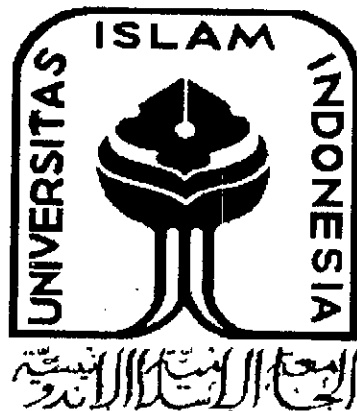


**PRA RANCANGAN
PABRIK DIMETIL ETER DARI METANOL
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Mindya Eral

Nama : Herry Yulianto

No. Mhs : 05521048

No. Mhs : 05521056

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

2009

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS PRA-RANCANGAN PABRIK

Kami yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : Mindya Eral

Nama : Herry Yulianto

No.Mhs : 05 521 048

No.Mhs : 05 521 056

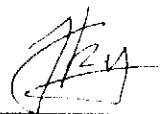
Menyatakan bahwa seluruh tugas Pra-Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya kami sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Yogyakarta, Septembaer 2009



(Mindya Eral)

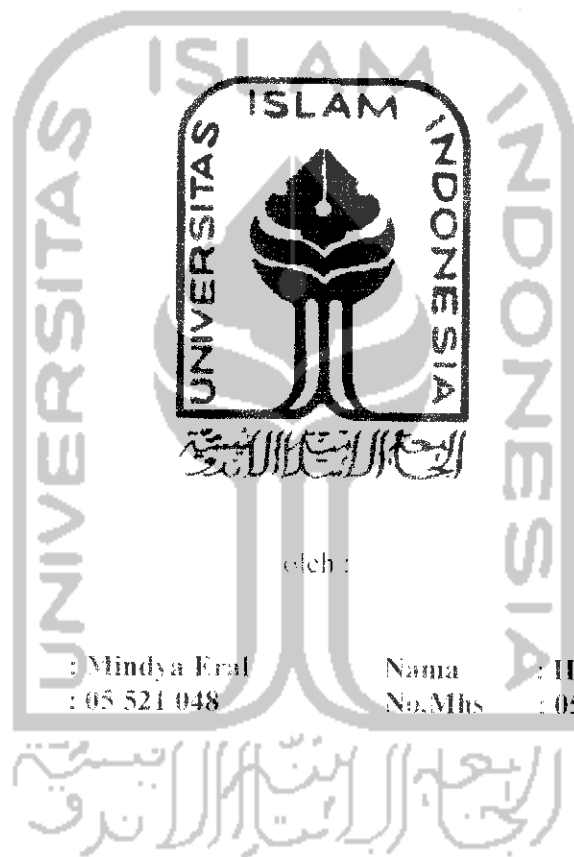


(Herry Yulianto)

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN
PABRIK DIMETIL ETER DARI METANOL
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

FUGAS AKHIR



Nama
No.Mhs

: Mindya Eral
: 05 521 048

Nama
No.Mhs

: Herry Vulfianto
: 05 521 056

Yogyakarta, Juli 2009

Pembimbing,

Prof. Ir. Wahyudi Budi Sediawan, S.U., Ph.D

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN
PABRIK DIMETIL ETER DARI METANOL
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

oleh :

Nama : Mindya Eral Nama : Herry Yulianto
No.Mhs : 05 521 048 No.Mhs : 05 521 056

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

Yogyakarta, September 2009

Tim Penguji

Prof. Ir. Wahyudi Budi Sediawan, S.U., Ph.D

Ketua

Dra. Kamariah Anwar, MS.

Anggota I

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.

Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dra. Kamariah Anwar, MS.

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr. Wb

Puji syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT atas segala limpahan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga tugas akhir dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Dimetil Eter Dari Metanol Kapasitas 30.000 Ton/Tahun" dapat terselesaikan.

Penyusunan tugas akhir ini sebagai syarat untuk menyelesaikan pendidikan kesarjanaan di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta. Dengan mengerjakan tugas ini, mahasiswa diharapkan mampu menerapkan berbagai teori dan pengetahuan yang diperoleh dalam perkuliahan untuk merancang alat proses pabrik kimia serta dapat mengambil kesimpulan tentang kelayakan ekonomi pembangunan pabrik tersebut. Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya,

kepada :

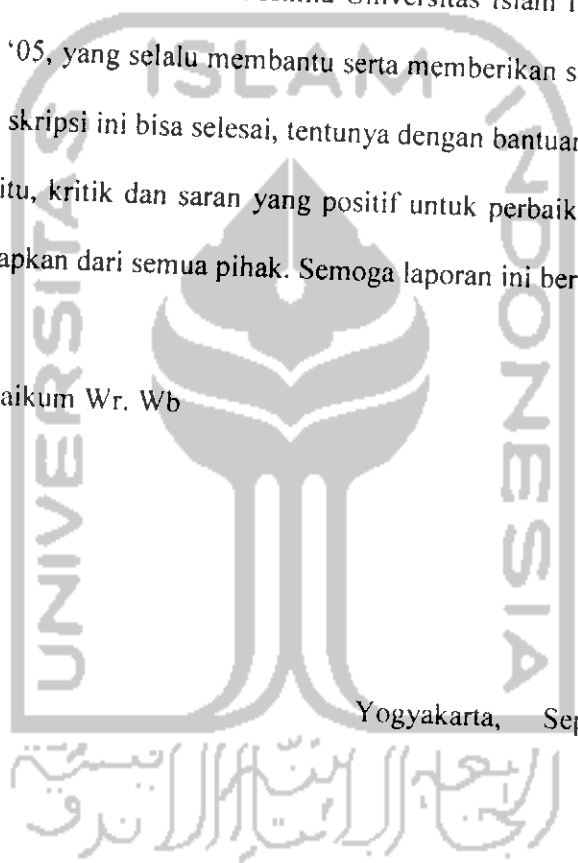
1. Allah SWT, yang telah melimpahkan banyak karunia untuk kami dan dengan ridhonya hal ini bisa terselesaikan.
2. Bapak Fathul Wahid, ST. MSc., sebagai Dekan FTI UII.

3. Ibu Dra. Kamariah Anwar, MS., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia FTI UII.
 4. Bapak Prof. Ir. Wahyudi Budi Sediawan, S.U., Ph.D selaku dosen pembimbing, yang telah sabar membimbing dan mengarahkan kami.
 5. Ayahanda dan Ibunda tercinta dan adik-adiku semuanya yang selalu berdoa untukku setiap saat dan dukungannya sangat melebihi segala-galanya.
 6. Seluruh teman-teman Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta angkatan '05, yang selalu membantu serta memberikan semangat untuk kami.
- Akhirnya skripsi ini bisa selesai, tentunya dengan bantuan kalian.

Oleh karena itu, kritik dan saran yang positif untuk perbaikan skripsi ini sangat penyusun harapkan dari semua pihak. Semoga laporan ini bermanfaat.

Amiiin.....

Wassalamu'alaikum Wr. Wb



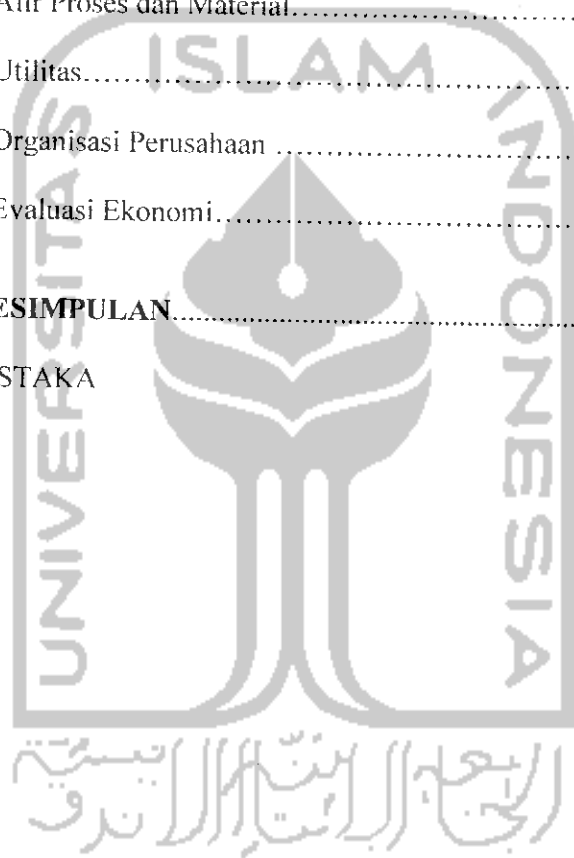
Yogyakarta, September 2009

Penyusun

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 Tinjauan Pustaka.....	2
BAB II. PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk.....	5
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	5
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu	6
2.4 Pengendalian Kualitas.....	6
BAB III. PERANCANGAN PROSES	
3.1 Uraian Proses.	9
3.2 Spesifikasi Alat.....	10

3.3	Perencanaan Produksi	34
BAB IV. PERANCANGAN PABRIK		
4.1	Lokasi Pabrik	35
4.2	Tata Letak Pabrik	36
4.3	Tata Letak Alat Proses.....	39
4.4	Alir Proses dan Material.....	43
4.5	Utilitas.....	51
4.6	Organisasi Perusahaan	55
4.7	Evaluasi Ekonomi.....	67
BAB V.	KESIMPULAN.....	92
DAFTAR PUSTAKA		
LAMPIRAN		



