.....	99
-------------------------------	-----------

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

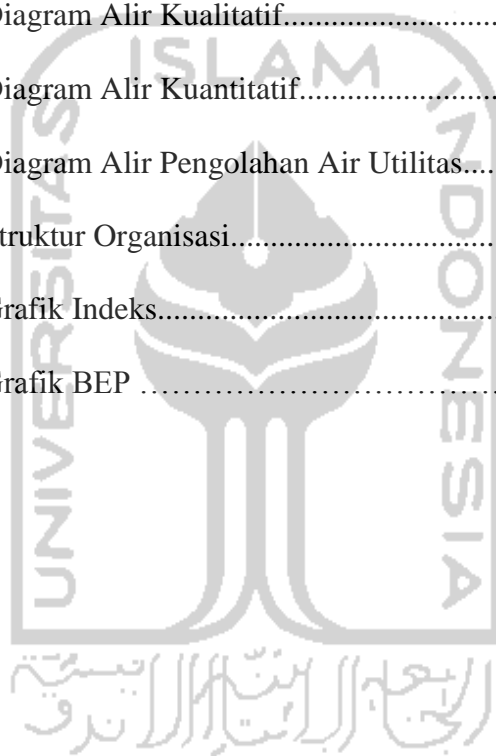


DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Daftar Impor Dimetil Eter Indonesia.....	2
Tabel 1.2	Produsen Dimetil Eter Dunia.....	4
Tabel 3.1	Kebutuhan Bahan Baku.....	39
Tabel 4.1	Perincian Luas tanah dan Bangunan Pabrik.....	42
Tabel 4.2	Gaji Karyawan.....	70
Tabel 4.3	Jadwal Kerja Masing-masing Regu.....	62
Tabel 4.4	Harga Index CEP.....	74
Tabel 4.5	Harga Index Hasil Regresi Linear.....	75
Tabel 4.6	Total Biaya Physical Plant Cost.....	81
Tabel 4.7	Total Biaya Fixed Capital Investment.....	82
Tabel 4.8	Total Biaya Working Capital Investment.....	84
Tabel 4.9	Total Biaya Direct Manufacturing Cost.....	87
Tabel 4.10	Total Biaya Indirect Manufacturing Cost.....	88
Tabel 4.11	Total Biaya Fixed Manufacturing Cost.....	89
Tabel 4.12	Total Biaya Manufacturing Cost.....	90
Tabel 4.13	Total General Expense.....	91
Tabel 5.1	Kesimpulan Evaluasi Ekonomi.....	97

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Grafik Kebutuhan DME Indonesia.....	3
Gambar 4.1	Lay Out Pabrik.....	46
Gambar 4.2	Tata Letak Alat Proses.....	47
Gambar 4.3	Diagram Alir Kualitatif.....	55
Gambar 4.4	Diagram Alir Kuantitatif.....	56
Gambar 4.5	Diagram Alir Pengolahan Air Utilitas.....	60
Gambar 4.5	Struktur Organisasi.....	63
Gambar 4.6	Grafik Indeks.....	74
Gambar 4.7	Grafik BEP	98
Gambar PEFD		



ABSTRACT

The preliminary design of dimethyl ether with 90,000 ton/year capacity utilizes methanol as raw material to produce dimethyl ether with purity of 99.5%. The process is dehydration of methanol with silica-alumina catalyst in fixed bed reactor at 250°C and 13 atmosphere. This plant is a high risk plant because of its high operation condition (temperature and pressure), another raw material and product are flammable.

This plant is planned to be built in Bontang, East Kalimantan, It covers 11.174 m² of land and needs 145 employees. It works continually for 24 hours/day and 330 days/year. Process unit requires 16.832,4728 ton/year of methanol, whereas utility unit needs 17.905,9040 kg/hour water for cooling, 1750 kg/hour water for domestic, 4,074,0901 kg/hour of steam, 294,1532 kg/hour of refrigerant, 799,4183 kW of electricity, 2.304,8672 kg/hour of fuel oil and 500 kg/hour of pressured air.

The economic evaluation shows Fixed Capital of Rp. 74.630.903.100 = US\$ 7,463,090, Working Capital of Rp. 147.210.257.217 = US\$ 14,721,026, Profit before taxes Rp. 66.347.574.493, Profit after taxes Rp. 33.173.787.247. Feasibility studies results in Break Even Point (BEP) of 42.68% (BEP required in Indonesia 40% - 60 %), Shut Down Point (SDP) of 34.95%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 22.97%. Meanwhile, Return On Investment Before Taxes (ROI_b) of 89% (ROI_b required for high risk plant > 44%) and Return On Investment After Taxes (ROI_a) of 44%. along with Pay Out Time Before Taxes (POT_b) of 1.01 years (POT_b required for high risk plant < 2 years) and Pay Out Time After Taxes (POT_a) of 1.84 years in a row. Based on this economic evaluation, it can be concluded that dimethyl ether Plant of 90,000 ton/year is economically feasible.

الجامعة الإسلامية
الابن سينا الأندلس

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Sejalan dengan kemajuan bidang teknologi dan industri di Indonesia, menyebabkan terjadinya peningkatan dan pengembangan usaha dalam segala bidang. Pemerintah memprioritaskan pengembangan usaha pada pembangunan industri kimia yang dapat merangsang pertumbuhan industri lain. Banyak bahan mentah dan bahan setengah jadi yang dapat diolah menjadi produk *intermediate* atau produk jadi, sehingga mengurangi ketergantungan pada produk impor .

Perkembangan teknologi dan industri tersebut menyebabkan peningkatan kebutuhan terhadap bahan kimia, salah satunya dimetil eter. Dimetil eter merupakan senyawa eter paling sederhana yang dikenal sebagai propellan dalam bentuk *aerosol* yang banyak digunakan sebagai bahan pendorong dalam industri parfum, obat pembasmi nyamuk, *foam* (sabun pencukur kumis bagi pria), pengharum ruangan, *colognes*, *hair sprays*, *refrigerant*, *room air fresheners* dan saat sekarang sedang diproyeksikan menjadi salah satu sumber bahan bakar alternatif ramah lingkungan.

1.2 Kapasitas Perancangan

Untuk pemilihan kapasitas rancangan pabrik dimetil eter ini ada beberapa pertimbangan yang perlu dilakukan yaitu:

1.2.1 Proyeksi Kebutuhan Dimethyl Ether Indonesia

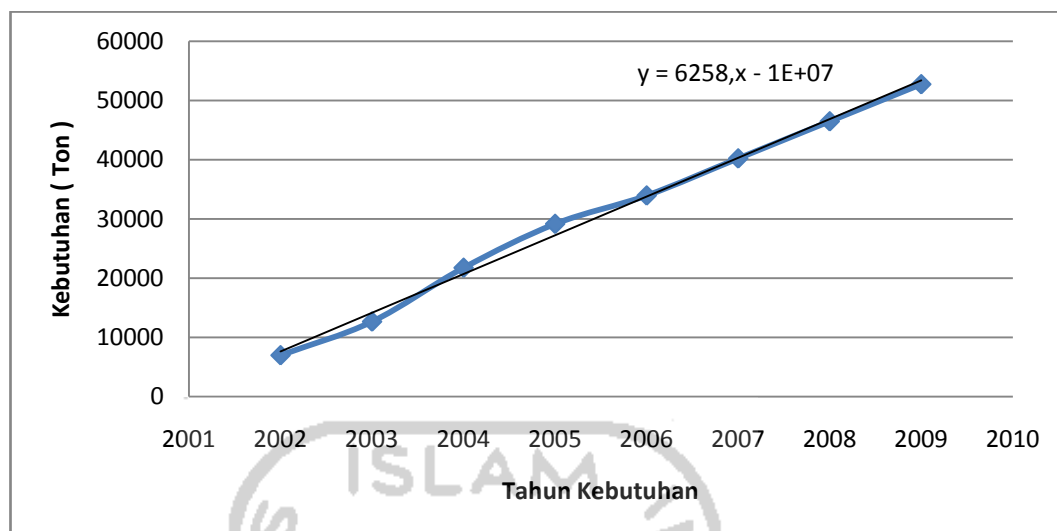
Impor dimetil eter di Indonesia pada tahun 2002 - 2009 yang ditunjukkan oleh data Badan Pusat Statistik, menunjukkan peningkatan yang sangat signifikan, dan akan meningkat di tahun mendatang. Hal ini dapat diasumsikan sebagai kebutuhan dalam negeri untuk dimethyl ether. Hal ini ditunjukkan oleh tabel berikut :

Tabel 1.1 Data Impor Dimetil Eter di Indonesia

Tahun	Produksi (ton/tahun)
2002	6995
2003	12674
2004	21755
2005	29154
2006	33939
2007	40197
2008	46455
2009	52713

(Badan Pusat Statistik, 2011)

Sehingga apabila data tersebut diplotkan dalam suatu grafik, maka akan dapat diperkirakan kebutuhan dimetil eter di Indonesia yang terus mengalami peningkatan dengan menggunakan regresi linier. Kurva prediksi kebutuhan dimetil eter di Indonesia dari tahun ke tahun dapat dilihat pada grafik berikut :



Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Dimethyl Ether Indonesia

Dari grafik tersebut di dapatkan persamaan garis $y = 6258x - 1E+07$. Dengan menggunakan persamaan garis tersebut yang telah didadapt, dapat diprediksikan kebutuhan dimethyl ether di Indonesia pada tahun 2015 mencapai 90.263 Ton.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan dimetil eter berupa metanol yang banyak dihasilkan dalam negeri, sehingga tidak perlu untuk melakukan ekspor dari luar negeri. Metanol dapat diperoleh dari pabrik metanol milik Pertamina di Pulau Bunyu yang beroperasi dengan kapasitas 330.000 ton/tahun, PT Medco Energy dengan kapasitas 300.000 ton/tahun atau Kaltim Methanol Industry dengan kapasitas 660.000 ton/tahun.

1.2.3 Kapasitas Pabrik yang Telah Beroperasi

Berikut adalah beberapa pabrik dimetil eter yang telah berproduksi didunia dengan kapasitas sebagai berikut :

Tabel 1.2 Tabel Produsen DME Dunia

PRODUSEN	KAPASITAS (ton/tahun)
CHINA ENERGY	900.000
IRAN'S ZAGROS PETROCHEMICAL	800.000
JAPAN'S TOYO ENGINEERING	110.000
QATAR	2.000.000
PT BUMI TANGGERANG GAS	1.500

1.2.4 Konsumsi Methanol Indonesia

Pemakai terbesar methanol adalah industri formaldehide, acetic acid, MTBE dan industri lain yang menggunakan methanol sebagai bahan baku hingga mencapai 85 % produksi methanol Indonesia. Untuk Indonesia, 80 % pembeli methanol adalah industri formaldehide yang menghasilkan adhesives untuk plywood dan industri wood processing lainnya.

Produksi dari PT. Kaltim Methanol Industri telah dipasarkan berbagai wilayah Indonesia maupun luar negeri. Untuk pemasaran luar negeri dilakukan oleh Sojitz Corporation sebesar 70% (480.000 MT) dan sisanya 30% (180.000 MT) untuk wilayah Indonesia oleh PT. Humpuss.

Dari data diatas dapat dibuktikan bahwa kebutuhan methanol di Indonesia telah terpenuhi oleh industri Methanol indonesia, dan juga mereka dapat mengekspor dengan jumlah yang besar. Sehingga methanol sebagai bahan baku cukup aman ketersediaanya di dalam negeri.

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas, dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik dimetil eter yang akan didirikan pada tahun 2015 mempunyai kapasitas 90.000 ton/tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

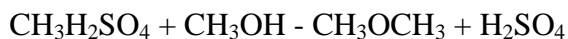
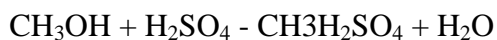
Dimetil eter adalah senyawa eter yang paling sederhana dengan rumus kimia CH_3OCH_3 . Dikenal juga sebagai metil eter atau wood eter, yang merupakan gas tak berwarna. Jika dimetil eter dioksidasi yang terjadi adalah dekomposisi menjadi bentuk metanol dan formaldehid. Dimetil eter dapat juga dibuat dengan oksidasi methanotrophic bacteria, namun kendalanya dimetil eter bukan sebagai zat pertumbuhan untuk bacteria tersebut.

Secara umum pembuatan dimetil eter dapat dilakukan dengan dehidrasi senyawa golongan alkohol. Ada dua macam metode sintesis dimetil eter yang dipakai di industri, yaitu proses dehidrasi metanol dengan katalis asam sulfat dan proses dehidrasi metanol dengan *direct contact* dengan katalis alumina.

a. Dehidrasi Metanol dengan Katalis Asam Sulfat

Pada dehidrasi metanol dengan katalis asam sulfat, prosesnya dilakukan dengan menguapkan metanol yang kemudian dilewatkan pada reaktor yang telah terisi katalisator H_2SO_4 pada suhu 125-140°C dan tekanan 2 atm, campuran produk keluar dari reaktor yang terdiri dari dimetil eter, air dan metanol dilewatkan ke *scrubber* kemudian dimurnikan dengan proses distilasi. Pada proses ini diperoleh konversi reaksi sebesar 45 %.