DAFTAR TABEL

Tabel 3.1	Kebutuhan Bahan Baku.....	2
Tabel 4.1	Perincian Luas tanah dan Bangunan Pabrik.....	37
Tabel 4.2	Gaji Karyawan.....	64
Tabel 4.3	Jadwal Kerja Masing-masing Regu.....	66
Tabel 4.4	Harga Index CEP.....	68
Tabel 4.5	Harga Index Hasil Regresi Linear.....	69
Tabel 4.6	Total Biaya Physical Plant Cost.....	74
Tabel 4.7	Total Biaya Fixed Capital Investment.....	76
Tabel 4.8	Total Biaya Working Capital Investment.....	77
Tabel 4.9	Total Biaya Direct Manufacturing Cost.....	80
Tabel 4.10	Total Biaya Indirect Manufacturing Cost.....	81
Tabel 4.11	Total Biaya Fixed Manufacturing Cost.....	82
Tabel 4.12	Total Biaya Manufacturing Cost.....	83
Tabel 4.13	Total General Expense.....	84
Tabel 5.1	Kesimpulan Evaluasi Ekonomi.....	93

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.1	Lay Out Pabrik.....	41
Gambar 4.2	Tata Letak Alat Proses.....	42
Gambar 4.3	Diagram Alir Kuantitatif.....	50
Gambar 4.4	Diagram Alir Utilitas.....	54
Gambar 4.5	Struktur Organisasi.....	57
Gambar 4.6	Grafik BEP	91
Gambar PEFD		



ABSTRACT

The preliminary design of dimethyl ether for 30,000 ton/year capacities utilizes methanol of raw material to result dimethyl ether with purity 99.5%. The process is dehydration of methanol with silica-alumina catalyst to produce dimethyl ether in fixed bed reactor at 250 K and 13 atmosphere. This plant is included high risk plant because processes at high operation condition (temperature and pressure), another raw material and product are flammable.

This plant is planned to be built in Bontang, East Kalimantan, It covers 10979 m² of land and needs 145 employees. It works continually for 24 hours/day and 330 days/year. Process unit requires 41652,7 ton/year of methanol, whereas utility unit needs 213508,71 kg/hour water for cooling, 1750 kg/hour water for domestic, 7312,49 kg/hour of steam, 296.86 kW of electricity, 940.33 kg/hour of fuel oil and 500 kg/hour of pressured air.

The economic evaluation shows Fixed Capital of Rp. 8.073.867.824 + US\$ 2,614,658, Working Capital of Rp. 67.389.796.096 + US\$ 51,551, Profit before taxes Rp. 25.371.971.106, Profit after taxes Rp. 12.685.985.553. Feasibility studies results in Break Even Point (BEP) of 42.80% (BEP requisite in Indonesia 40% - 60 %), Shut Down Point (SDP) of 32.85%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 20.07%. Meanwhile Return On Investment Before Taxes (ROI_b) of 69% (ROI_b requisite for high risk plant > 44%) and Return On Investment After Taxes (ROI_a) of 35%. along with Pay Out Time Before Taxes (POT_b) of 1.27 years (POT_b requisite for high risk plant < 2 years) and Pay Out Time After Taxes (POT_a) of 2.25 years in a row. Based on this economic evaluation, it can be concluded that dimethyl ether Plant of 30,000 ton/year is economically feasible.

الجامعة الإسلامية
الائتلاف الأندلسي

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*, pengharum ruangan, *colognes*, *hair sprays*, *room air fresheners* dan saat sekarang sedang diproyeksikan menjadi salah satu sumber bahan bakar alternatif ramah lingkungan.

Pabrik direncanakan beroperasi pada tahun 2012, untuk penentuan kapasitas pabrik menggunakan data kebutuhan impor, pabrik yang telah beroperasi baik dalam negeri maupun luar negeri. Data kebutuhan impor Indonesia yaitu :

Tabel 1.1 Kebutuhan Impor Dimetil Eter di Indonesia

Tahun	kebutuhan impor (ton/tahun)
2002	21987.65
2003	28543.23
2004	38679.65
2005	44567.45
2006	52345.98

Dengan menggunakan metode regresi linear diperoleh persamaan $y = 7674,0880 x - 15341647,56$ dimana x adalah jumlah tahun yang dihitung. Dari persamaan di atas untuk tahun 2012 diperoleh kebutuhan sebesar 98617,49 ton/tahun. Pabrik dimetil eter yang sudah beroperasi di luar negeri yaitu :

Tabel 1.2 Pabrik Dimetil Eter Luar Negeri

No.	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
1.	Aerofako B.V	Nedherland	15.000
2.	Du Pont	USA	45.000
3.	Shell/RWE	Jerman	60.000

Sedangkan pabrik dimetil eter yang ada di Indonesia hanya ada satu yaitu PT. Bumi Tangerang Gas Industry dengan kapasitas produksi 5000 ton/tahun. Selain itu pabrik metanol di Pulau Bunyu sebagai penyedia bahan baku beroperasi dengan kapasitas 330.000 ton/tahun.

Berdasarkan pertimbangan di atas maka pabrik dimetil eter pada tahun 2012 beroperasi dengan kapasitas 30.000 ton/tahun, sehingga diharapkan dapat memenuhi kebutuhan industri dalam negeri dan dapat menghemat devisa negara serta membuka lapangan pekerjaan baru.

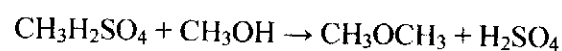
1.2 Tinjauan Pustaka

Dimetil eter adalah senyawa eter yang paling sederhana dengan rumus kimia CH_3OCH_3 . 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 poroses 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 $125\text{-}140^\circ\text{C}$ dan tekanan 2 atm, campuran produk keluar dari reaktor yang terdiri dari dimetil eter, air dan metanol dilewatkan ke *scruber* 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 :

Peralatan yang digunakan lebih banyak, menggunakan asam sulfat yang bersifat korosif sehingga diperlukan peralatan dengan bahan konstruksi yang tahan terhadap korosi dan harganya lebih mahal dan konversinya rendah.

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

Proses kontak langsung antara metanol dengan katalis alumina (Al_2O_3) yang mengandung 10,2% silika. Reaksi berlangsung pada temperatur 250°C – 400°C fase gas dan tekanan 13 atm. 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 prosesnya sederhana, peralatan yang digunakan sedikit, biaya investasi untuk peralatan yang digunakan sedikit dan konversinya 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, selain itu proses dehidrasi metanol dengan *direct contact* menggunakan katalis alumina kecepatan reaksi (waktu untuk reaksi) lebih cepat.

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 = 0,4 % berat Air = 0,1 % 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	

2.1.1 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
Partikel density	: 1,14 g/cm ³
Specific surface area	: 342 m ² /g
Porosity (ϵ)	: 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

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 Produk

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.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Arutan metanol sebanyak 5594,9 kg/jam pada kondisi 30 °C, 1 atm dari tangki penyimpanan (T-01) dipompakan untuk dicampur dengan arus *recycle* dari menara distilasi 2, kemudian dipompa sampai tekanan 13 atm dengan pompa P-03 menuju vaporizer (V). Campuran uap dan cairan keluar dari vaporizer dipisahkan dalam separator (S), cairan yang belum teruapkan di*recycle* menuju vaporizer kembali. Campuran gas (149,30 °C; 13 atm) selanjutnya dipanaskan dengan pemanas HE-01 sampai suhu 250 °C.

Campuran gas dimasukkan ke dalam reaktor *fixed bed multitube* (R) agar terjadi reaksi dehidrasi dengan bantuan katalis silica alumina yang berlangsung pada suhu 250 °C dan tekanan 13 atm. Reaksi *dehidrasi* yang berlangsung menghasilkan produk dimetil eter sebanyak 3807,01 kg/jam, air 1818,91 kg/jam dan sisanya metanol yang tidak bereaksi. Di dalam reaktor terjadi reaksi eksotermis non isothermal non adiabatik. Panas yang dihasilkan diserap oleh pendingin air.

Gas hasil reaksi dari reaktor *fixed bed multitube* keluar dengan suhu 253,51 °C dan tekanan 12,98 atm, kemudian dimanfaatkan panasnya pada HE-01 untuk menaikkan suhu gas yang masuk reaktor. Gas keluar dari HE-01 diturunkan tekanannya menjadi 6 atm, kemudian didinginkan di CL-1 dan dikondensasi

menjadi cairan sebelum masuk menara distilasi 1 di dalam CD-01 hingga mencapai suhu 60,48 °C.

Campuran produk yang telah dicairkan kemudian diumpankan ke menara distilasi 1 untuk dipisahkan antara dimetil eter dengan metanol dan air. Hasil atas menara distilasi 1 berupa dimetil eter sebanyak 3768,9 kg/jam disimpan dalam T-02 sebagai produk utama. Produk dimetil eter disimpan dalam tangki pada suhu 23,76 oC dan tekanan 5,8 atm. Sedangkan hasil bawah menara distilasi 1 yang merupakan campuran metanol, air dan sedikit dimetil eter diturunkan suhunya sampai 83,29 °C dengan CL-02.