Adapun reaksinya :

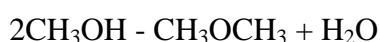


Proses pembuatan dimetil eter dengan proses ini mempunyai keuntungan karena suhu dan tekanan operasi relatif rendah. Sedangkan kerugian menggunakan proses ini yaitu :

1. Peralatan yang digunakan lebih banyak
2. Menggunakan asam sulfat yang bersifat korosif sehingga diperlukan peralatan dengan bahan konstruksi yang tahan terhadap korosi dan harganya lebih mahal.
3. Konversinya rendah.

b. Dehidrasi Metanol dengan *Direct Contact* Menggunakan Katalis Alumina

Proses kontak langsung (*direct contact*) antara metanol dengan katalis alumina (Al_2O_3) mengandung 10,2% silika disebut juga metode Senderens karena ditemukan oleh Senderens. Reaksi dilakukan pada temperatur tinggi ($250^\circ\text{C} - 400^\circ\text{C}$) dalam fase gas dan tekanan 13 atm. Dengan demikian secara teoritik gas metanol dikontakan secara langsung dengan katalis Al_2O_3 (padat) dalam reaktor pada temperatur tinggi. Selanjutnya dimetil eter yang terbentuk dipurifikasi lagi dengan distilasi, untuk memisahkan antara dimetil eter dengan pengotor lain (H_2O dan metanol yang masih tersisa dalam reaksi). Pada proses ini diperoleh konversi reaksi sebesar 80 %. Adapun reaksinya :

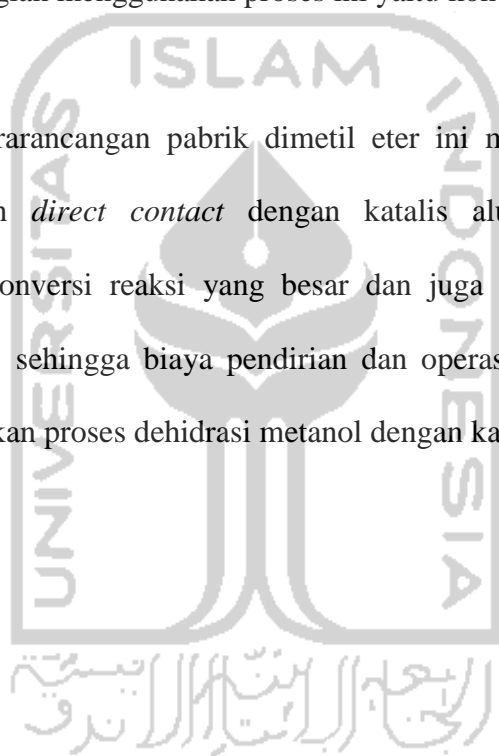


Proses pembuatan dimetil eter dengan proses ini mempunyai beberapa keuntungan yaitu :

1. Prosesnya sederhana, peralatan yang digunakan sedikit
2. Biaya investasi untuk peralatan yang digunakan sedikit
3. Konversi tinggi

Sedangkan kerugian menggunakan proses ini yaitu kondisi operasi reaktor tinggi.

Tugas prarancangan pabrik dimetil eter ini mengikuti proses dehidrasi metanol dengan *direct contact* dengan katalis alumina karena proses ini menghasilkan konversi reaksi yang besar dan juga peralatan yang digunakan lebih sederhana, sehingga biaya pendirian dan operasi pabrik lebih murah dari pada menggunakan proses dehidrasi metanol dengan katalis asam sulfat.



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Dimetil eter

Rumus Molekul	: CH_3OCH_3
Berat Molekul	: 46,07 g/mol
Titik Beku	: $-141,34\text{ }^\circ\text{C}$
Titik didih (pada 1 atm)	: $-24,69\text{ }^\circ\text{C}$
Kenampakan	: Cair tidak berwarna
Kemurnian	: 99,5 % berat
Impuritas (air)	: Methanol = 0,5 % berat
Kelarutan dalam alkohol, eter	

2.2 Spesifikasi Bahan baku

2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Metanol

Rumus molekul	: CH_3OH
Berat molekul	: 32,04 g/mol
Kenampakan	: Cair tidak berwarna
Titik Beku	: $-97,53\text{ }^\circ\text{C}$

Titik didih (pada 1 atm)	: 64,85 °C
Kemurnian	: 94 % berat
Impuritas (air)	: 6 % berat
Kelarutan dalam air, alkohol, eter	

2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu (Katalis)

Silika-Alumina

Rumus molekul	: $\text{SiO}_2\text{-Al}_2\text{O}_3$
Bentuk	: <i>Sphere</i>
Diameter	: 0,43 cm
<i>Partikel density</i>	: 1,14 g/cm ³
<i>Specific surface area</i>	: 342 m ² /g
<i>Porosity (ε)</i>	: 0,51

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik dimetil eter ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

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

proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa metanol dan bahan-bahan pembantu silika-alumina dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

2.3.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

2.3.2.1 Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variabel *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2.3.2.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.

- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.3.3 Pengendalian Kualitas

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan.

Pemeriksaan rutin harus dilakukan untuk menjaga kualitas produk maupun untuk mengetahui apakah proses berjalan normal atau tidak, sehingga apabila terjadi penyimpangan dapat segera diatasi. 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, warna dan viskositas .
- 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, kadar impuritis/inert, kadar air, densitas, viskositas, dan spesifik gravity.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

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

➤ 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-01) pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm bersama-sama dengan methanol cair dari hasil atas pada menara distilasi 02 (MD-02) dialirkan menggunakan pompa (P-02) ke pompa (P-03) selanjutnya ke vaporizer (V) bersama sama hasil bawah separator yang direcycle. Didalam vaporizer (V) metanol cair akan berubah fase menjadi uap pada suhu 149,15 °C dan tekanan 13 atm. Uap methanol keluar dari hasil atas separator (SP) dimasukkan ke heat exchanger (HE-01) untuk menaikkan suhu gas umpan reactor hingga suhu 250°C.

➤ Dehidrasi Methanol

Proses dehidrasi methanol ini berlangsung dalam reaktor *fixed bed multitube* (R) pada suhu 250 °C dan tekanan 13 atm dengan konversi 80%. Uap methanol sebagai reaktan masuk pada pipa-pipa reaktor yang berisi katalisator

silica alumina. Karena reaksi bersifat eksotermis, maka digunakan air sebagai pendingin, yang dilewatkan pada bagian shell reaktor. Reaktor bekerja secara non isothermal dan non adiabatik pada keadaan eksotermis. Produk reaktor keluar pada suhu sekitar 259,31 °C dengan tekanan 12,99 atm.

➤ Pemisahan dan Pemurnian Produk

Campuran gas keluar reaktor terdiri dari produk dimetil eter dan sisa reaktan yang belum bereaksi, kemudian dialirkan ke HE-01 untuk dimanfaatkan panasnya sebagai pemanas pada HE-01. Gas keluar dari HE-01 masuk ke turbin untuk diturunkan tekanannya sehingga menjadi 6 atm. Sebelum masuk menara distilasi (MD-01) gas keluar turbin diturunkan suhunya di pendingin (HE-02) hingga suhu 60,34 °C, kemudian dikondensasikan 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 dengan kemurnian 99,5% yang kemudian dialirkan ke condenser (CD-02) pada suhu 23,46 °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 refluks. Produk disimpan pada suhu 23,46 °C dan tekanan 5,8 atm, kondisi ini berada di bawah suhu lingkungan (35°C). Oleh karena itu dibutuhkan refrigerant dengan sistem auto refrigerant untuk menjaga suhu dari tangki tersebut dan pressure control untuk menjaga tekanan, agar tak terjadi proses penguapan yang berlebihan. Hasil bawah menara distilasi (MD-01)

keluar dalam keadaan cair jenuh pada suhu 141,17 °C dan tekanan 6,2 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 83,31 °C dan diturunkan tekanannya dengan *pressure reducer* 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 60,01 °C dan tekanan 1 atm. Kemudian dikondensasikan pada condenser (CD-03) yang keluar berupa cairan jenuh pada suhu 56,84 °C dan tekanan 1 atm untuk direcycle dan sebagian dikembalikan ke menara distilasi (MD-02) sebagai refluks. Produk bawah keluar pada kondisi cair jenuh pada suhu 104,91 °C dengan tekanan 1,2 atm. Sebagian dikembalikan ke menara setelah diuapkan dalam reboiler (RB-02) dan sebagian dialirkan menuju pendingin (HE-04) untuk diturunkan suhunya sampai 35 °C setelah itu dialirkan ke unit pengolahan limbah (UPL).

3.2 Spesifikasi Alat

1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Metanol

Tugas : Menyimpan Metanol sebanyak 2.019.896,7312 kg/jam
untuk keperluan 5 hari

Jenis : Tangki silinder tegak, *flat bottom, conical roof*

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 30 °C

Spesifikasi : Diameter = 30,48 m
Tinggi = 12,19 m
Tebal Shell = 1,2561 in (0,0319 m)
Tebal Head = 3 in (0,0762 m)

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Harga : \$ 102,697

2. Tangki Penyimpanan Produk Dimetil Eter

Tugas : Menyimpan produk dimetil eter selama 15 hari sebanyak
4.090.909,0909 kg/jam

Jenis : Tangki silinder tegak, *flat bottom, torishperical dished head*

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 5,8 atm
Suhu = 23,4545 °C

Spesifikasi : Diameter = 36,58 m
Tinggi = 15,24 m
Tebal Shell = 1,8304 in (0,0465 m)
Tebal Head = 7 in (0,1778 m)

Sistem Refrigerasi : Auto Refrigerant
 Jumlah Refrigerant : 648,4858 lbm/jam
 Jumlah : 1 buah
 Bahan : Carbon Steel 285 grade C
 Harga : \$ 166,128

3. Reaktor

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi uap metanol menjadi dimetil eter sebanyak 20.810,1282 kg/jam

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Fase : Gas

Kondisi Operasi : Eksotermis

Tekanan = 13 atm

Suhu = 250 °C

Spesifikasi : Diameter = 66,1053 in (1.6791 m)
 Tinggi = 149,606 in (3,8 m)
 Tebal Shell = 1/4 in (0,0063 m)
 Tebal Head = 3/4 in (0,0190 m)

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Harga : \$ 29,036

4. Separator

Tugas : Memisahkan campuran uap - cair yang keluar dari vaporizer sebanyak 25.984,1076 kg/jam

Jenis : Tangki silinder tegak

Kondisi Operasi : Tekanan = 13 atm

Suhu = 149,1550 °C

Spesifikasi : Diameter = 48 in (1,2192 m)

Tinggi = 146,1562 in (3,7124 m)

Tebal Shell = 0,6250 in (0,0158 m)

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 24,570

5. Menara Distilasi 1

Tugas : Memisahkan produk dimetil eter sebanyak 20.807,4221 kg/jam

Jenis Plate : *Sieve Tray*

Kondisi Operasi : - Puncak Menara : Tekanan = 5,8 atm

Suhu = 30,1531 °C

- Umpan : Tekanan = 6 atm

Suhu = 60,3356 °C

- Dasar Menara : Tekanan = 6,2 atm

Suhu = 141,1748 °C

Spesifikasi : Diameter = 1,3119 m
 Tinggi = 22,4000 m
 Tebal Shell = 0,3750 in (0,0095 m)
 Tebal Head = 0,6250 in (0,0158 m)

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 1,307

6. Menara Distilasi 2

Tugas : Memisahkan metanol untuk *direcycle* sebanyak
 9.443,7857 kg/jam

Jenis Plate : *Sieve Tray*

Kondisi Operasi : - Puncak Menara : Tekanan = 1 atm
 Suhu = 65,0138 °C
 - Umpan : Tekanan = 1,1 atm
 Suhu = 83,3063 °C
 - Dasar Menara : Tekanan = 1,2 atm
 Suhu = 104,9100 °C

Spesifikasi : Diameter = 1,7040 m
 Tinggi = 11,0000 m
 Tebal Shell = 0,1875 in (0,0048 m)
 Tebal Head = 0,1875 in (0,0048 m)

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 1,529

7. Vaporizer

Tugas : Memanaskan dan menguapkan metanol sebanyak
25.984,1076 kg/jam sebagai umpan separator

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 25.757.378,8189 kJ/jam

Luas transfer panas : 3.536,6817 ft² (328,568 m²)

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

Shell Side

- Fluida dingin : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- ID : 37 in (0,9398 m)

- Baffle space : 11,1 in (0,2819 m)

- Pass : 2

Tube Side

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah tube : 1.127

- OD; BWG : 0,75 in (0,0190 m); 16

- ID : 0,62 in (0,0158 m)

- Pass : 4

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,0034 hr.ft².°F/Btu

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

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 26,411

8. Heat Exchanger 01

Tugas : Memanaskan fluida sebanyak 20.810,1282 kg/jam dari separator ke reaktor

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 3.588.400,78 kJ/jam

Luas transfer panas : 2.046,2403 ft² (190,102 m²)

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

Shell Side

- Fluida Panas : dimetil eter, metanol dan air yang keluar reaktor

Ukuran :

- ID : 35 in (0,889 m)

- Baffle space : 10,5 in (0,2667 m)

- Pass : 1

Tube Side

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

Ukuran :

- Jumlah tube : 489

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

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

- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

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

Catatan : HE 01 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 24,258

9. Cooler 01

Tugas : Mendinginkan fluida sebanyak 20.807,4221 kg/jam dari reaktor ke condensor 1

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 6.118.710,8061 kJ/jam

Luas transfer panas : 2.491,7740 ft² (231,493 m²)

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

Shell Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- ID : 37 in (0,9398 m)

- Baffle space : 14,8 in (0,3759 m)

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- Jumlah tube : 595
- OD; BWG : 1 in (0,0254 m); 16
- ID : 0,87 in (0.0221 m)
- Pass : 1

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,007 hr.ft².°F/Btu

Catatan : Cooler 1 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$.

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 27,302

10. Cooler 02

Tugas : Mendinginkan hasil bawah Menara Distilasi 1 sebelum masuk Menara Distilasi 2 sebanyak 9.443,7857 kg/jam

Jenis : *shell and tube Pipe Heat Exchanger*

Beban Panas : 1.990.347,5220 kJ/jam

Luas transfer panas : 252,0890 ft² (23,4198 m²)

Panjang : 6 ft (1,8288 m)

Shell Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- ID : 17,25 in (0,4382 m)

- Baffle space : 6,9 in (0,1753 m)

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : methanol dan air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 215

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

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

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,008 hr.ft².F/Btu

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

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 6,906

11. Cooler 03

Tugas : Mendinginkan fluida hasil bawah menara distilasi 2
sebelum diolah ke UPL sebanyak 5.466,1303 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 1.591.329,0584 kJ/jam

Luas transfer panas : 842,1620 ft² (78,2394 m²)

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

Shell Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- ID : 19,25 in (0,4889 m)

- Baffle space : 5,775 in (0,1467 m)

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : methanol dan air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 269

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

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

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,005 hr.ft².F/Btu

Catatan : Cooler 3 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$.

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 14,240

12. Condensor 01

Tugas : Mengembunkan fluida sebanyak 20.807,4221 kg/jam dari heat exchanger 1 sebagai umpan Menara Distilasi 1

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 18.863.731,2450 kJ/jam

Luas transfer panas : 2.718,6161 ft² (252,568 m²)

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

Shell Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- ID : 35 in (0,889 m)

- Baffle space : 17,5 in (0,4445 m)

- Pass : 2

Tube Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 866

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

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

- Pass : 4

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,004 hr.ft².F/Btu

Catatan : Condensor 1 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 28,767

13. Condensor 02

Tugas : Mengembunkan fluida hasil atas menara distilasi 1
sebanyak 11.363,6364 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 1.574.696,28 kJ/jam

Luas transfer panas : 494,8923 ft² (45,977 m²)

Panjang : 6 ft

Shell Side

- Fluida dingin : Chilled Water

Ukuran :

- ID : 29 in (0,7366 m)

- Baffle space : 14,5 in (0,3048 m)

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 316

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

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

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,004 hr.ft².F/Btu

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

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 13,075

14. Condensor 03

Tugas : Mengembangkan fluida hasil atas menara distilasi 2
sebanyak 3.977,6554 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 6.802.738,53 kJ/jam

Luas transfer panas : 1.030,9966 ft² (95,7827 m²)

Panjang : 8 ft

Shell Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- ID : 35 in (0,8890 m)

- Baffle space : 14 in (0,3556)

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 493

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

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

- Pass : 2

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².F/Btu

Dirt Factor available : 0,0039 hr.ft².F/Btu

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

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 20,308

15. Reboiler 01

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi 1 sebanyak 9.443,7857 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 6.733.211,9024 kJ/jam

Luas transfer panas : 1.008,6046 ft²

Panjang : 16 ft

Shell Side

- Fluida dingin : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- ID : 25 in (0,635 m)
- Baffle space : 10 in (0,254 m)
- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : steam
- Ukuran :
- Jumlah Tube : 241
- OD; BWG : 1 in (0,0254 m); 16
- ID : 0,87 in (0,0221 m)
- Pass : 2
- Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu
- Dirt Factor available : 0,006 hr.ft².°F/Btu
- Catatan : Reboiler 1 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$.
- Bahan : Stainless Steel
- Harga : \$ 20,043

16. Reboiler 02

- Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi 2
sebanyak 5.466,1303 kg/jam
- Jenis : *Kettle Reboiler*
- Beban Panas : 8.361.914,2799 kJ/jam

Luas transfer panas : 475,2053 ft²

Panjang : 12 ft

Shell Side

- Fluida dingin : metanol dan air

Ukuran :

- ID : 19,25 in (0,4889 m)

- Baffle space : 7,7 in (0,1956 m)

- Pass : 2

Tube Side

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 202

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

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

- Pass : 4

Dirt Factor min : 0,003 hr.ft².°F/Btu

Dirt Factor available : 0,004 hr.ft².°F/Btu

Catatan : Reboiler 2 memenuhi syarat, karena $R_d \text{ available} > R_d \text{ min.}$

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 10,102

17. Accumulator 01

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi Menara distilasi 1
sebanyak 11.363,6364 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Spesifikasi :

- Diameter = 39,1376 in (0,9941 m)
- Panjang = 234,8257 in (5,9646 m)
- Tebal Shell = 0,375 in (0,0095 m)
- Tebal Head = 0,3125 in (0,0079 m)

Harga : \$ 14,087

18. Accumulator 02

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi Menara distilasi 2
sebanyak 3.977,6554 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Spesifikasi :

- Diameter = 27,2099 in (0,6911 m)
- Panjang = 163,2594 in (4,1468 m)
- Tebal Shell = 0,1875 in (0,0048 m)
- Tebal Head = 0,1875 in (0,0048 m)

Harga : \$ 7,322

19. Pompa 01

Tugas : Mengalirkan larutan metanol dari pembelian ke tangki penyimpanan bahan baku sebanyak 84.162,3638 kg (kebutuhan 5 hari) dalam waktu 5 jam

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 7,981 in (0,2027 m)

Sch N = 40

NPS = 8 in (0,2032 m)

Total head : 14,8580 m

Putaran motor : 1750 rpm

Putaran Spesifik : 3538,3261 rpm

BHP : 7,8309 Hp

Power teoritis : 9,1058 Hp

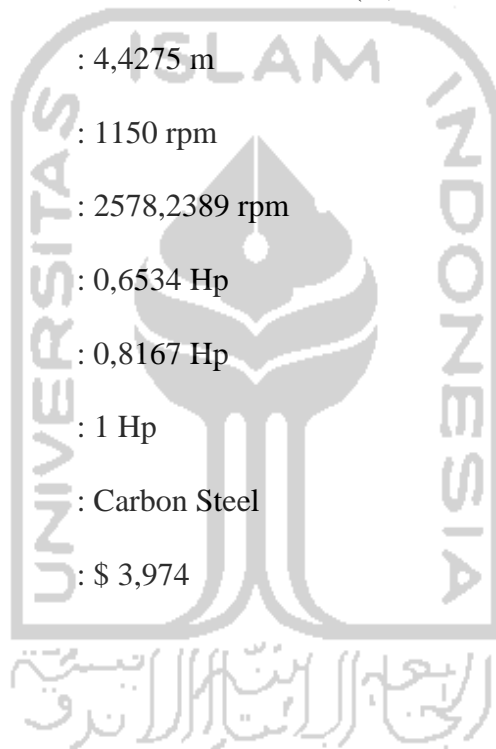
Power motor : 9,5 Hp

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 10,437

20. Pompa 02

Tugas	: Mengalirkan fluida dari tangki bahan baku ke arus percabangan arus recycle sebanyak 16.832,4728 kg/jam
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Ukuran pipa	: ID = 3,068 in (0,0779 m) Sch N = 40 NPS = 3 in (0,0762 m)
Total head	: 4,4275 m
Putaran motor	: 1150 rpm
Putaran Spesifik	: 2578,2389 rpm
BHP	: 0,6534 Hp
Power teoritis	: 0,8167 Hp
Power motor	: 1 Hp
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: \$ 3,974



21. Pompa 03

Tugas	: Mengalirkan dan menaikkan tekanan fluida sebanyak 20.810,1282 kg/jam dari arus percabangan recycle ke vaporizer
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Ukuran pipa	: ID = 4,026 in (0,3355 m) Sch N = 40 NPS = 4 in (0,1016 m)

Total head : 2,3946 m
 Putaran motor : 1150 rpm
 Putaran Spesifik : 216,9950 rpm
 BHP : 0,4369 Hp
 Power teoritis : 0,5461 Hp
 Power motor : 0,5 Hp
 Bahan : Carbon Steel
 Harga : \$ 4,575

22. Pompa 04

Tugas : Mengalirkan fluida sebanyak 20.807,4221 kg/jam dari kondensor 1 ke menara distilasi 1
 Jenis : Pompa Sentrifugal
 Ukuran pipa : ID = 3,068 in (0,0779 m)
 Sch N = 40
 NPS = 3 in (0,0508 m)

Total head : 31,9693 m
 Putaran motor : 1450 rpm
 Putaran Spesifik : 37,2660 rpm
 BHP : 5,0276 Hp
 Power teoritis : 5,9852 Hp
 Power motor : 6 Hp
 Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 4,309

23. Pompa 05

Tugas : Mengalirkan fluida sebanyak 11.363,64 kg/jam dari hasil atas menara distilasi 1 ke tangki penyimpanan produk

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 2,469 in (0,0627 m)

Sch N = 40

NPS = 2,5 in (0,0635 m)

Total head : 25,7772 m

Putaran Aktual : 1450 rpm

Putaran Spesifik : 35,2593 rpm

BHP : 2,5681 Hp

Power teoritis : 3,1511 Hp

Power motor : 3,5 Hp

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 3,322

24. Pompa 06

Tugas : Mengalirkan fluida sebanyak 9.443,7857 kg/jam dari cooler 2 ke menara distilasi 2

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 2,469 in (0,0627 m)

	Sch N	= 40
	NPS	= 2,5 in (0,0318 m)
Total head	:	8,5894 m
Putaran motor	:	1150 rpm
Putaran Spesifik	:	1081,1083 rpm
BHP	:	0,8673 Hp
Power teoritis	:	1,0841 Hp
Power motor	:	1 Hp
Bahan	:	Carbon Steel
Harga	:	\$ 2,543

25. Pompa 07

Tugas	:	Mengalirkan fluida sebanyak 3.977,6554 kg/jam dari hasil atas menara distilasi 2 untuk di recycle
Jenis	:	Pompa Sentrifugal
Ukuran pipa	:	ID = 2,067 in (0,0525 m)
	Sch N	= 40
	NPS	= 2 in (0,0508 m)
Total head	:	8,4546 m
Putaran Aktual	:	1150 rpm
Putaran Spesifik	:	37,3416 rpm
BHP	:	0,4095 Hp
Power teoritis	:	0,5119 Hp

Power motor : 0,5 Hp
 Bahan : Carbon Steel
 Harga : \$ 1,723

26. Pompa 08

Tugas : Mengalirkan fluida sebanyak 5.466,1303 kg/jam dari cooler 3 ke UPL

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 1,61 in (0,1342 m)
 Sch N = 40
 NPS = 1,5 in (0,0381 m)

Total head : 8,2183 m

Putaran motor : 1150 rpm

Putaran Spesifik : 38,7698 rpm

BHP : 0,5182 Hp

Power teoritis : 0,6478 Hp

Power motor : 1 Hp

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 1,757

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku metanol bisa diperoleh dari pabrik metanol milik Pertamina di Pulau Bunyu, PT Medco Energy dan Kaltim Methanol Industry

Tabel 3.1 kebutuhan bahan baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Metanol Kebutuhan = 16.832,5 kg/jam	133.313,18	1.290.000

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

3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

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

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan lokasi sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik dimasa datang. Ada beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar pabrik yang dirancang bisa mendatangkan keuntungan yang besar.

Lokasi pabrik dimetil eter direncanakan didirikan di daerah Bontang Kalimantan Timur dengan pertimbangan sebagai berikut :

a. Penyediaan bahan baku

Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik dimetil eter didirikan dekat penghasil utama bahan baku (metanol), yaitu pabrik metanol milik Pertamina di Pulau Bunyu yang beroperasi dengan kapasitas 330.000 ton/tahun, PT Medco Energy dengan kapasitas 300.000 ton/tahun dan Kaltim Methanol Industry dengan kapasitas 660.000 ton/tahun

b. Pemasaran produk

Daerah Bontang adalah daerah industri kimia yang besar dan terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Bontang sebagai pasar yang baik bagi dimetil eter. Sampai saat ini pabrik yang butuh dimetil eter sebagian besar masih di Jawa, tetapi pemasaran dimetil eter dari Bontang ke Jawa tidaklah sulit karena sudah tersedia sarana transportasi laut yang cukup memadai.

c. Transportasi

Sarana transportasi darat dan laut sudah tidak menjadi masalah, karena di Bontang fasilitas jalan raya dan pelabuhan sudah memadai.

d. Tenaga Kerja

Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja.

e. Faktor Penunjang Lain

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

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

Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Secara garis besar lay out pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran dan laboratorium

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

2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

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

3. Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi

4. Daerah Utilitas dan Power Station

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

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

Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m ²
Kantor utama	44	14	616
Pos Keamanan/satpam	8	4	32
Mess	16	36	576
Parkir Tamu	12	22	264
Parkir Truk	20	12	240
Ruang timbang truk	12	6	72

Kantor teknik dan produksi	20	14	280
Klinik	12	10	120
Masjid	14	12	168
Kantin	16	12	192
Bengkel	12	24	288
Unit pemadam kebakaran	16	14	224
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area proses	65	38	2470
Control Room	28	10	280
Control Utilitas	10	10	100
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	110	20	2200
Luas Tanah			11174
Luas Bangunan			6574
Total	533	334	11174

Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran udara

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

3. Pencahayaan

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

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan lay out peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