Campuran metanol, air dan sedikit dimetil eter yang telah didinginkan kemudian diturunkan tekanannya menjadi 1,1 atm sebelum diumpankan ke menara distilasi 2 untuk dipisahkan antara metanol dan air. Hasil atas menara distilasi 2 yang banyak mengandung metanol di *recycle* untuk dicampur dengan metanol *fresh feed*. Sedangkan hasil bawah menara distilasi 2 yang banyak mengandung air dialirkan menuju CL-03 untuk diturunkan suhunya hingga 35 °C dan selanjutnya dialirkan menuju unit pengolahan limbah.

3.2 Spesifikasi Alat

1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Metanol

Tugas	: Menyimpan Metanol sebanyak 671384,02 kg untuk keperluan 5 hari
Jenis	: Tangki silinder tegak, <i>flat bottom, conical roof</i>
Fase	: Cair

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

Spesifikasi : Diameter = 15,24 m
 Tinggi = 5,4864 m
 Tebal Shell = 3/8 in (0,9525cm)
 Tebal Head = 1 ½ in (3,81 cm)

Jumlah : 1 buah
 Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C
 Harga : \$ 24,975.39

2. Tangki Penyimpanan Produk Dimetil Eter

Tugas : Menyimpan produk dimetil eter selama 15 hari sebanyak
 1363636,37 kg

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

Fase : Cair

Kondisi Operasi : Tekanan = 5,8 atm
 Suhu = 23,76 °C

Spesifikasi : Diameter = 21,3360 m
 Tinggi = 7,3152 m
 Tebal Shell = 5/8 in (1,5875 cm)
 Tebal Head = 3 in (7,62 cm)

Jumlah : 1 buah
 Bahan : Carbon Steel 285 grade C

Harga : \$ 35,797.70

3. Reaktor

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi uap metanol menjadi dimetil eter sebanyak 6935,7 kg/jam

Jenis : *Fixed Bed Multitube*

Fase : Gas

Kondisi Operasi : Eksotermis

Spesifikasi : Tekanan = 13 atm
 Suhu = 250 °C
 Diameter = 40 in (1.016 m)
 Tinggi = 181,9451 in (4.6214 m)
 Tebal Shell = ½ in (1,27 cm)
 Tebal Head = ½ in (1,27 cm)

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C

Harga : \$ 12,627.78

4. Separator

Tugas : Memisahkan campuran uap-cair yang keluar dari vaporizer sebanyak 8660,1 kg/jam

Jenis : Tangki silinder tegak

Kondisi Operasi : Tekanan = 13 atm

	Suhu	= 149,1 °C
Spesifikasi	: Diameter	= 24 in (0,6096 m)
	Tinggi	= 120,5341 in (3,0616 m)
	Tebal Shell	= 0,3750 in (0,95 cm)
Bahan	: Carbon Steel	
Harga	: \$ 7,270.54	

5. Menara Distilasi 1

Tugas	: Memisahkan produk dimetil eter sebanyak 6936.5 kg/jam
Jenis Plate	: <i>Sieve Tray</i>
Kondisi Operasi	: - Puncak Menara : Tekanan = 5,8 atm Suhu = 49,4 °C - Umpan : Tekanan = 6 atm Suhu = 60,5 °C - Dasar Menara : Tekanan = 6,2 atm Suhu = 141,1 °C
Spesifikasi	: Diameter = 0,7265 m Tinggi = 14,6434 m Tebal Shell = ¼ in (0,635 cm) Tebal Head = 0,375 in (0,9525 cm)
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: \$ 246.07

6. Menara Distilasi 2

Tugas : Memisahkan metanol untuk *direct cycle* sebanyak
3148,6 kg/jam

Jenis Plate : *Sieve Tray*

Kondisi Operasi : - Puncak Menara : Tekanan = 1 atm
Suhu = 65,1 °C

- Umpan : Tekanan = 1,1 atm
Suhu = 83,3 °C

- Dasar Menara : Tekanan = 1,2 atm
Suhu = 105,1 °C

Spesifikasi : Diameter = 1,1117 m
Tinggi = 14,0706 m
Tebal Shell = 0,1875 in (0,48 cm)
Tebal Head = 0,1875 in (0,48 cm)

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 317.63

7. Vaporizer

Tugas : Memanaskan dan menguapkan metanol sebanyak
8660,1 kg/jam sebagai umpan separator

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 8583923,0867 kJ/jam

Luas transfer panas : 2360,3888 ft² (219,287 m²)

Panjang : 14 ft (4,2672 m)

Shell Side

- Fluida dingin : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- ID : 39 in (0,9906 m)

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

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah tube : 644

- OD: BWG : 1 in (0,0254 m): 14

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

- Pass : 2

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

Dirt Factor available : 0,0036 hr.ft².°F/Btu (0,634 s.m².°C/kJ)

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

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 15,248.14

8. Heat Exchanger 01

Tugas : Memanaskan fluida sebanyak 6935,7 kg/jam dari separator ke reaktor

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Beban Panas : 1247357,669 kJ/jam

Luas transfer panas : 1503,6580 ft² (139,694 m²)

Panjang : 10 ft (3,048 m)

Shell Side

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

Ukuran :

- ID : 35 in (0,889 m)

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

- Pass : 3

Tube Side

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

Ukuran :

- Jumlah tube : 766

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

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

- Pass : 6

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

Dirt Factor available : 0,0099 hr.ft².F/Btu (1,7435 s.m².°C/kJ)

Catatan : HE 01 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$, tetapi terlalu besar. Perlu dicoba *heat exchanger* yang lebih kecil, namun tidak dilakukan.

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 18,154.78

9. Cooler 01

Tugas : Mendinginkan fluida sebanyak 6936,5 kg/jam dari reaktor ke condensor 1

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 1591738,3 kJ/jam

Luas transfer panas : 653.4528 ft² (60.7078 m²)

Panjang : 12 ft (3,6576 m)

Shell Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- ID : 23.25 in (0.5906 m)

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

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- Jumlah tube : 208

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

- ID : 0,87 in (0.0221 m)

- Pass : 2

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

Dirt Factor available : 0.0033 hr.ft².°F/Btu (0,5812 s.m².°C/kJ)

Catatan : Cooler 1 memenuhi syarat, karena $R_d \text{ available} > R_d$

Bahan : *min.* Stainless Steel

Harga : \$ 10,937.59

10. Cooler 02

Tugas : Mendinginkan hasil bawah Menara Distilasi 1 sebelum masuk Menara Distilasi 2 sebanyak 3148,6 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Beban Panas : 661954,7117 kJ/jam

Luas transfer panas : 36,9219 ft² (3,4302 m²)

Panjang : 20 ft (6,096 m)

Inner Pipe

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- NPS : 3

- Diameter luar : 3,5 in (0,0889 m)

- Diameter dalam: 3,068 in (0,0779 m)

Outer Pipe

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- NPS : 4

- Diameter luar : 4,5 in (0,1143 m)

- Diameter dalam: 4,026 in (0,1023 m)

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

Dirt Factor available : 0,0034 hr.ft².F/Btu (0,5988 s.m².°C/kJ)

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

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 1.430.29

11. Cooler 03

Tugas : Mendinginkan fluida hasil bawah menara distilasi 2 sebelum diolah ke UPL sebanyak 1807,8 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Beban Panas : 527386,3821 kJ/jam

Luas transfer panas : 273,2496 ft² (25,3857 m²)

Panjang : 12 ft (3,6576 m)

Shell Side

- Fluida panas : metanol dan air

Ukuran :

- ID : 15,25 in (0,3874 m)
- Baffle space : 5 in (0,127 m)
- Pass : 2

Tube Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 116
- 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 (0,5283 s.m².°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,0034 hr.ft².F/Btu (0,5988 s.m².°C/kJ)

Catatan : Cooler 3 memenuhi syarat, karena $R_d \text{ available} > R_d \text{ min.}$

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 6,941.60

12. Condensor 01

Tugas : Mengembunkan fluida sebanyak 6936,5 kg/jam dari heat exchanger 1 sebagai umpan Menara Distilasi 1

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 6289211,5248 kJ/jam

Luas transfer panas : 2946,0704 ft² (273,699 m²)

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

Shell Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- ID : 35 in (0,889 m)

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

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 938

- OD; BWG : 0,75 in (0,0191 m); 17

- ID : 0,634 in (0,0161 m)

- Pass : 2

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

Dirt Factor available : 0,0187 hr.ft².F/Btu (3,2932 s.m².°C/kJ)

Catatan : Condensor 1 memenuhi syarat, karena $Rd_{available} > Rd_{min}$, tetapi terlalu besar. Perlu dicoba condensor yang

lebih kecil, namun tidak dilakukan.