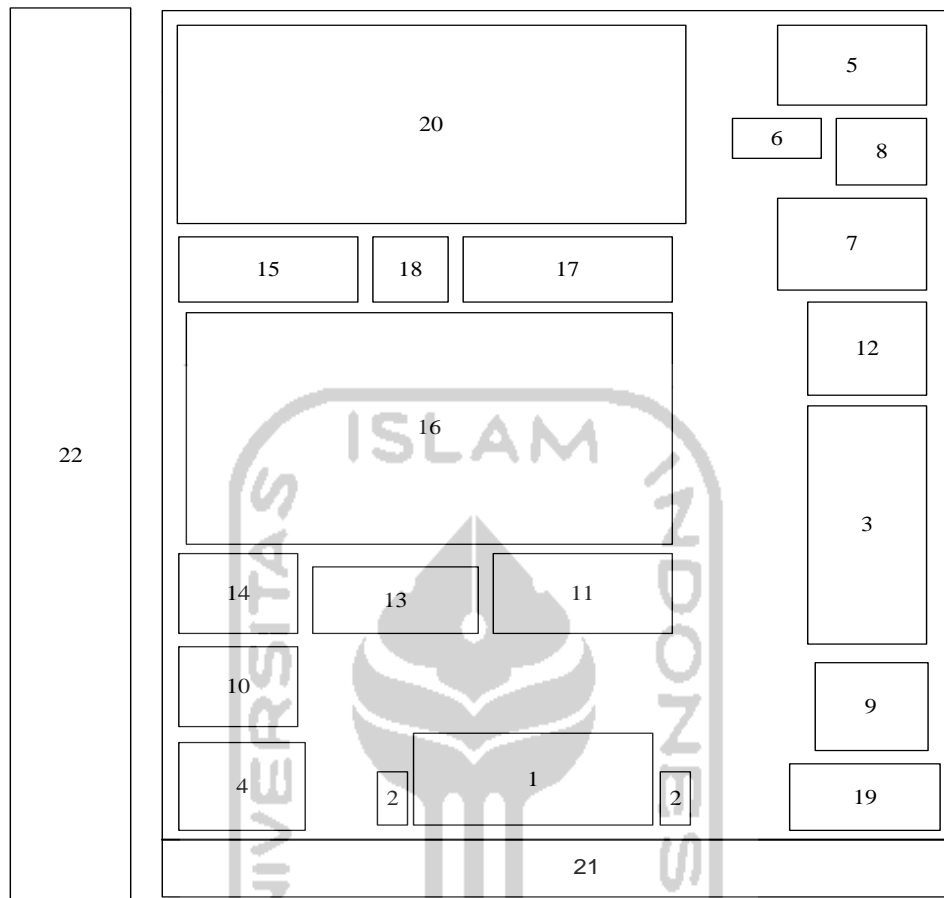
5. Pertimbangan Ekonomi

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

6. Jarak antar alat proses

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

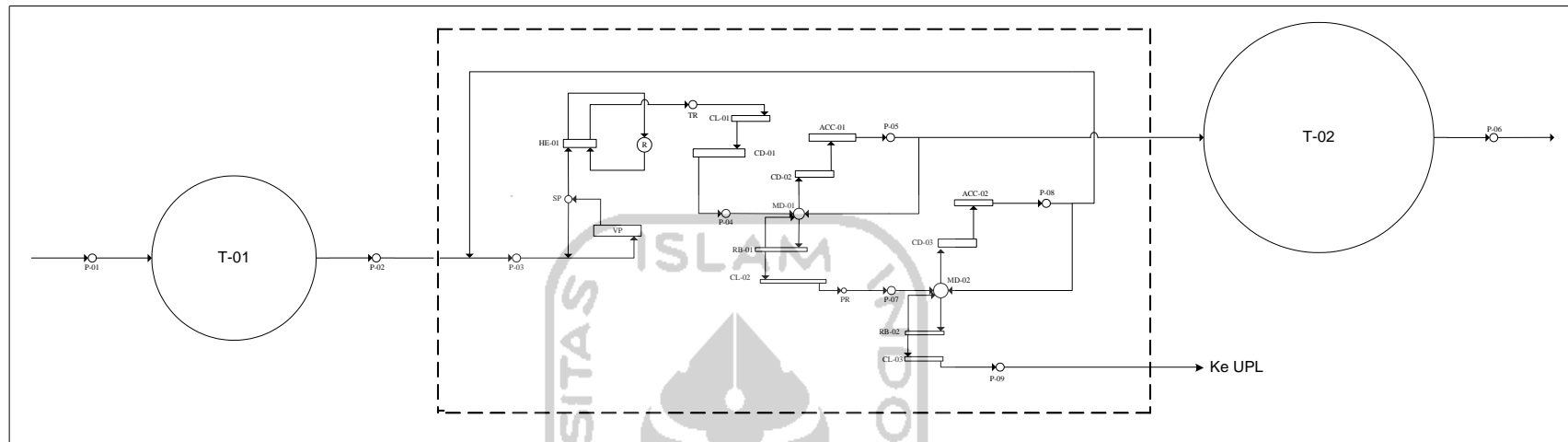




Gambar 4.1 Lay Out Pabrik

Keterangan gambar :

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Kantor Utama | 12. Unit pemadam kebakaran |
| 2. Pos Keamanan | 13. Gudang alat |
| 3. Mess | 14. Laboratorium |
| 4. Parkir Tamu | 15. Utilitas |
| 5. Parkir truk | 16. Area Proses |
| 6. Ruang timbang truk | 17. Kontrol room |
| 7. Kantor teknik dan produksi | 18. Kontrol Utilitas |
| 8. Klinik | 19. Taman |
| 9. Masjid | 20. Perluasan pabrik |
| 10. Kantin | 21. Jalan raya |
| 11. Bengkel | 22. Sungai |



Skala 1 : 100

Keterangan Gambar :

P	= Pompa	CL	= Cooler
VP	= Vaporizer	CD	= Condenser
SP	= Separator	MD	= Menara Distilasi
HE	= Heat Exchanger	RB	= Reboiler
R	= Reaktor	Acc	= Accumulator
TR	= Turbin	PR	= Pressure Reducer

Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses

Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca massa total

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Produk	Limbah
CH ₃ OCH ₃	-	11.306,8182	-
CH ₃ OH	15.822,5244	56,8182	38,7492
H ₂ O	1.009,9484	-	5.427,3811
		11.363,6364	5.466,1303
Total	16.832,4728	16.829,7667	

Error = 2,7061 kg/jam

4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

4.4.1.2.1 Tangki Bahan Baku (metanol)

Komponen	Keluar, kg/jam
CH ₃ OH	15.822,5244
H ₂ O	1.009,9484
Total	16.832,4728

Error = 0 kg/jam

4.4.1.2.2 Vaporizer (VP)

Komponen	Masuk, kg/jam			Keluar, kg/jam
	Tangki 01	Recycle SP	Recycle MD-02	
CH ₃ OCH ₃	-	-	114,2103	114,2103
CH ₃ OH	15.822,5244	4.914,6741	3.836,1719	24.573,3703
H ₂ O	1.009,9484	259,3054	27,2733	1.296,5270
	16.832,4728	5.173,9795	3.977,6554	
Total	25.984,1076			25.984,1076

Error = 0 kg/jam

4.4.1.2.3 Separator (SP)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Up (inlet reaktor)	Bottom (Recycle)
CH ₃ OCH ₃	114,2103	114,2103	-
CH ₃ OH	24.573,3703	19.658,6963	4.914,6741
H ₂ O	1.296,5270	1.037,2216	259,3054
		20.810,1282	5.173,9795
Total	25.984,1076	25.984,1076	

Error = 0 kg/jam

4.4.1.2.4 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam
CH ₃ OCH ₃	114,2103	11.421,0285
CH ₃ OH	19.658,6963	3.931,7393
H ₂ O	1.037,2216	5.454,6544
Total	20.810,1282	20.807,4221

Error = 2,7061 kg/jam

4.4.1.2.5 Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Up (Produk)	Bottom (Inlet MD-02)
CH ₃ OCH ₃	11.421,0285	11.306,8182	114,2103
CH ₃ OH	3.931,7393	56,8182	3.874,9211
H ₂ O	5.454,6544	-	5.454,6544
		11.363,6364	9.443,7857
Total	20.807,4221	20.807,4221	

Error = 0 kg/jam

4.4.1.2.6 Menara Distilasi (MD-02)

Komponen	Masuk, kg/jam	Keluar, kg/jam	
		Up (Recycle)	Bottom (Limbah cair)
CH ₃ OCH ₃	114,2103	114,2103	-
CH ₃ OH	3.874,9211	3.836,1719	38,7492
H ₂ O	5.454,6544	27,2733	5.427,3811
		3.977,6554	5.466,1303
Total	9.443,7857	9.443,7857	

Error = 0 kg/jam

4.4.2 Neraca Panas

Suhu referensi = 25 °C

4.4.2.1 Vaporizer

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH ₃ OCH ₃	109.814,0039	85.890,1474
CH ₃ OH	21.083.337,0039	20.100.005,1153
H ₂ O	1.787.681,3341	1.310.597,5359
Panas Penguapan	-	18.942.496,5531
Beban Panas	17.458.156,2455	-
Total	40.438.989,3517	40.438.989,3517

4.4.2.2 Reaktor

Komponen	Masuk, kJ/jam	Keluar, kJ/jam
CH ₃ OCH ₃	123.296,8414	12.704.084,4148
CH ₃ OH	19.450.658,8813	4.004.815,7579
H ₂ O	1.067.121,9210	5.727.426,1252
Panas Reaksi	11.574.333,5241	-
Panas Yang Dibuang		9.779.084,8698
Total	32.215.411,1678	32.215.411,1678

4.4.2.3 Menara Distilasi 01

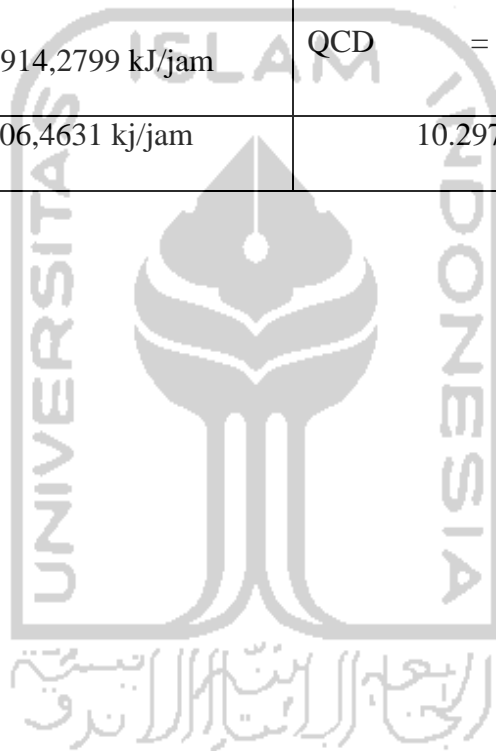
Masuk, kJ/jam	Keluar, kJ/jam
Umpan (HF)	Hasil Atas (HD)
CH ₃ OH = 527,5431 kJ/kmol	CH ₃ OH = 85,4340 kJ/kmol
CH ₃ OCH ₃ = 1669,8637 kJ/kmol	CH ₃ OCH ₃ = 14.156,6733 kJ/kmol
H ₂ O = $\frac{1200,6487 \text{ kJ/kmol} + 3398,0555 \text{ kJ/kmol}}$	H ₂ O = $\frac{0 \text{ kJ/kmol} + 14.242,1073 \text{ kJ/kmol}}$
Panas Umpan :	Panas Produk Atas
F*HF = 673,3195 kmol/j x 3398,0555 kJ/kmol = 2.287.976,8670 kJ/jam	D*HD = 247,2003 kmol/j x 14242,1073 kJ/kmol = 2.277.458,2027 kJ/jam
	Hasil Bawah (HB)
	CH ₃ OH = 2.863,5579 kJ/kmol
	CH ₃ OCH ₃ = 100,9740 kJ/kmol

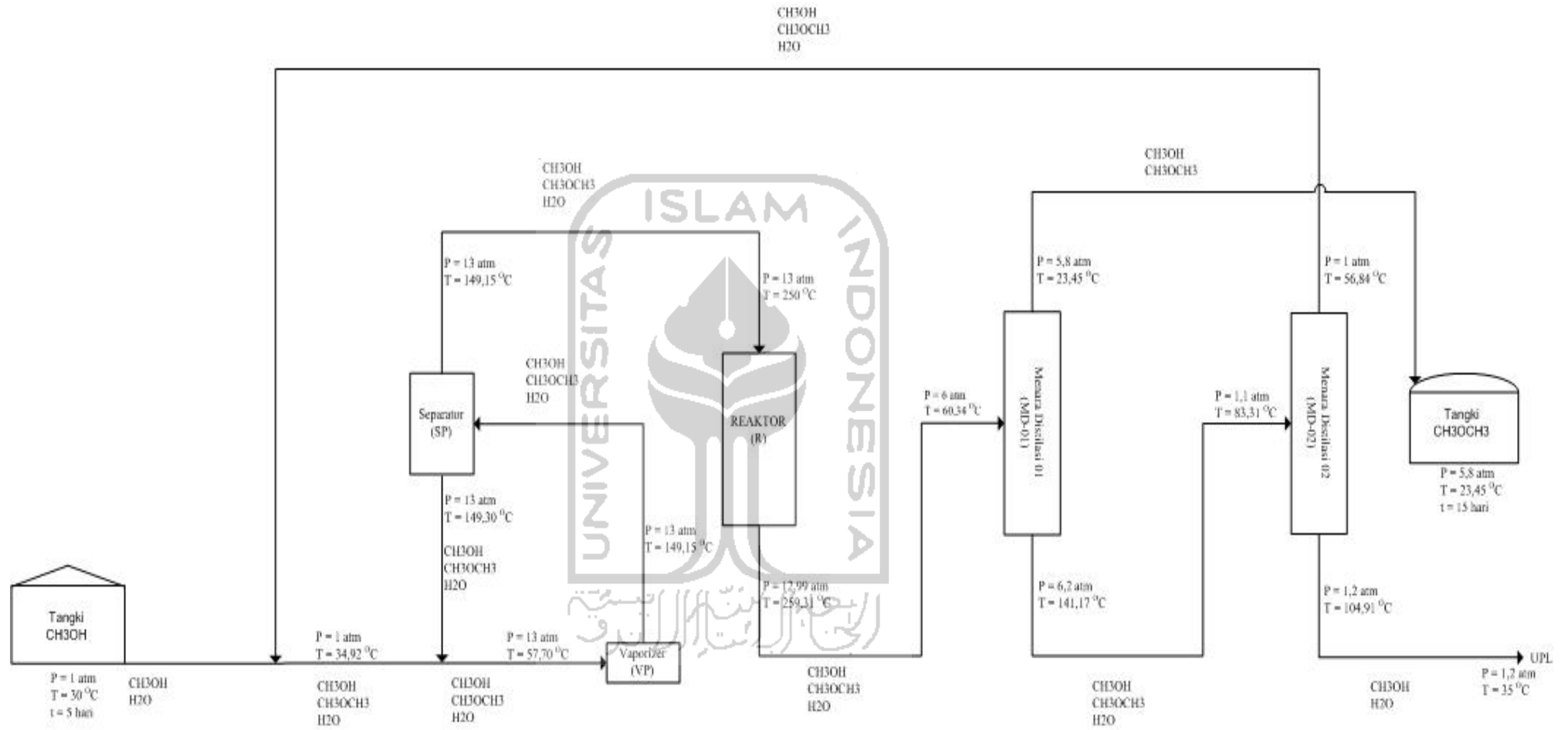
	$H_2O = \underline{6.248,4766 \text{ kJ/kmol}} +$ $9.213,0085 \text{ kJ /kmol}$ Panas Produk Bawah $B*HB = 426,1192 \text{ kmol/j} \times 9213,0085 \text{ kJ/kmol}$ $= 3.925.839,7052 \text{ kJ/jam}$
QRB = 6.733.211,9024 kJ/jam	QCD = 1.574.696,2813 kJ/jam
9.021.188,7693 kJ/jam	9.021.188,7693 kJ/jam

4.4.2.4 Menara Distilasi 02

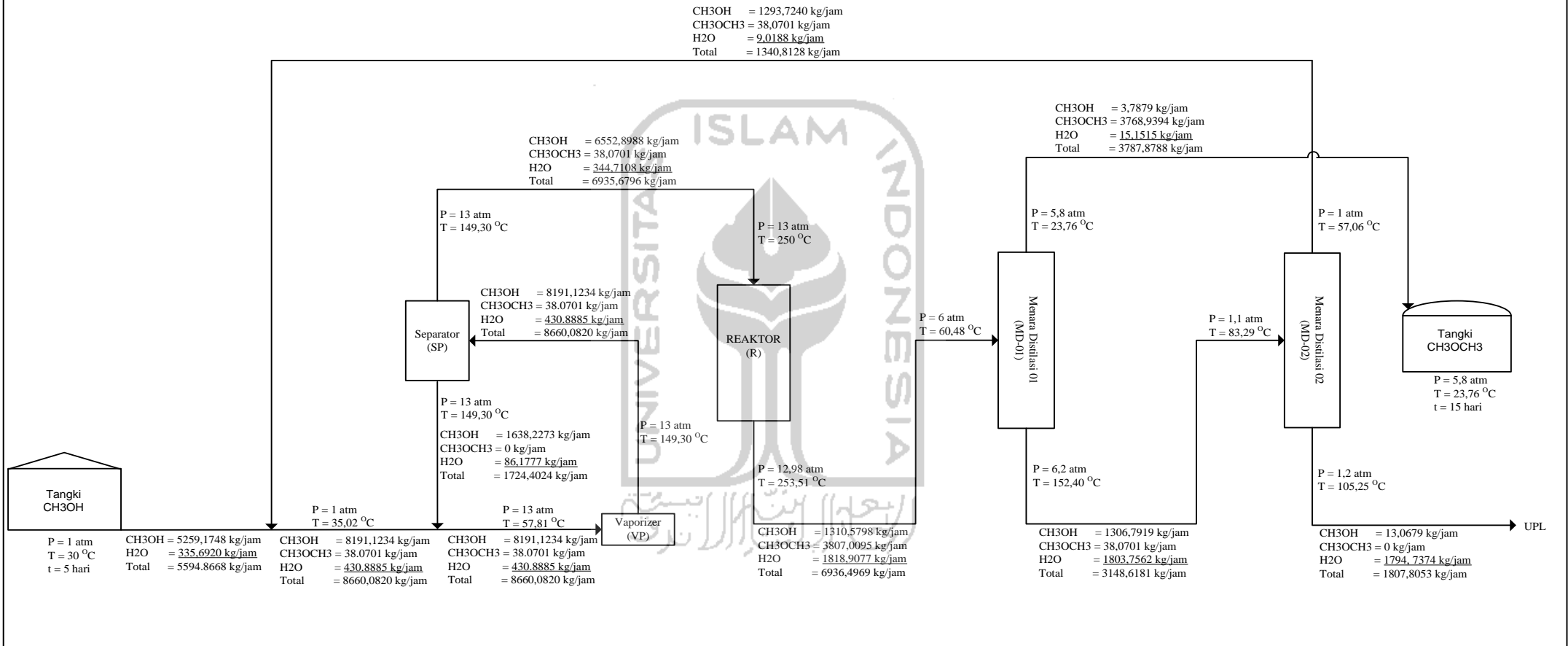
Masuk, kJ/jam	Keluar, kJ/jam
Umpan (HF)	Hasil Atas (HD)
CH ₃ OH = 1.373,9613 kJ/kmol	CH ₃ OH = 12.822,0632 kJ/kmol
CH ₃ OCH ₃ = 45,1869 kJ/kmol	CH ₃ OCH ₃ = 317,8648 kJ/kmol
H ₂ O = <u>3.122,9899 kJ/kmol</u> + 4.542,1381 kJ/kmol	H ₂ O = <u>371,5913 kJ/kmol</u> + 13.511,5193 kJ/kmol
Panas Umpan :	Panas Produk Atas
F*HF = 426,1192 kmol/j x 4.542,1381 kJ/kmol = 1.935.492,1832 kJ/jam	D*HD = 123,7233 kmol/j x 13511,5193 kJ/kmol = 1.671.689,3168 kJ/jam
	Hasil Bawah (HB)
	CH ₃ OH = 26,9386 kJ/kmol
	CH ₃ OCH ₃ = - kJ/kmol

	$\text{H}_2\text{O} = 6.001,5111 \text{ kJ/kmol} +$ $6028,4498 \text{ kJ/kmol}$ <p>Panas Produk Bawah</p> $\text{B}^*\text{HB} = 302,2359 \text{ kmol/j} \times 6028,4498 \text{ kJ/kmol}$ $= 1.822.978,6165 \text{ kJ/jam}$
$\text{QRB} = 8.361.914,2799 \text{ kJ/jam}$	$\text{QCD} = 6.802.738,5297 \text{ kJ/jam}$
$10.297.406,4631 \text{ kJ/jam}$	$10.297.406,4631 \text{ kJ/jam}$





Gambar 4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

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

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

1. Unit pengolahan air
2. Unit penyediaan steam
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan Udara

4.5.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air meliputi air pendingin, air umpan boiler dan air untuk keperluan kantor dan rumah tangga, air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan. Air diperoleh dari air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Secara sederhana pengolahan ini meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi dan deaerasi. Air yang telah digunakan sebagai air pendingin proses dan kondensat, dapat *direct cycle* guna menghemat air, sehingga jumlah *make up* air yang diperlukan sebagai berikut :

- a. Air untuk pendingin = 17.905,9040 kg/jam.

- b. Air umpan boiler = 4.074,0901 kg/jam.
- c. Air untuk keperluan rumah tangga = 1750 kg/jam

Total kebutuhan air secara kontinu sebesar 23.729,9941 kg/jam

4.5.2 Unit Refrigerasi Penyediaan Chilled Water

Chilled Water digunakan sebagai air atau media pendingin pada Condensor Menara Destilasi 01. Chilled water di threatment melalui unit refrigerasi yang didinginkan hingga suhu 10°C. Chilled water yang telah digunakan sebagai air pendingin proses kondensasi, dapat *direcycle* guna menghemat penggunaan air.

4.5.3 Unit Penyediaan Steam

Kebutuhan steam untuk penguapan di vaporizer dan reboiler sebanyak 7312,49 kg/jam. Kebutuhan steam ini dipenuhi oleh boiler utilitas. Sebelum masuk boiler, air harus dihilangkan kesadahnya, karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam boiler. Oleh karena itu, sebelum masuk boiler air dilewatkan dalam ion exchanger dan deaerasi terlebih dahulu.

4.5.4 Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 431,9340 kW
- b. Listrik untuk keperluan alat Utilitas = 15,2930 kW
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 24,5975 kW
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 122,9874 kW

Total kebutuhan listrik adalah 639,5346 kW. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 799,4183 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

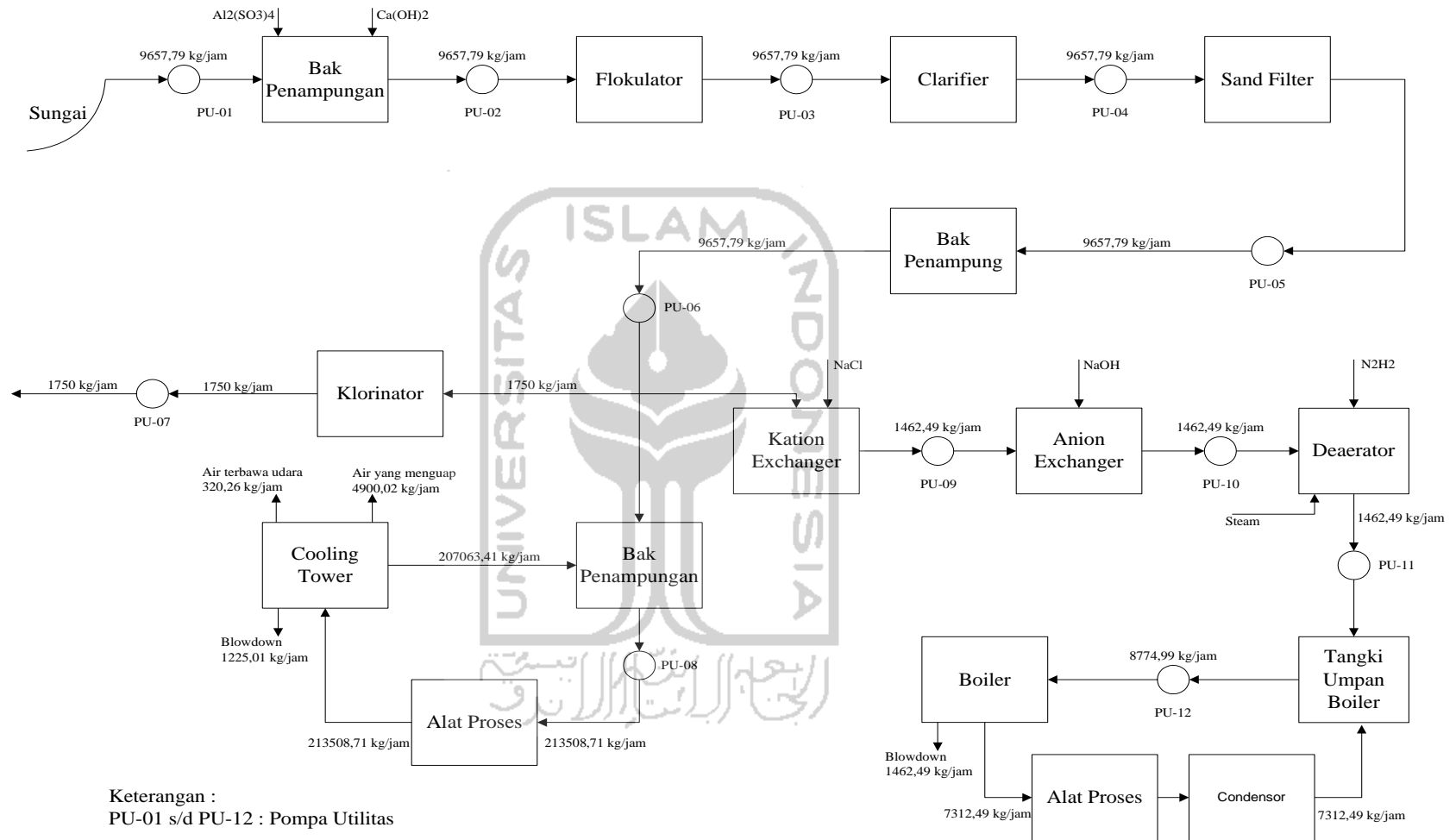
Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil sebanyak 2.304,8672 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 112,9412 kg/jam. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 2.417,8084 kg/jam.

4.5.6 Unit Penyediaan Udara

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatis*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 500 kg/jam pada tekanan 4 atm. Alat pengadaan udara tekan menggunakan compressor.