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 28,462.74

13. Condensor 02

Tugas : Mengembunkan fluida hasil atas menara distilasi 1
sebanyak 3787,9 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 638037,26 kJ/jam

Luas transfer panas : 1083,576 ft² (100,668 m²)

Panjang : 12 ft (3,6576 m)

Shell Side

- Fluida dingin : Chilled Water

Ukuran :

- ID : 27 in (0,6858 m)

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

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 460

- 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 (0,5283 s.m².°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,0034 hr.ft².°F/Btu (0,5988 s.m².°C/kJ)

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

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 15,639.07

14. Condensor 03

Tugas : Mengembunkan fluida hasil atas menara distilasi 2 sebanyak 1340,8 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube*

Beban Panas : 3386743,3277 kJ/jam

Luas transfer panas : 1639,9152 ft² (152,353 m²)

Panjang : 12 ft (3,6576 m)

Shell Side

- Fluida dingin : air

Ukuran :

- ID : 35 in (0,889 m)

- Baffle space : 6 in (0,1524 m)

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

- Jumlah Tube : 522

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

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

- Pass : 2

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

Dirt Factor available : 0,0195 hr.ft².F/Btu (3,4341 s.m².°C/kJ)

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

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 20,053.40

15. Reboiler 01

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi 1 sebanyak 3148,6 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 2370734,1 kJ/jam

Luas transfer panas : 351,7696 ft² (33,2379 m²)

Panjang : 16 ft (4,8768 m)

Shell Side

- Fluida dingin : dimetil eter, metanol dan air

Ukuran :

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

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

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 112

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

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

- Pass : 2

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

Dirt Factor available : 0,0059 hr.ft².°F/Btu (1,0391 s.m².°C/kJ)

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

Bahan : Stainlees Steel

Harga : \$ 8,543.55

16. Reboiler 02

Tugas : Menguapkan fluida hasil bawah menara distilasi 2 sebanyak 1807,8 kg/jam

Jenis : *Kettle Reboiler*

Beban Panas : 3710390,6 kJ/jam

Luas transfer panas : 212,004 ft² (64,6188 m²)

Panjang : 12 ft (3,6576 m)

Shell Side

- Fluida dingin : metanol dan air

Ukuran :

- ID : 13,25 in (0,3366 m)

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

- Pass : 1

Tube Side

- Fluida panas : steam

Ukuran :

- Jumlah Tube : 90

- 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 (0,5283 s.m².°C/kJ)

Dirt Factor available : 0,0044 hr.ft².°F/Btu (0,7749 s.m².°C/kJ)

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

Bahan : Stainless Steel

Harga : \$ 6,305.07

17. Accumulator 01

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi Menara distilasi 2
sebanyak 3787,9 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Spesifikasi :

- Diameter = 28 in (0,7112 m)
- Panjang = 176,9167 in (4,4937 m)
- Tebal Shell = 0,25 in (0,00635 m)
- Tebal Head = 0,25 in (0,00635 m)

Harga : \$ 5,156.73

18. Accumulator 02

Tugas : Menampung sementara hasil kondensasi Menara distilasi 1
sebanyak 1340.8 kg/jam

Jenis : Tangki Silinder Horizontal, *Torispherical Dished Head*

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Spesifikasi :

- Diameter = 22 in (0,5588 m)
- Panjang = 140,1390 in (3,5595 m)
- Tebal Shell = 0,1875 in (0,0048 m)
- Tebal Head = 0,1875 in (0,0048 m)

Harga : \$ 2,690.33

19. Pompa 01

Tugas : Mengalirkan larutan metanol dari pembelian ke tangki penyimpanan bahan baku sebanyak 671384,02 kg (kebutuhan 5 hari) dalam waktu 5 jam

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 4,026 in (0,1022 m)

Sch N = 40

NPS = 4 in (0,1016 m)

Total head : 9,5895 m

Putaran motor : 1750 rpm

Putaran Spesifik : 2832,9734 rpm

BHP : 1,9599 Hp

Power teoritis : 2,3901 Hp

Power motor : 3 Hp

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 3,816.11

20. Pompa 02

Tugas : Mengalirkan fluida dari tangki bahan baku ke arus percabangan arus recycle sebanyak 5594,9 kg/jam

Jenis : Pompa Sentrifugal

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

Sch N = 40

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

Total head : 2,9617 m

Putaran motor : 1450 rpm

Putaran Spesifik : 2533,821 rpm

BHP : 0,1816 Hp

Power teoritis : 0,2270 Hp

Power motor : 0,5 Hp

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 1,452.91

21. Pompa 03

Tugas : Mengalirkan dan menaikkan tekanan fluida sebanyak 6935,7 kg/jam dari arus percabangan recycle ke vaporizer

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 2.067 in (0.0525 m)

Sch N = 40
NPS = 2 in (0,0508 m)

Total head : 402,8186 m

Putaran motor : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 518,7933 rpm

BHP : 27,2158 Hp

Power teoritis : 30,5796 Hp

Power motor : 30 Hp
 Bahan : Carbon Steel
 Harga : \$ 1,675.43

22. Pompa 04

Tugas : Mengalirkan fluida sebanyak 6936,5 kg/jam dari kondensor 1 ke menara distilasi 1

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 2,067 in (0,0525 m)
 Sch N = 40
 NPS = 2 in (0,0508 m)

Total head : 11,0680 m

Putaran motor : 1450 rpm

Putaran Spesifik : 1009,9603 rpm

BIIP : 0,8013 Hp

Power teoritis : 1 Hp

Power motor : 1 Hp

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 1,578.15

23. Pompa 05

Tugas : Mengalirkan fluida sebanyak 3787,9 kg/jam dari hasil atas menara distilasi 1 ke tangki penyimpanan produk

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 1,61 in (0,0409 m)
 Sch N = 40
 NPS = 1,5 in (0,0381 m)

Total head : 20,4394 m

Putaran Aktual : 1450 rpm

Putaran Spesifik : 512,1914 rpm

BHP : 0,9697 Hp

Power teoritis : 1,2121 Hp

Power motor : 1,5 Hp

Bahan : Carbon Steel

Harga : \$ 1.213.55

24. Pompa 06

Tugas : Mengalirkan fluida sebanyak 3148.6 kg/jam dari cooler 1 ke menara distilasi 2

Jenis : Pompa Sentrifugal

Ukuran pipa : ID = 1,38 in (0,0351 m)

Sch N = 40

NPS = 1,25 in (0,0318 m)

Total head : 11,1051 m

Putaran motor : 1750 rpm

Putaran Spesifik : 783,9060 rpm

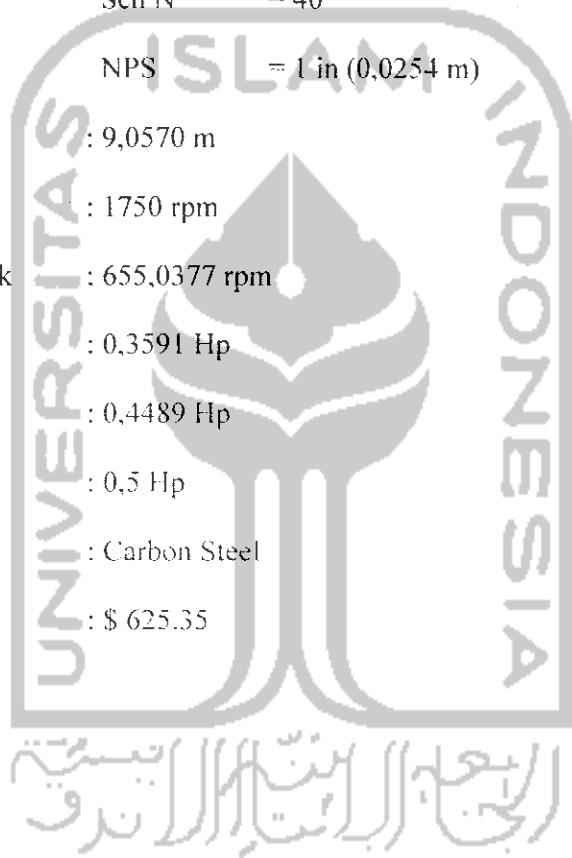
BHP : 0,5109 Hp
 Power teoritis : 0,6387 Hp
 Power motor : 1 Hp
 Bahan : Carbon Steel
 Harga : \$ 931.97

25. Pompa 07

Tugas : Mengalirkan fluida sebanyak 1340,8 kg/jam dari hasil
 atas menara distilasi 1 untuk di recycle
 Jenis : Pompa Sentrifugal
 Ukuran pipa : ID = 1,049 in (0,0266 m)
 Sch N = 40
 NPS = 1 in (0,0254 m)
 Total head : 29,3981 m
 Putaran Aktual : 3500 rpm
 Putaran Spesifik : 549,0127 rpm
 BHP : 0,8640 Hp
 Power teoritis : 1 Hp
 Power motor : 1 Hp
 Bahan : Carbon Steel
 Harga : \$ 635.43

26. Pompa 08

Tugas	: Mengalirkan fluida sebanyak 1807,8 kg/jam dari cooler 3 ke UPL
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Ukuran pipa	: ID = 1,049 in (0,0266 m) Sch N = 40 NPS = 1 in (0,0254 m)
Total head	: 9,0570 m
Putaran motor	: 1750 rpm
Putaran Spesifik	: 655,0377 rpm
BHP	: 0,3591 Hp
Power teoritis	: 0,4489 Hp
Power motor	: 0,5 Hp
Bahan	: Carbon Steel
Harga	: \$ 625.35



3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku metanol diperoleh dari pabrik metanol milik Pertamina di pulau Bunyu.

Tabel 3.1 kebutuhan bahan baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Metanol Kebutuhan = 5259,2 kg/jam	41652,7	330.000

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

3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

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

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan lokasi sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik di masa 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.

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.

4.2 **Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir.