4.5.7 Auto Refrigerant Tangki Produk Dimethyl Ether

Refrigerant pada tangki digunakan untuk mengembunkan kembali Dimethyl Ether apabila ada yang menguap, karena tangki beroperasi dibawah suhu lingkungan yaitu 23,46°C. Refrigerant diberikan dengan sistem auto refrigerant, dengan refrigerant yang digunakan adalah Chilled Water sebanyak 294,2532 kg/jam



Gambar 4.5 Diagram Alir Pengolahan Air Utilitas

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

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

4.6.2 Struktur Organisasi

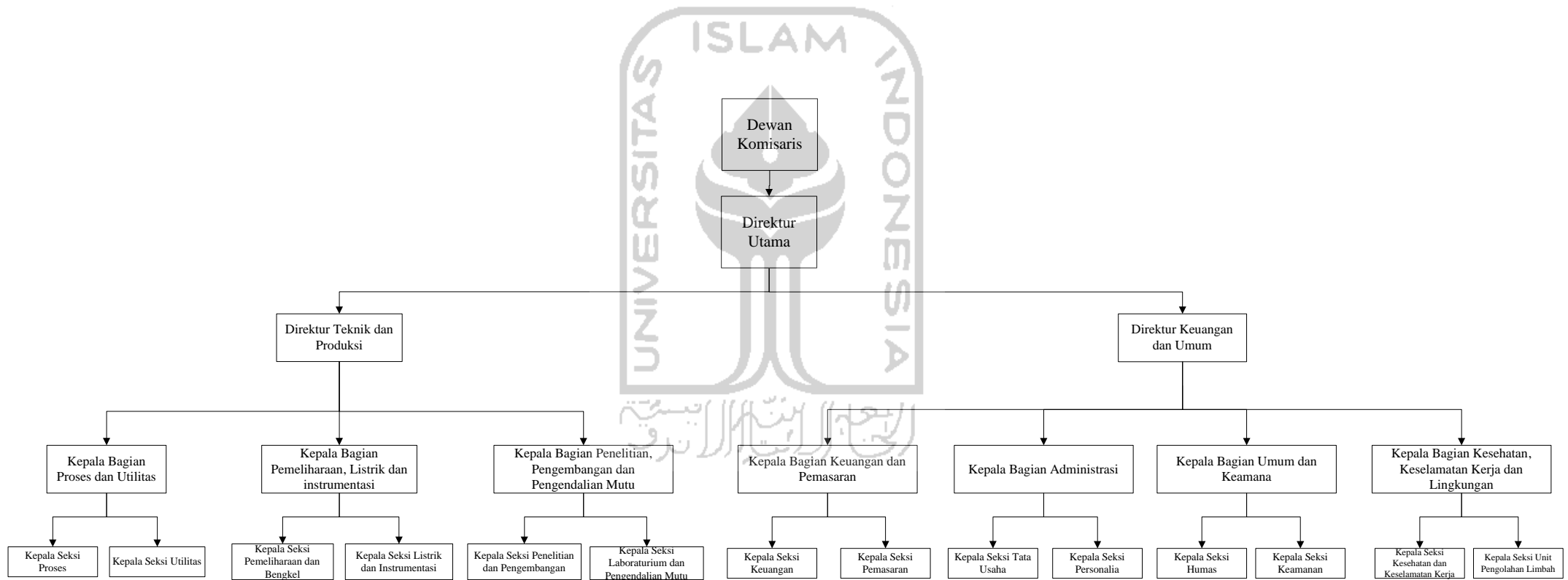
Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing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

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur

- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

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





Gambar 4.5 Struktur Organisasi

4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang saham

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

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

4.6.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

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

4.6.3.3 Direktur Utama

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

Direktur utama membawahi :

a. **Direktur Teknik dan Produksi**

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

b. **Direktur Keuangan dan Umum**

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

4.6.3.4 Kepala Bagian

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

4.6.3.4.1 Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

4.6.3.4.2 Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

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

4.6.3.4.3 Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

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

4.6.3.4.4 Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

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

4.6.3.4.5 Kepala Bagian Administrasi

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

4.6.3.4.6 Kepala Bagian Humas dan Keamanan

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

4.6.3.4.7 Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

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

4.6.3.5 Kepala Seksi

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

4.6.3.5.1 Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

4.6.3.5.2 Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

4.6.3.5.3 Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

4.6.3.5.4 Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

4.6.3.5.5 Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

4.6.3.5.6 Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah

4.6.3.5.7 Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

4.6.3.5.8 Kepala Seksi Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

4.6.3.5.9 Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

4.6.3.5.10 Kepala Seksi Personalia

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

4.6.3.5.11 Kepala Seksi Humas

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat

4.6.3.5.12 Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

4.6.3.5.13 Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

4.6.3.5.14 Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.6.4 Catatan

a. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

b. Hari libur nasional

Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime).

c. Kerja Lembur (Overtime)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

d. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Tabel 4.2 Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	20.000.000	20.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	13.000.000	13.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	12.500.000	12.500.000
Kepala Bagian	7	8.000.000	56.000.000
Kepala Seksi	13	4.500.000	58.500.000
Karyawan Proses	40	5.000.000	200.000.000
Karyawan lain	53	2.000.000	106.000.000
Satpam	6	1.000.000	6.000.000
Sekretaris	5	1.500.000	7.500.000
Medis	4	2.000.000	8.000.000
Paramedis	3	1.200.000	3.600.000
Sopir	6	1.200.000	7.200.000
Cleaning Service	5	800.000	4.000.000
Total	145		502.300.000

e. Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift

1) Jam kerja karyawan non-shift

Senin – Kamis

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur

2) Jam kerja karyawan shift

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00

- Shift Sore : 15.00 – 23.00

- Shift Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 4.3 sebagai berikut :

Tabel 4.3 Jadwal kerja masing-masing regu

Hari/Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L
2	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P
3	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S
4	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M

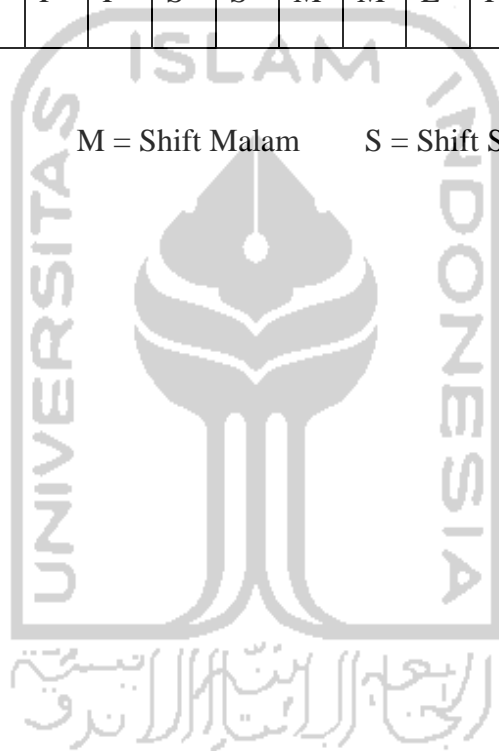
Keterangan :

P = Shift Pagi

M = Shift Malam

S = Shift Siang

L = Libur



4.7 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan.

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

a. Modal (*Capital Investment*)

- 1) Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- 2) Modal kerja (*Working Capital Investment*)

b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

- 1) Biaya Produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
- 2) Biaya Produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
- 3) Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

c. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

d. Analisis Keuntungan

- 1) Keuntungan sebelum pajak (*Profit Before Taxes*)
- 2) Keuntungan setelah pajak (*Profit After Taxes*)

e. Analisis kelayakan

- 1) *Percent Return On Investment (ROI)*
- 2) *Pay Out Time (POT)*
- 3) *Break Even Point (BEP)*
- 4) *Shut Down Point (SDP)*
- 5) *Discounted Cash Flow (DCF)*

f. Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

4.7.1 HARGA INDEX

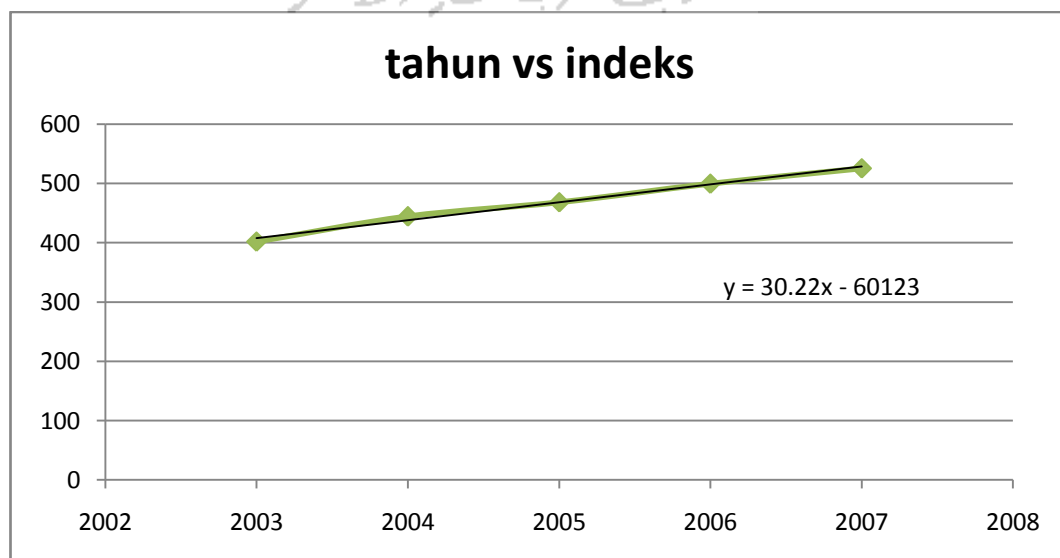
Dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga- harga lain diperhitungkan pada tahun pabrik didirikan. Untuk mencari harga pada tahun pabrik didirikan, maka dicari index pada tahun pabrik didirikan.

Tabel 4.4 Harga index Chemical Engineering Progress (CEP) pada berbagai tahun

Tahun (X)	index (Y)
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2013. Nilai index Chemical Engineering Progress (CEP) pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linier. Dari regresi linier diperoleh persamaan : $y = 30,22x - 60123$

Gambar 4.6 Grafik Indeks

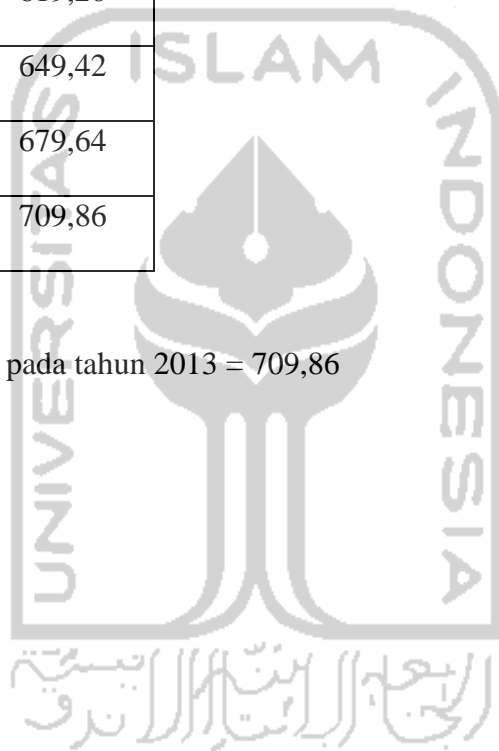


Sehingga didapat data dari persamaan diatas sebagai berikut :

Tabel 4.5 Harga index hasil regresi linear pada berbagai tahun

Tahun (X)	index (Y)
2008	558,76
2009	588,98
2010	619,20
2011	649,42
2012	679,64
2013	709,86

Jadi harga index pada tahun 2013 = 709,86



4.7.2 HARGA ALAT

Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga.

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana : E_x : Harga alat pada tahun x

E_y : Harga alat pada tahun y

N_x : Index harga pada tahun x

N_y : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0.6}$$

Dimana: E_a : Harga alat a

E_b : Harga alat b

C_a : Kapasitas alat a

C_b : Kapasitas alat b

Dasar Perhitungan :

- Kapasitas produksi : 90.000 ton/tahun
- Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- Umur alat : 10 tahun
- Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 10.000
- Tahun evaluasi : 2013
- Untuk buruh asing : \$ 20/manhour

g. Gaji karyawan Indonesia : Rp 10.000/*manhour*

h. 1 *manhour* asing : 2 *manhour* Indonesia

i. 5% tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

4.7.3 CAPITAL INVESTMENT

Capital investment adalah biaya untuk pengadaan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan biaya untuk mengoperasikan pabrik.

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/mengoperasikan suatu pabrik selama waktu tertentu.

A. FIXED CAPITAL INVESTMENT

Physical Plant Cost (PPC)

1. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

a. Harga alat proses = \$ 800,248

b. Harga alat Utilitas = \$ 1,168,009₊

Total PEC = \$ 1,968.257

2. *Delivered Equipment Cost (DEC)*

$$\begin{aligned} \text{Biaya pengangkutan (15\% PEC)} &= 0,15 \times \$ 1,968.257 \\ &= \$ 235,239 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya administrasi dan pajak (10\% PEC)} &= 0,1 \times \$ 1,968.257 \\ &= \$ 196,826 \end{aligned}$$

$$\text{Total DEC} = \$ 235,239 + \$ 196,826 = \$ 492,064$$

3. Instalasi

$$\begin{aligned} \text{Material (11\% . PEC)} &= 0,11 \times \$ 1,968.257 \\ &= \$ 216,508 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (32\% PEC)} &= 0,32 \times \$ 1,968.257 \\ &= \$ 629,842 \end{aligned}$$

- **Buruh Asing** = $0,05 \times \$ 629,842$
= \$ 39,356

- **Buruh Lokal** = $0,95 \times \frac{\$ 629,842 \times 2 \text{ man hour indonesia} \times \text{Rp. } 10.000}{\$ 20 \quad 1 \text{ man hour asing}}$
= Rp. 598.350.179

4. Pemipaan

$$\begin{aligned} \text{Material (49\% . PEC)} &= 0,49 \times \$ 1,968.257 \\ &= \$ 964,446 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (37\% PEC)} &= 0,37 \times \$ 1,968.257 \\ &= \$ 728,255 \end{aligned}$$

- **Buruh Asing** = $0,05 \times \$ 728,255$
= \$ 36,413

- Buruh Lokal = $0,95 \times \frac{\$ 728,255}{\$ 20} \times \frac{2 \text{ man hour indonesia}}{1 \text{ man hour asing}} \times \text{Rp. } 10.000$
 = Rp. 691.842.395

5. Instrumentasi

Material (24%. PEC) = $0,24 \times \$ 1,968.257$

= \$ 472,832

Buruh (6% PEC) = $0,06 \times \$ 1,968.257$

= \$ 118,095

- Buruh Asing = $0,05 \times \$ 118,095$

= \$ 5,905

- Buruh Lokal = $0,95 \times \frac{\$ 118,095}{\$ 20} \times \frac{2 \text{ man hour indonesia}}{1 \text{ man hour asing}} \times \text{Rp. } 10.000$

= Rp. 112.190.659

6. Isolasi

Material (3%. PEC) = $0,03 \times \$ 1,968.257$

= \$ 59,048

Buruh (5% PEC) = $0,05 \times \$ 1,968.257$

= \$ 98,413

- Buruh Asing = $0,05 \times \$ 98,413$

= \$ 4,921

- Buruh Lokal = $0,95 \times \frac{\$ 98,413}{\$ 20} \times \frac{2 \text{ man hour indonesia}}{1 \text{ man hour asing}} \times \text{Rp. } 10.000$

= Rp. 93.492.216

7. Listrik

$$\begin{aligned}\text{Biaya listrik (10\% . PEC)} &= 0,1 \times \$ 1,968.257 \\ &= \$ 295,239\end{aligned}$$

8. Bangunan

$$\text{Luas bangunan} = 6574 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga bangunan} = \text{Rp. } 400.000 / \text{m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Total biaya bangunan} &= \text{Rp. } 400.000 / \text{m}^2 \times 6574 \text{ m}^2 \\ &= \text{Rp. } 2.629.600.000\end{aligned}$$

9. Tanah

$$\text{Luas tanah} = 11174 \text{ m}^2$$

$$\text{Hatga tanah} = \text{Rp. } 200.000 / \text{m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Biaya tanah} &= \text{Rp. } 200.000 / \text{m}^2 \times 11174 \text{ m}^2 \\ &= \text{Rp. } 2.234.800.000\end{aligned}$$



Tabel.4.6 Total Biaya *Physical Plant Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	1,968,257	19.682.571.685
<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	492,064	4.920.642.9921
Instalasi	307,835	3.078.354.212
Pemipaan	1,070,043	10.700.430.097
Instrumentasi	489,506	4.895.055.578
Isolasi	73,318	733.175.795
Listrik	295,239	2.952.385.753
Bangunan	262,960	2.629.600.000
Tanah	223,480	2.234.800.000
Total PPC =	5,182,702	51.827.016.041

10. *Engineering dan Construction*

Untuk PPC diatas US\$ 5000,000, Engineering and Construction 20 % PPC

- Dollar = $0,20 \times \$ 5,182,702$

= \$ 1,036,540

- Rupiah = $0,20 \times \text{Rp. } 51.827.016.041$

= Rp. 10.365.403.208

Direct Plant Cost (DPC)

Direct Plant Cost (DPC) = PPC + Biaya engineering dan construction

- Dollar = $\$ 5,182,702 + \$ 1,036,540$

= \$ 6,219,242

- Rupiah = Rp. 51.827.016.041 + Rp. 10.365.403.208
 = Rp. 62.192.419.250

Indirect Plant Cost (IPC)

11. *Contractor Fee* (10 % DPC)

- Dollar = 0,1 x \$ 6,219,242
 = \$ 621.924

- Rupiah = 0,1 x Rp. 62.192.419.250
 = Rp. 6.219.241.925

12. *Contingency* (10 % DPC)

- Dollar = 0,1 x \$ 6,219,242
 = \$ 621.924

- Rupiah = 0,1 x Rp. 62.192.419.250
 = Rp. 6.219.241.925

Tabel.4.7 *Fixed Capital Investment = Direct Plant Cost + Indirect Plant Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	6,219,242	62.192.419.250
<i>Indirect Plant Cost (IPC)</i>		
- <i>Contractor Fee</i>	621,924	6.219.241.925
- <i>Contingency</i>	621,924	6.219.241.925
Total FCI =	7,463,090	74.630.903.100

Total FCI (dalam Rupiah) = Rp. **74.630.903.100**

B. WORKING CAPITAL INVESTMENT

1. *Raw Material Inventory* (waktu penyimpanan bahan baku 5 hari)

$$= (5 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total biaya bahan baku}$$

$$= (5 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp. } 514.799.396.157$$

$$= \text{Rp. } 7.799.990.851$$

2. *Inprocess Inventory* (Persediaan bahan baku dalam proses untuk 1 hari proses)

$$= (1 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times (50\% \times \text{Total manufacturing cost})$$

- Dollar = $(1/330) \times (0,5 \times \$ 72,033,820)$

$$= \$ 109,142$$

- Rupiah = $(1/330) \times (0,5 \times \text{Rp. } 720.338.195.620)$

$$= \text{Rp. } 1.091.421.509$$

3. *Product Inventory* (waktu penyimpanan produk 15 hari)

$$= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost}$$

- Dollar = $(15/330) \times \$ 72,033,820$

$$= \$ 3,274,265$$

- Rupiah = $(15/330) \times \text{Rp. } 720.338.195.620$

$$= \text{Rp. } 32,742,645,255$$

4. *Extended Credit* = $(15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Penjualan produk}$

$$= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp. } 882.000.000.000$$

$$= \text{Rp. } 40.090.909.091$$

5. *Available Cash* (untuk 1 bulan)

$$= (30 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Total manufacturing cost}$$

- Dollar = $(30/330) \times \$ 72,033,820$

= \$ 6,548,529

- Rupiah = $(30/330) \times \text{Rp. } 720.338.195.620$

= Rp. 65.485.290.511

Tabel.4.8 Total *Working Capital Investment*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw material inventory</i>	7.799.990.851	779,999
<i>Inprocess Inventory</i>	1.091.421.509	109,142
<i>Produk inventory</i>	32.742.645.255	3,274,265
<i>Extended credit</i>	40.090.909.091	4,009,091
<i>Available cash</i>	65.485.290.511	6,548,529
Total WCI =	147.210.257.217	14,721,026

Total WCI (dalam Rupiah) = Rp. **147.210.257.217**

4.7.4 MANUFACTURING COST

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

- Direct Manufacturing Cost (DMC)* adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk
- Indirect Manufacturing Cost (IMC)* adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk
- Fixed Manufacturing Cost (FMC)* adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi

A. Direct Manufacturing Cost (DMC)

1. Bahan Baku :

a. Metanol

Harga = Rp 4.100/kg

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 15.822,5244 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 330 \frac{\text{hari}}{\text{tahun}} \\ &= 125.314.393,2 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= \text{Rp } 4.100/\text{kg} \times 125.314.393,2 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \\ &= \text{Rp. } 513.789.012.145 \end{aligned}$$

b. Silika-alumina

Harga = Rp. 32.700/kg

$$\text{Kebutuhan} = 30.898,6 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp. } 32.700/\text{kg} \times 30.898,6 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}}$$

$$= \text{Rp. } 1.010.384.012$$

Total biaya bahan baku

$$= \text{Rp. } 513.789.012.145 + \text{Rp. } 1.010.384.012$$

$$= \text{Rp. } 514.799.396.157$$

2. Produk

a. Dimetil eter

$$\text{Harga} = \text{Rp. } 9.800/\text{kg}$$

$$\text{Produksi} = 90.000.000 \text{ kg/tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Annual Penjualan} &= \text{Rp. } 9.800/\text{kg} \times 90.000.000 \text{ kg/tahun} \\ &= \text{Rp. } 882.000.000.000 \end{aligned}$$

3. Gaji karyawan

$$\text{Total Gaji karyawan} = \text{Rp. } 502.300.000/\text{bulan}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Gaji karyawan per tahun} &= \text{Rp. } 502.300.000/\text{bulan} \times 12 \text{ bulan} \\ &= \text{Rp. } 6.027.600.000 \end{aligned}$$

4. *Supervision* (25% Gaji karyawan)

$$= 0,25 \times \text{Rp. } 6.027.600.000$$

$$= \text{Rp. } 1.506.900.000$$

5. *Maintenance* (31% FCI)

$$\text{- Dollar} = 0,31 \times \$ 7,463,090$$

$$= \$ 2,388,189$$

$$\text{- Rupiah} = 0,31 \times \text{Rp. } 74.630.903.100$$

$$= \text{Rp. } 23.881.888.992$$

6. *Plant Suplies (15% Maintenance)*

- Dollar = $0,15 \times \$ 2,388,189$
= \$ 358,228

- Rupiah = $0,15 \times \text{Rp. } 23.881.888.992$
= Rp. 3.582.283.349

7. *Royalty dan Pattent (1% Penjualan)*

= $0.01 \times \text{Rp. } 882.000.000.000$
= Rp. 8.820.000.000

8. Total biaya kebutuhan bahan untuk Utilitas = Rp. 60.043.718.750

Tabel.4.9 Total *Direct Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Bahan baku	514.799.396.157	51,479,940
Gaji karyawan	6.027.600.000	602,760
<i>Supervision</i>	1.506.900.000	150,690
<i>Maintenance</i>	23.881.888.992	2,388,189
<i>Plant supplies</i>	3.582.283.349	358,228
<i>Royalty dan patent</i>	8.820.000.000	882,000
Kebutuhan untuk utilitas	60.043.718.750	6,004,372
Total DMC =	618.661.787.248	61,886,179

B. Indirect Manufacturing Cost

1. *Payroll Overhead* (15% Gaji karyawan)

$$= 0,15 \times \text{Rp. } 6.027.600.000$$

$$= \text{Rp. } 904.140.000$$

2. *Laboratorium* (10% Gaji karyawan)

$$= 0,1 \times \text{Rp. } 6.027.600.000$$

$$= \text{Rp. } 602.760.000$$

3. *Plant Overhead* (50% Gaji karyawan)

$$= 0,5 \times \text{Rp. } 6.027.600.000$$

$$= \text{Rp. } 3.013.800.000$$

4. *Packing and shipping* (10 % penjualan)

$$= 0,1 \times \text{Rp. } 882.000.000.000$$

$$= \text{Rp. } 88.200.000.000$$

Tabel.4.10 Total *Inderect Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp)
<i>Payroll overhead</i>	904.140.000
Laboratorium	602.760.000
<i>Plant overhead</i>	3.013.800.000
<i>Packing and shipping</i>	88.200.000.000
Total IMC =	92.720.700.000

C. Fixed Manufacturing Cost

1. Depresiasi (10% FCI)

- Dollar = $0,1 \times \$ 7,463,090$
= \$ 746,309
- Rupiah = $0,1 \times \text{Rp. } 74.630.903.100$
= Rp. 7.463.090.310

2. Property Tax (1% FCI)

- Dollar = $0,01 \times \$ 7,463,090$
= \$ 74,631
- Rupiah = $0,01 \times \text{Rp. } 74.630.903.100$
= Rp. 746.309.031

3. Asuransi (1% FCI)

- Dollar = $0,01 \times \$ 7,463,090$
= \$ 74,631
- Rupiah = $0,01 \times \text{Rp. } 74.630.903.100$
= Rp. 746.309.031

Tabel.4.11 Total Fixed Manufacturing Cost

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Depresiasi</i>	7.463.090.310	746,309
<i>Property tax</i>	746.309.031	74,361
Asuransi	746.309.031	74,361
Total FMC =	8.955.708.372	895,571

Tabel.4.12 Total *Manufacturing Cost* (MC)

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	618.661.787.248	61,866,179
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	92.720.700.00	9,272,070
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	8.955.708.372	895,571
Total MC =	720.338.195.620	72,033,820

Total MC (dalam Rupiah) = Rp. **731.783.948.878**

4.7.5 GENERAL EXPENSE

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

1. Administrasi (3% MC)

- Dollar = $0,03 \times \$ 72,033,820$
= \$ 2,160,015
- Rupiah = $0,03 \times \text{Rp. } 720.338.195.620$
= Rp. 21.610.145.869

2. Penjualan (5% MC)

- Dollar = $0,05 \times \$ 72,033,820$
= \$ 3,601,691
- Rupiah = $0,05 \times \text{Rp. } 720.338.195.620$
= Rp. 30.016.909.781

3. *Research* (4% MC)

- Dollar = $0,04 \times \$ 72,033,820$
= \$ 2,881,353
- Rupiah = $0,04 \times \text{Rp. } 720.338.195.620$
= Rp. 28.813.527.825