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

7	Kantor teknik dan produksi	20	14	280
8	Klinik	12	10	120
9	Masjid	14	12	168
10	Kantin	16	12	192
11	Bengkel	24	12	288
12	Unit pemadam kebakaran	16	14	224
13	Gudang alat	22	10	220
14	Laboratorium	16	12	192
15	Utilitas	24	10	240
16	Area proses	65	35	2275
17	Control Room	28	10	280
18	Control Utilitas	10	10	100
19	Jalan dan taman	60	40	2400
20	Perluasan pabrik	110	20	2200
	Luas Tanah			10979
	Luas Bangunan			6379

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 الجامعة الإسلامية
 الرابطة الإسلامية

4.3 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. Pencerahayaan

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

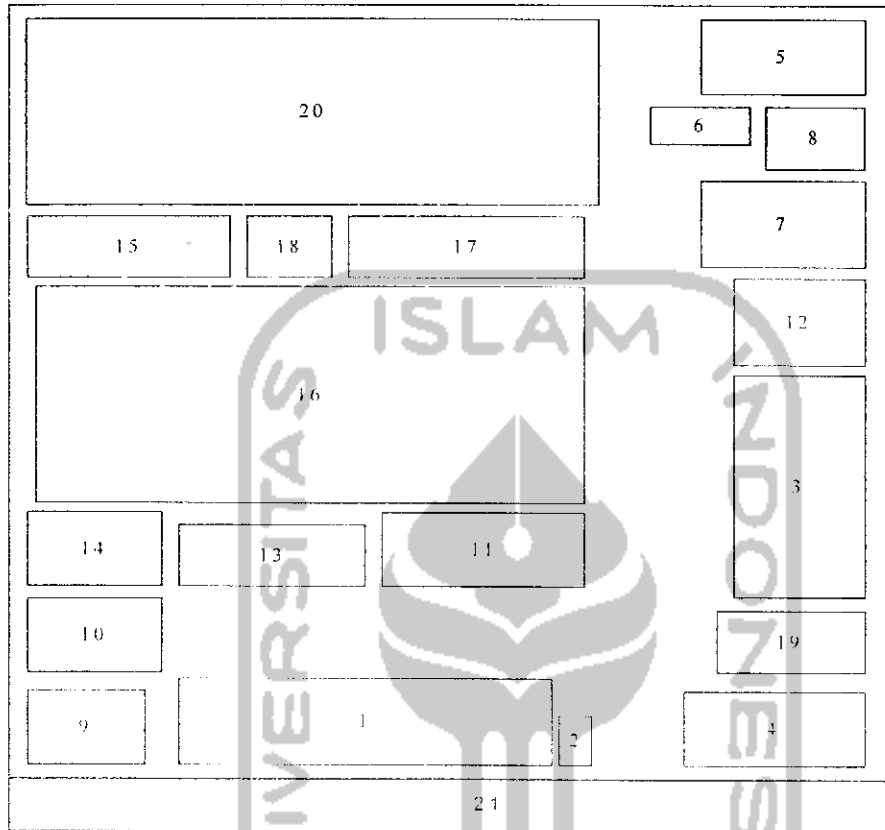
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

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.



LAY OUT PABRIK DIMETIL ETER

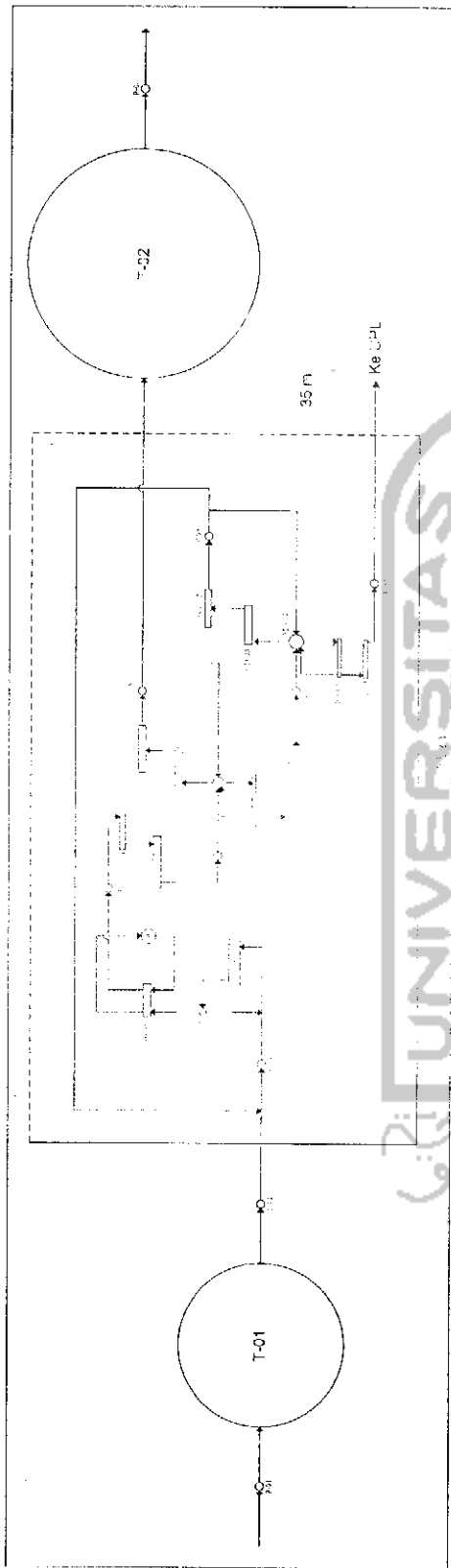


Skala 1 : 2000

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 | |

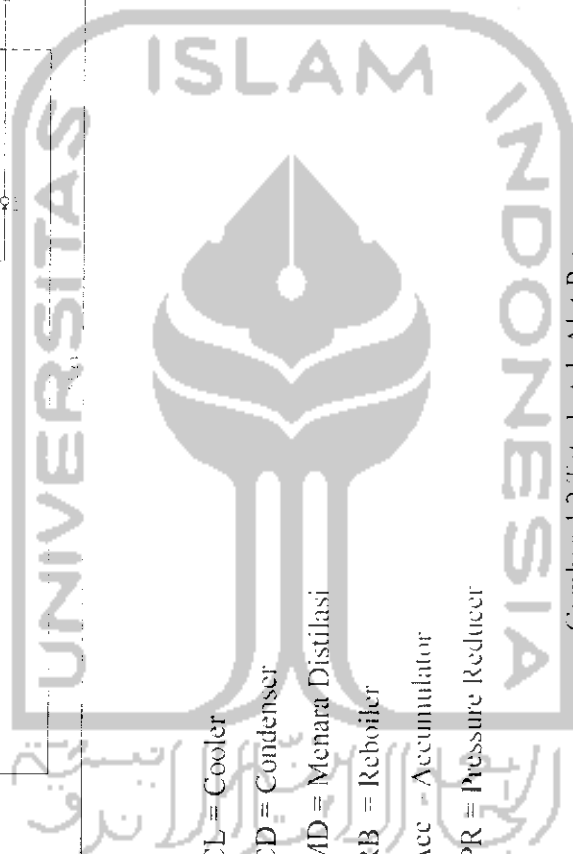
Gambar 4.1 Lay Out Pabrik



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



4.4 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	-	3768,9394	-
CH ₃ OH	5259,1748	3,7879	13,0679
H ₂ O	335,6920	15,1515	1794,7374
		3787,8788	1807,8053
Total	5594,8668	5595,6841	

Error = 0,8173 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	5259,1748
H ₂ O	335,6920
Total	5594,8668

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	-	-	38,0701	38,0701
CH ₃ OH	5259,1748	1638,2247	1293,7240	8191,1234
H ₂ O	335,6920	86,1777	9,0188	430,8885
	5594,8668	1724,4024	1340,8128	
Total	8660,0820			8660,0820

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	38,0701	38,0701	-
CH ₃ OH	8191,1234	6552,8988	1638,2247
H ₂ O	430,8885	344,7108	86,1777
		6535,6796	1724,4024
Total	8660,0820	8660,0820	

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	38,0701	3807,0095
CH ₃ OH	6552,8988	1310,5798
H ₂ O	344,7108	1818,9077
Total	6535,6796	6536,4969

Error = 0,8173 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	3807,0095	3768,9394	38,0701
CH ₃ OH	1310,5798	3,7879	1306,7919
H ₂ O	1818,9077	15,1515	1803,7562
		3787,8788	3148,6181
Total	6535,6796	6535,6796	

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	38,0701	38,0701	-
CH ₃ OH	1306,7919	1293,7240	13,0679
H ₂ O	1803,7562	9,0188	1794,7374
		1340,8128	1807,8053
Total	3148,6181		3148,6181

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	36595,5958	28646,4771
CH ₃ OH	7026589,0562	6703887,5566
H ₂ O	594050,0331	435744,0381
Panas Penguapan		6312046,9644
Beban Panas	5823090,3511	-
Total	13480325,0362	13480325,0362

4.4.2.2 Reaktor

Komponen	Masuk, kJ/jam	Keluar, kJ/jam
CH ₃ OCH ₃	41078,9762	1310443.3053
CH ₃ OH	6480495,9009	4154748.9569
H ₂ O	354530,6568	1885214.1085
Panas Reaksi	3858112,4400	-
Panas Yang Dibuang	-	3383811,6032
Total	10734217,9739	10734217,9739

4.4.2.3 Menara Distilasi 01

Masuk, kJ/jam	Keluar, kJ/jam
Umpan (HF)	Hasil Atas (HD)
CH ₃ OH = 527,5290 kJ/kmol	CH ₃ OH = 17,0198 kJ/kmol
CH ₃ OCH ₃ = 1669,8265 kJ/kmol	CH ₃ OCH ₃ = 14101,1918 kJ/kmol
H ₂ O = 1201,0688 kJ/kmol + 3398,4244 kJ/kmol	H ₂ O = 277,5133 kJ/kmol + 14395,7250 kJ/kmol
Panas Umpan : F*HF = 224,4782 kmol/j x 3398,4244 kJ/kmol = 762872,2710 kJ/jam	Panas Produk Atas D*HD = 82,7680 kmol/j x 14395,7250 kJ/kmol = 1191505,553 kJ/jam
	Hasil Bawah (HB)
	CH ₃ OH = 2898,5959 kJ/kmol
	CH ₃ OCH ₃ = 100,9990 kJ/kmol

	$H_2O = 6202,7368 \text{ kJ/kmol} +$ $9202,3318 \text{ kJ /kmol}$ Panas Produk Bawah $B*HB = 141,7102 \text{ kmol/j} \times 9202,3318 \text{ kJ/kmol}$ $= 1304064,4009 \text{ kJ/jam}$
QRB = 2370734,1 kJ/jam	QCD = 638037,26 kJ/jam
3133605,9928	3133605,9928

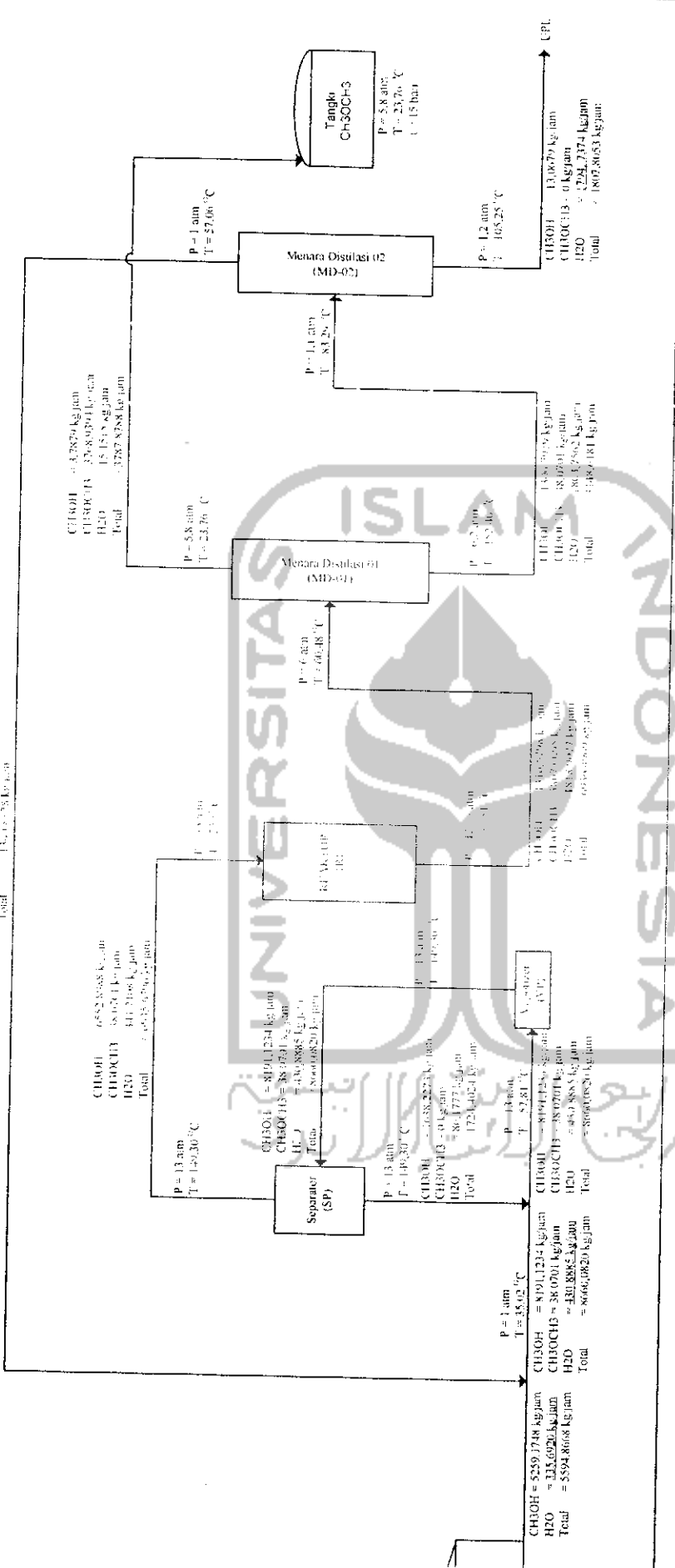
4.4.2.4 Menara Distilasi 02

Masuk, kJ/jam	Keluar, kJ/jam
Umpan (HF)	Hasil Atas (HD)
$CH_3OH = 833,2251 \text{ kJ/kmol}$	$CH_3OH = 2527,3230 \text{ kJ/kmol}$
$CH_3OCH_3 = 26,4511 \text{ kJ/kmol}$	$CH_3OCH_3 = 80,7778 \text{ kJ/kmol}$
$H_2O = 1886,7230 \text{ kJ/kmol} +$ $2746,3993 \text{ kJ/kmol}$	$H_2O = 28,9717 \text{ kJ/kmol} +$ $2637,0725 \text{ kJ/kmol}$
Panas Umpan : $F*HF = 141,7102 \text{ kmol/j} \times 2746,3993 \text{ kJ/kmol}$ $= 389192,8274 \text{ kJ/jam}$	Panas Produk Atas $D*HD = 41,7053 \text{ kmol/j} \times 2637,0725 \text{ kJ/kmol}$ $= 109979,8989 \text{ kJ/jam}$
	Hasil Bawah (HB)
	$CH_3OH = 27,4725 \text{ kJ/kmol}$
	$CH_3OCH_3 = - \text{ kJ/kmol}$

	$H_2O = 6000,8283 \text{ kJ/kmol} +$ $6028,3008 \text{ kJ/kmol}$ Panas Produk Bawah $B*HB = 100,005 \text{ kmol/j} \times 6028,3008 \text{ kJ/kmol}$ $= 602860,2181 \text{ kJ/jam}$
$QRB = 3710390,6174 \text{ kJ/jam}$ $4099583,4448$	$QCD = 3386743,3277 \text{ kJ/jam}$ $4099583,4448$



CH ₃ OH	72,504 kg/jam
CH ₃ OCH ₃	88,070 kg/jam
H ₂ O	50,000 kg/jam
Total	110,574 kg/jam



Gambar 4.3 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 *direcycle* guna menghemat air, sehingga jumlah *make up* air yang diperlukan sebagai berikut :

- a. Air untuk pendingin = 6445,6921 kg/jam.

b. Air umpan boiler = 1462,4985 kg/jam.

c. Air untuk keperluan rumah tangga = 1750 kg/jam

Total kebutuhan air secara kontinyu sebesar 9657,7927 kg/jam

4.5.2 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.

4.5.3 Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

a. Listrik untuk keperluan alat proses = 195,7131 kW

b. Listrik untuk keperluan alat Utilitas = 27,9004 kW

c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 11,1807 kW

d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 2,7952 kW

Total kebutuhan listrik adalah 237,4938 kW. Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 296,8672 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

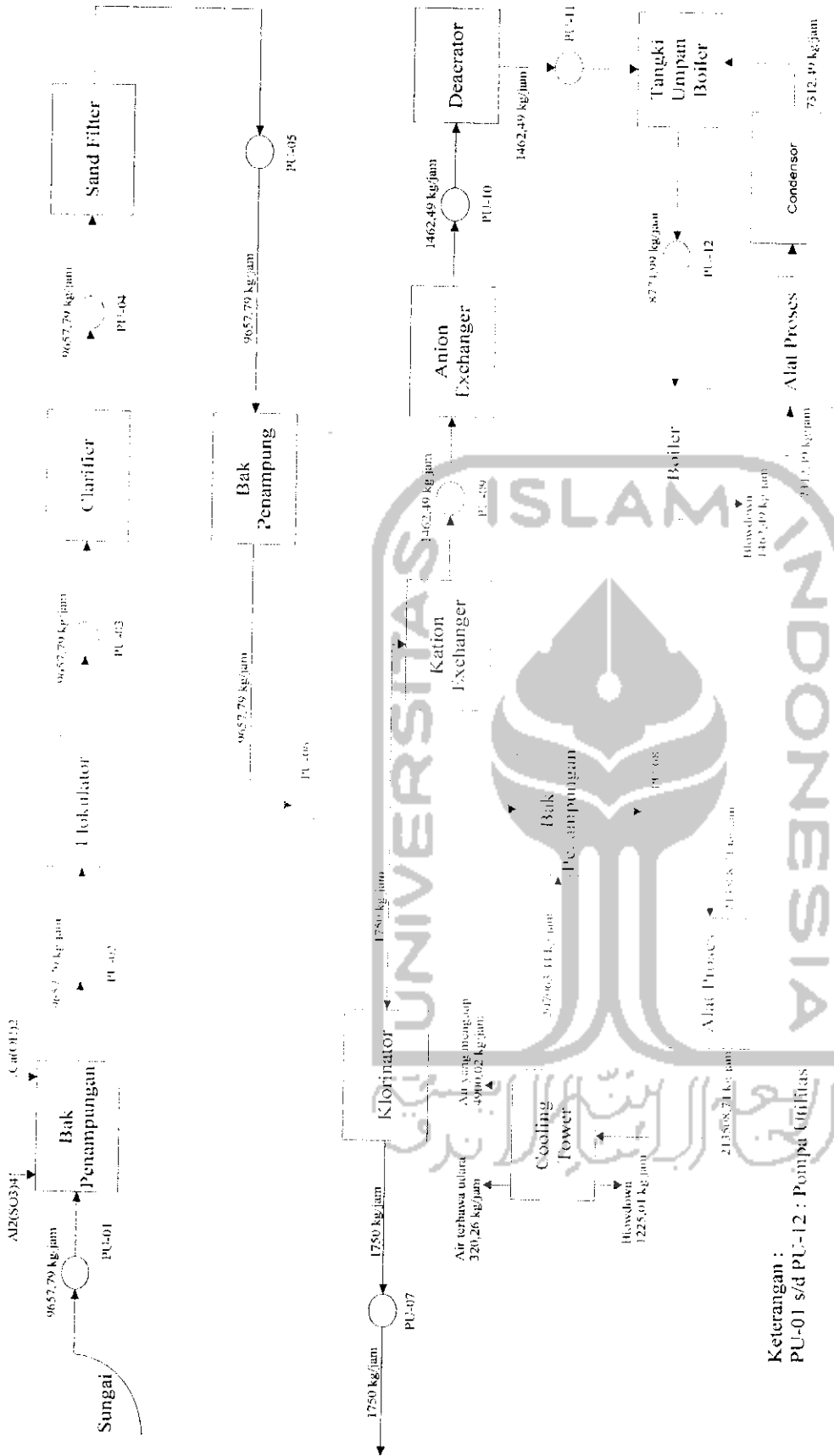
Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel

untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil sebanyak 827,3909 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 112,9412 kg/jam. Total kebutuhan bahan bakar sebesar 940,3321 kg/jam.

4.5.5 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.





Gambar 4.4 Diagram 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.



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 direksi
3. Membantu direksi 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 Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan dan 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 5.1. 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)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361.3
1992	358.2
1993	359.2
1994	368.1
1995	381.1
1996	381.7
1997	386.5
1998	389.5
1999	390.6
2000	394.1
2001	394.3
2002	395.6

2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2012. Nilai index Chemical Engineering Progress (CEP) pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linier. Dari regresi linier diperoleh persamaan : $y = 7,302 x - 14189$

Tabel 4.5 Harga index hasil regresi linear pada berbagai tahun

Tahun (X)	index (Y)
2008	473.42
2009	480.72
2010	488.02
2011	495.32
2012	502.62

Jadi harga index pada tahun 2012 = 502.624

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 :

- a. Kapasitas produksi : 30.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 11.000
- e. Tahun evaluasi : 2012
- f. 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 = \$ 307,702

b. Harga alat Utilitas = \$ 463,585+

Total PEC = \$ 771,287

2. *Delivered Equipment Cost (DEC)*

Biaya pengangkutan (15% PEC) = $0,15 \times \$ 771,287$

$$= \$ 115,693$$

$$\text{Biaya administrasi dan pajak (10\% PEC)} = 0,1 \times \$ 771,287$$

$$= \$ 77,128$$

$$\text{Total DEC} = \$ 115,693 + \$ 77,128 = \$ 192,821$$

3. Instalasi

$$\text{Material (11\% PEC)} = 0,11 \times \$ 771,287$$

$$= \$ 84,842$$

$$\text{Buruh (32\% PEC)} = 0,32 \times \$ 771,287$$

$$= \$ 286,812$$

- Buruh Asing = $0,05 \times \$ 286,812$

$$= \$ 12,340$$

- Buruh Lokal = $0,95 \times \frac{\$ 286,812}{\$ 20} \times \frac{2 \text{ man hour indonesia}}{1 \text{ man hour asing}} \times \text{Rp. } 10.000$

$$= \text{Rp. } 283.471.420$$

4. Pemipaan

$$\text{Material (49\% PEC)} = 0,49 \times \$ 771,287$$

$$= \$ 377,931$$

$$\text{Buruh (37\% PEC)} = 0,37 \times \$ 771,287$$

$$= \$ 285,376$$

- Buruh Asing = $0,05 \times \$ 285,376$

$$= \$ 14,268$$

- Buruh Lokal = $0,95 \times \frac{\$ 285,376}{\$ 20} \times \frac{2 \text{ man hour indonesia}}{1 \text{ man hour asing}} \times \text{Rp. } 10.000$

$$= \text{Rp. } 271.107.580$$

8. Bangunan

Luas bangunan = 6379 m²

Harga bangunan = Rp. 400.000/ m²

Total biaya bangunan = Rp. 400.000/ m² x 6379 m²
= Rp. 2.551.600.000

9. Tanah

Luas tanah = 10797 m²

Hatga tanah = Rp. 200.000 / m²

Biaya tanah = Rp. 200.000 / m² x 10797 m²
= Rp. 2.195.800.000

Tabel.4.6 Total Biaya *Physical Plant Cost*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	771,287	
<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	192,821	
Instalasi	97,182	283.471.420
Pemipaan	392,199	271.107.580
Instrumentasi	187,422	43.963.391
Isolasi	25,067	36.636.159
Listrik	77,128	
Bangunan		2.551.600.000
Tanah		2.195.800.000
Total PPC =	1,743,106	5.382.578.550

10. *Engineering dan Construction*

Untuk PPC antara US\$ 1000,000 - US\$ 5000,000, Engineering and Construction 25 % PPC

- Dollar = $0,25 \times \$ 1,743,106$
= \$ 435,776

- Rupiah = $0,25 \times \text{Rp. } 5.382.578.550$
= Rp. 1.345.644.638

Direct Plant Cost (DPC)

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

- Dollar = $\$ 1,743,106 + \$ 435,776$
= \$ 2,178,882

- Rupiah = $\text{Rp. } 5.382.578.550 + \text{Rp. } 1.345.644.638$
= Rp. 6.728.223.188

Indirect Plant Cost (IPC)

11. *Contractor Fee (10 % DPC)*

- Dollar = $0,1 \times \$ 2,178,882$
= \$ 217,888

- Rupiah = $0,1 \times \text{Rp. } 6.728.223.188$
= Rp. 672.822.318

12. *Contingency (10 % DPC)*

- Dollar = $0,1 \times \$ 2,178,882$
= \$ 217,888

- Rupiah = $0,1 \times \text{Rp. } 6.728.223.188$

= Rp. 672.822.318

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

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	2,178,882	6.728.223.188
<i>Indirect Plant Cost (IPC)</i>		
- <i>Contractor Fee</i>	217,888	672.822.318
- <i>Contingency</i>	217,888	672.822.318
Total FCI =	2,614,658	8.073.867.824

Total FCI (dalam Rupiah) = Rp. 36.848.451.059

B. WORKING CAPITAL INVESTMENT

- Raw Material Inventory* (waktu penyimpanan bahan baku 5 hari)
 - = (5 hari/330 hari) x Total biaya bahan baku
 - = (5 hari/330 hari) x Rp. 187.902.219.816
 - = Rp. 17.082.019.983
- Inprocess Inventory* (Persediaan bahan baku dalam proses untuk 1 hari proses)
 - = (1 hari/330 hari) x (50% x Total manufacturing cost)
 - Dollar = (1/330) x (0,5 x \$ 373,895)
 - = \$ 566
 - Rupiah = (1/330) x (0,5 x Rp. 258.254.200.433)
 - = Rp. 391.294.243
- Product Inventory* (waktu penyimpanan produk 15 hari)

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

- Dollar = $(15/330) \times \$ 373,895$

$$= \$ 16,995$$

- Rupiah = $(15/330) \times \text{Rp. } 258.254.200.433$

$$= \text{Rp. } 11.738.827.290$$

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

$$= (15 \text{ hari}/330 \text{ hari}) \times \text{Rp. } 323.400.000.000$$

$$= \text{Rp. } 14.700.000.000$$

5. *Available Cash* (untuk 1 bulan)

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

- Dollar = $(30/330) \times \$ 373,895$

$$= \$ 33,990$$

- Rupiah = $(30/330) \times \text{Rp. } 258.254.200.433$

$$= \text{Rp. } 23.477.654.580$$

Tabel.4.8 Total Working Capital Investment

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw material inventory</i>	17.082.019.983	
<i>Inprocess Inventory</i>	391.294.243	566
<i>Produk inventory</i>	11.738.827.290	16,995
<i>Extended credit</i>	14.700.000.000	
<i>Available cash</i>	23.477.654.580	33,990
Total WCI =	67.389.796.096	51,551

Total WCI (dalam Rupiah) = Rp. 67.956.857.096

4.7.4 MANUFACTURING COST

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

- a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)* adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk
- b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)* adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk
- c. *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 4.510/kg

Kebutuhan = $5259,1747 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 330 \frac{\text{hari}}{\text{tahun}}$
 = 41652664,40 kg/tahun

Biaya = Rp 4.510/kg x 41652664,40 kg/tahun
 = Rp. 187.853.516.453

b. Silika-alumina

Harga = Rp. 36.000/kg

Kebutuhan = 1352,40 kg/tahun

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= \text{Rp. } 36.000/\text{kg} \times 1352,40 \text{ kg/tahun} \\ &= \text{Rp. } 48.703.363 \end{aligned}$$