4. *Finance* (4% WCI+FCI)

- Dollar = $0,04 \times (\$ 7,463,090 + \$ 14,721,026)$
= \$ 887,365
- Rupiah = $0,04 \times (\text{Rp. } 74.630.903.100 + \text{Rp. } 147.210.257.217)$
= Rp. 8.873.646.413

Tabel.4.13 Total *General Expense*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Administrasi	21.610.145.869	2,160,015
Penjualan	30.016.909.781	3,601,691
<i>Research</i>	28.813.527.825	2,881,353
<i>Finance</i>	8.873.646.413	887,365
Total GE =	95.314.229.887	9,531,423

Total *General Expense* (dalam Rupiah) = Rp. **95.314.229.887**

4.7.6 TOTAL CAPITAL INVESTMENT

Total *Capital Investment* = FCI + WCI

$$= \text{Rp. } 74.639.903.100 + \text{Rp. } 147.210.257.217$$

$$= \text{Rp. } 221.841.160.316$$

4.7.7 TOTAL BIAYA PRODUKSI

$$\begin{aligned}\text{Total Biaya Produksi} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\ &= \text{Rp. } 720.338.195.620 + \text{Rp. } 95.314.229.887 \\ &= \text{Rp. } 816.652.425.507\end{aligned}$$

4.7.8 ANALISA KEUNTUNGAN

a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\begin{aligned}\text{Total Penjualan} &= \text{Rp. } 882.000.000.000 \\ \text{Total Biaya Produksi} &= \text{Rp. } 815.652.425.507 \\ \text{Keuntungan} &= \text{Total penjualan} - \text{Total biaya produksi} \\ &= \text{Rp. } 882.000.000.000 - \text{Rp. } 815.652.425.507 \\ &= \text{Rp. } 66.347.574.493\end{aligned}$$

b. Keuntungan Sesudah Pajak

$$\begin{aligned}\text{Pajak (50\% keuntungan)} &= 0,5 \times \text{Rp. } 66.347.574.493 \\ &= \text{Rp. } 33.173.787.257\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Keuntungan sesudah pajak} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak} \\ &= \text{Rp. } 66.347.574.493 - \text{Rp. } 33.173.787.257 \\ &= \text{Rp. } 33.173.787.257\end{aligned}$$

4.7.9 ANALISA KELAYAKAN

1. *Return on Investment (ROI)*

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

$$ROI = \frac{\text{Pr ofit (keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100 \%$$

a. Sebelum Pajak

$$ROI_b = \frac{\text{Pr ofit (keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100 \%$$

$$= \frac{Rp.66.347.574,493}{Rp.74.630.903,100} \times 100 \%$$

$$= 89 \%$$

Batasan : *Minimum High Risk*, $ROI_b = 44 \%$

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

$$ROI_a = \frac{\text{Pr ofit (keuntungan sebelum pajak)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100 \%$$

$$= \frac{Rp.33.173.787,247}{Rp.74.630.903,100} \times 100 \%$$

$$= 44 \%$$

2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai.

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

a. Sebelum Pajak

$$\begin{aligned} POT_b &= \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sebelum pajak + Depresiasi}} \\ &= \frac{Rp.74.630.903.100}{Rp.66.347.574.493 + Rp.7.463.090.310} \\ &= 1,01 \text{ tahun} \end{aligned}$$

Batasan : *Maximum High Risk*, $POT_b = 2$ tahun

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

$$\begin{aligned} POT_a &= \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Keuntungan sesudah pajak + Depresiasi}} \\ &= \frac{Rp.74.630.903.100}{Rp.33.173.787.247 + Rp.7.463.090.310} \\ &= 1,84 \text{ tahun} \end{aligned}$$

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

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan break even point kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

a. *Annual Fixed Cost (Fa)*

<i>Depresiasi</i>	= Rp 7.463.090.310
<i>Proerty Tax</i>	= Rp 746.309.031
<i>Asuransi</i>	= <u>Rp 746.309.031 +</u>
Total	= Rp 8.955.708.372

b. *Annual Regulated Expenses (Ra)*

<i>Gaji karyawan</i>	= Rp. 6.027.600.000
<i>Payroll Overhead</i>	= Rp. 904.140.000
<i>Supervision</i>	= Rp. 1.506.900.000
<i>Plant Overhead</i>	= Rp. 3.013.800.000
<i>Laboratorium</i>	= Rp. 602.760.000
<i>General Expense</i>	= Rp. 95.314.229.887
<i>Maintenance</i>	= Rp. 23.881.888.992
<i>Plant Supplies</i>	= <u>Rp. 3.582.283.349+</u>
Total	= Rp.134.833.602.228

c. *Annual Variable Value (Va)*

<i>Raw Material</i>	= Rp 514.799.396.157
<i>Packing and Shipping</i>	= Rp 88.200.000.000
<i>Utilitas</i>	= Rp 60.043.718.750
<i>Royalty dan Patent</i>	= <u>Rp 8.820.000.000 +</u>
Total	= Rp 671.863.114.907

d. *Annual Sales Value (Sa)* = Rp. 882.000.000.000

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

$$= \frac{Rp.8.955.708.372 + (0,3 \times Rp.134.833.602.228)}{(Rp.882 \times 10^9 - Rp.671.863.114.907 - (0,7 \times Rp.134.833.602.228))} \times 100\%$$
$$= 42,68\%$$

Batasan : *Chemical Industry*, BEP = 40 -60 %

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$
$$= \frac{(0,3 \times Rp.134.833.602.228)}{(Rp.882 \times 10^9 - Rp.671.863.114.907 - (0,7 \times Rp.134.833.602.228))} \times 100\%$$
$$= 34,95\%$$

5. *DISCOUNTED CASH FLOW RATE (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah laju bunga maksimum dimana pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Umur pabrik (n) = 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) = Rp. 74.630.903.100

Working Capital Investment (WCI) = Rp. 147.210.257.217

Salvage value (SV) = Depresiasi = Rp. 7.463.090.310

Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance

= Rp. 33.173.787.247 + Rp. 7.463.090.310 + Rp. 8.873.646.413

= Rp. 49.510.523.969

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$\frac{(WC + FCI)(1+i)^{10}}{CF} = \left[\frac{1}{(1+i)^1} + \frac{1}{(1+i)^2} + \dots + \frac{1}{(1+i)^{10}} \right] \frac{(WC + SV)}{CF}$$

$$R = S$$

R = Rp. 1.753.465.619.000,85

S = Rp. 1.753.465.619.000,85

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 0,2297\%$

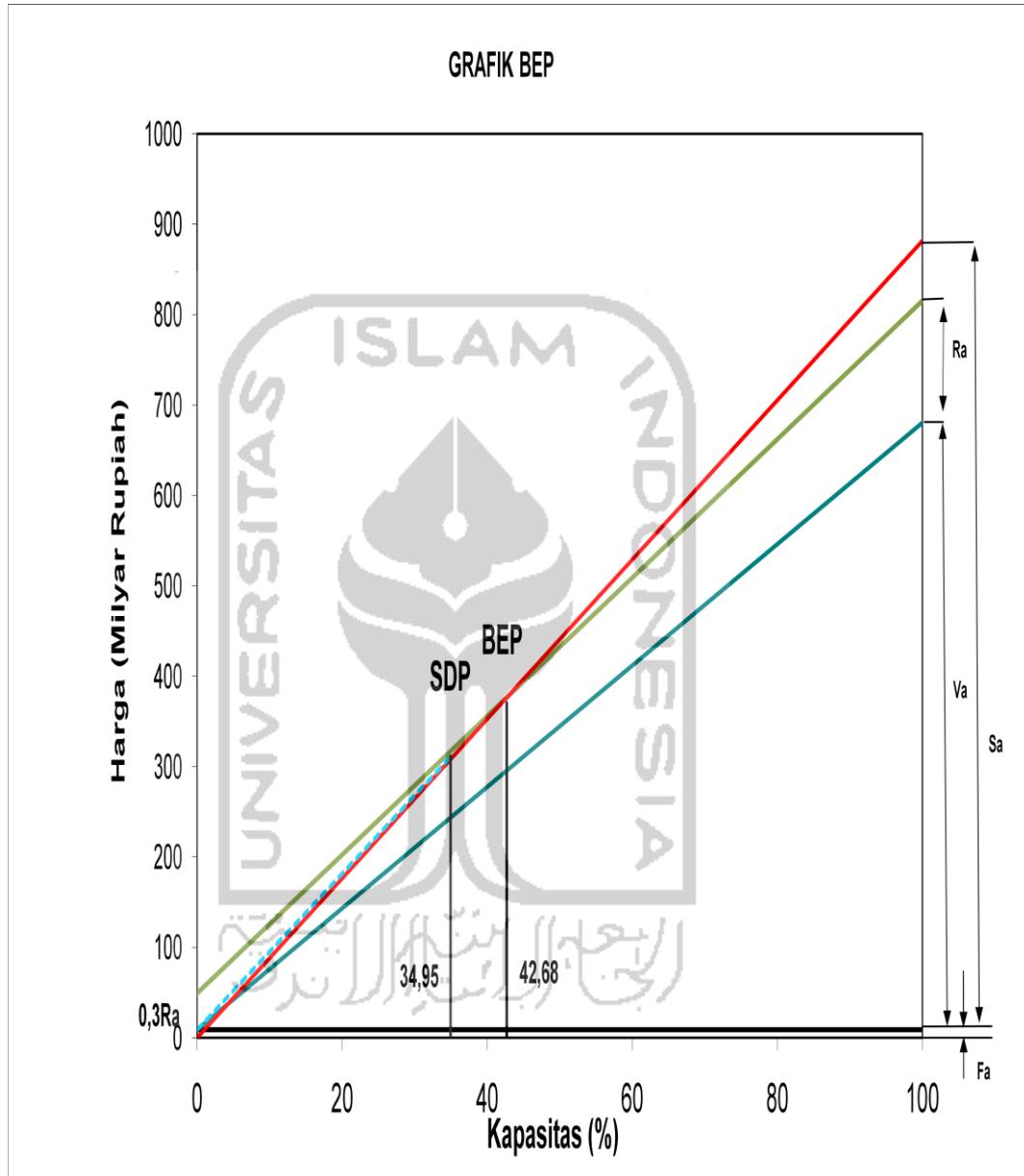
DCFR = 22,97 %

Batasan : *Minimum* Nilai DCFR = 1,5 x bunga simpanan

Bunga simpanan : 6,5 %

Kesimpulan : Memenuhi syarat (1,5 x 6,5% = 9,75 %)

Gambar 4.7 Grafik BEP



BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

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

1. Pendirian pabrik dimetil eter di Indonesia cukup menarik karena diperkirakan kebutuhan dimetil eter akan meningkat sejalan dengan terus berkembangnya industri di Indonesia.
2. Dari segi bahan baku, pemasaran dan lingkungan, lokasi pabrik dimetil eter di daerah Bontang, Kalimantan Timur cukup menguntungkan karena kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, ketersediaan air dan listrik.
3. Pabrik dimetil eter digolongkan sebagai pabrik yang beresiko tinggi karena prosesnya berlangsung pada kondisi operasi (suhu dan tekanan) tinggi, selain itu bahan baku dan produk mempunyai sifat mudah terbakar.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut :

Modal tetap = Rp. 74.630.903.100 = US\$ 7,463,090

Modal kerja = Rp. 147.210.257.217 = US\$ 14,721,026

Keuntungan sebelum pajak = Rp. 66.347.574.493

keuntungan sesudah pajak = Rp. 33.173.787.247

Table 5.1 Kesimpulan evaluasi ekonomi

Parameter	Terhitung	Persyaratan	Referensi
ROI sebelum pajak	89%	ROI sebelum pajak minimum	Aries Newton,
ROI setelah pajak	44%	44% (high risk)	P.193
POT sebelum pajak	1,01 tahun	POT sebelum pajak	Aries Newton,
POT setelah pajak	1,84 tahun	maksimum 2 tahun (high risk)	P.196
BEP	42,68 %	Berkisar 40 - 60%	
SDP	34,95 %		
DCFR	22,97 %	minimum 1,5 bunga simpanan	Bunga simpanan = 6,5%

Dari hasil evaluasi ekonomi, pabrik dimetil eter dengan proses dehidrasi metanol dengan katalis alumina layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D, 1954, “ *Chemical Engineering Cost Estimation* “,
Mc GrawHill Book Co. Inc, New York
- Biro Pusat Statistik, “ *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia* “,Indonesia
foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta, 2002-2006.
- Brown, G.G, 1963, “ *Unit Operation* “, 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley
and Sons. Inc, New York
- Brownell, L.E and Young, E.H, 1979, “ *Process Equipment Design* “, John Wiley
and Sons. Inc, New York
- Coulson, J.J and Richardson, J.F, 2005, “ *Chemical Equipment Design* “, vol 6,
Pergamon Press, Inc.,New York
- Hill, C.G, 1996, “ *An Introduction to Chemical Engineering Kinetics and Reactor
Design* “, John Wiley and Sons. Inc, New York
- Kern, D.Q, 1983, “ *Process Heat Transfer* “, Mc GrawHill Book Co.Inc., New
York
- Ludwig, E.E, 1984, “ *Aplied Process Design for Chemical and Petrochemical
Plants* “, 2nd ed, vol 1, 2, 3., Gulf Publishing Company
- Perry, R.H and Grens, D.W.,1984, “ *Chemical engineering’s Hand Book* “, 6th ed,
Mc GrawHill Book Kogakusha, Tokyo

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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