Total biaya bahan baku

$$\begin{aligned} &= \text{Rp. } 187.853.516.453 + \text{Rp. } 48.703.363 \\ &= \text{Rp. } 187.902.219.816 \end{aligned}$$

2. Produk

a. Dimetil eter

$$\text{Harga} = \text{Rp. } 10.780/\text{kg}$$

$$\text{Produksi} = 30.000.000 \text{ kg/tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{Annual Penjualan} &= \text{Rp. } 10.780/\text{kg} \times 30.000.000 \text{ kg/tahun} \\ &= \text{Rp. } 323.400.000.000 \end{aligned}$$

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* (2% FCI)

$$\text{- Dollar} = 0,02 \times \$ 2,614,658$$

$$= \$ 52,293$$

$$\text{- Rupiah} = 0,02 \times \text{Rp. } 8.073.867.824$$

= Rp. 161.477.356

6. *Plant Suplies (15% Maintenance)*

- Dollar = $0,15 \times \$ 52,293$

= \$ 7,844

- Rupiah = $0,15 \times \text{Rp. } 161.477.356$

= Rp. 24.221.603

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

= $0.01 \times \text{Rp. } 323.400.000.000$

= Rp. 3.234.000.000

8. Total biaya kebutuhan bahan untuk Utilitas = Rp. 21.568.217.520

Tabel.4.9 Total *Direct Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Bahan baku	187.902.219.816	
Gaji karyawan	6.027.600.000	
<i>Supervision</i>	1.506.900.000	
<i>Maintenance</i>	161.477.356	52,293
<i>Plant supplies</i>	24.221.603	7,844
<i>Royalty dan patent</i>	3.234.000.000	
Kebutuhan untuk utilitas	21.568.217.520	
Total DMC =	220.424.636.295	60,137

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)

$$= 0,1 \times \text{Rp. } 323.400.000.000$$

$$= \text{Rp. } 32.340.000.000$$

Tabel.4.10 Total *Indirect 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>	32.340.000.000
Total IMC =	36.860.700.000

C. Fixed Manufacturing Cost

1. *Depresiasi* (10% FCI)

- Dollar = $0,1 \times \$ 2,614,658$
= \$ 261,466

- Rupiah = $0,1 \times \text{Rp. } 8.073.867.824$
= Rp. 807.386.782

2. *Property Tax* (1% FCI)

- Dollar = $0,01 \times \$ 2,614,658$
= \$ 26,146

- Rupiah = $0,01 \times \text{Rp. } 8.073.867.824$
= Rp. 80.738.678

3. *Asuransi* (1% FCI)

- Dollar = $0,01 \times \$ 2,614,658$
= \$ 26,146

- Rupiah = $0,01 \times \text{Rp. } 8.073.867.824$
= Rp. 80.738.678

Tabel.4.11 Total *Fixed Manufacturing Cost*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (S)
<i>Depresiasi</i>	807.386.782	261,466
<i>Property tax</i>	80.738.678	26,146
Asuransi	80.738.678	26,146
Total FMC =	968.864.138	313,758

Tabel.4.12 Total *Manufacturing Cost (MC)*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	220.424.636.295	60,137
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	36.860.700.000	
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	968.864.138	313,758
Total MC =	258.254.200.433	373,895

Total MC (dalam Rupiah) = Rp. 262.367.045.433

4.7.5 GENERAL EXPENSE

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

1. Administrasi (3% MC)

- Dollar = $0,03 \times \$ 373.895$
= \$ 11,217

- Rupiah = $0,03 \times \text{Rp. } 258.254.200.433$
= Rp. 7.747.626.012

2. Penjualan (5% MC)

- Dollar = $0,05 \times \$ 373.895$
= \$ 18,695

- Rupiah = $0,05 \times \text{Rp. } 258.254.200.433$
= Rp. 12.912.710.020

3. *Research* (4% MC)

$$\text{- Dollar} = 0,04 \times \$ 373,895$$

$$= \$ 14,956$$

$$\text{- Rupiah} = 0,04 \times \text{Rp. } 258.254.200.433$$

$$= \text{Rp. } 10.330.168.020$$

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

$$\text{- Dollar} = 0.04 \times (\$ 51,551 + \$ 2.614.658)$$

$$= \$ 106,648$$

$$\text{- Rupiah} = 0.04 \times (\text{Rp. } 67.956.857.096 + \text{Rp. } 8.073.867.824)$$

$$= \text{Rp. } 3.041.228.997$$

Tabel.4.13 Total *General Expense*

Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (S)
Administrasi	7.747.626.012	11.217
Penjualan	12.912.710.020	18.695
<i>Research</i>	10.330.168.020	14.956
<i>Finance</i>	3.041.228.997	106.625
Total GE =	34.031.733.049	151,516

Total *General Expense* (dalam Rupiah) = Rp. 35.698.409.049

4.7.6 TOTAL CAPITAL INVESTMENT

$$\text{Total Capital Investment} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= \text{Rp. } 36.848.451.059 + \text{Rp. } 67.956.857.096$$

$$= \text{Rp. } 104.805.308.155$$

4.7.7 TOTAL BIAYA PRODUKSI

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Produksi} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\ &= \text{Rp. } 262.367.045.433 + \text{Rp. } 35.698.409.049 \\ &= \text{Rp. } 298.028.028.893 \end{aligned}$$

4.7.8 ANALISA KEUNTUNGAN

a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\begin{aligned} \text{Total Penjualan} &= \text{Rp. } 323.400.000.000 \\ \text{Total Biaya Produksi} &= \text{Rp. } 298.028.028.893 \\ \text{Keuntungan} &= \text{Total penjualan} - \text{Total biaya produksi} \\ &= \text{Rp. } 323.400.000.000 - \text{Rp. } 298.028.028.893 \\ &= \text{Rp. } 25.371.971.106 \end{aligned}$$

b. Keuntungan Sesudah Pajak

$$\begin{aligned} \text{Pajak (50\% keuntungan)} &= 0,5 \times \text{Rp. } 25.371.971.106 \\ &= \text{Rp. } 12.685.985.553 \\ \text{Keuntungan sesudah pajak} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak} \\ &= \text{Rp. } 25.371.971.106 - \text{Rp. } 12.685.985.553 \\ &= \text{Rp. } 12.685.985.553 \end{aligned}$$

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.

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

a. Sebelum Pajak

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

$$= \frac{Rp.25.371.971.106}{Rp.36.848.415.059} \times 100\%$$

$$= 69\%$$

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

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

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

$$= \frac{Rp.12.685.985.553}{Rp.36.848.415.059} \times 100\%$$

$$= 35\%$$

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

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

$$= \frac{Rp.36.848.451.059}{Rp.25.371.971.106 + Rp.3.684.845.106}$$

$$= 1,27 \text{ tahun}$$

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

Kesimpulan : Pabrik memenuhi syarat

b. Sesudah Pajak

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

$$= \frac{Rp.36.848.451.059}{Rp.12.685.985.553 + Rp.3.684.845.106}$$

$$= 2,25 \text{ tahun}$$

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)*

Depresiasi = Rp 3.676.168.120

Proerty Tax = Rp 367.616.812

Asuransi = Rp 367.616.812 +

Total = Rp 4.411.401.744

b. *Annual Regulated Expenses (Ra)*

Gaji karyawan	= Rp. 6.027.600.000
Payroll Overhead	= Rp. 904.140.000
Supervision	= Rp. 1.506.900.000
Plant Overhead	= Rp. 3.013.800.000
Laboratorium	= Rp. 602.760.000
General Expense	= Rp. 35.698.409.049
Maintenance	= Rp. 735.233.624
Plant Supplies	= Rp. 110.285.043 +
Total	= Rp. 48.572.189.812

c. *Annual Variable Value (Va)*

Raw Material	= Rp 187.902.219.816
Packing and Shipping	= Rp 32.340.000.000
Utilitas	= Rp 21.568.217.520
Royalty dan Patent	= Rp 3.234.000.000 +
Total	= Rp 245.044.437.336

d. *Annual Sales Value (Sa) = Rp. 323.400.000.000*

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

$$= \frac{Rp.4.411.401.744 + (0,3 \times Rp.48.572.189.812)}{(Rp.323,4 \times 10^9 - Rp.245.044.437.336 - (0,7 \times Rp.48.572.189.812))} \times 100\%$$

$$= 42,80 \%$$

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.

$$\begin{aligned}
 SDP &= \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \\
 &= \frac{(0,3 \times Rp.48.572.189.812)}{(Rp.323,4 \times 10^9 - Rp.245.044.437.336 - (0,7 \times Rp.48.572.189.812))} \times 100\% \\
 &= 32,85 \%
 \end{aligned}$$

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. 36.761.681.208

Working Capital Investment (WCI) = Rp. 67.956.857.096

Salvage value (SV) = Depresiasi = Rp. 3.676.168.120

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

= Rp. 12.685.985.553 + Rp. 36.848.516 + Rp. 4.175.960.677

= Rp. 20.550.837.888

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} = \left[(1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i) + 1 \right] + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

$$R = S$$

$$R = \text{Rp. } 652.182.830.754$$

$$S = \text{Rp. } 652.182.830.754$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 20.07\%$

$$\text{DCFR} = 20.07\%$$

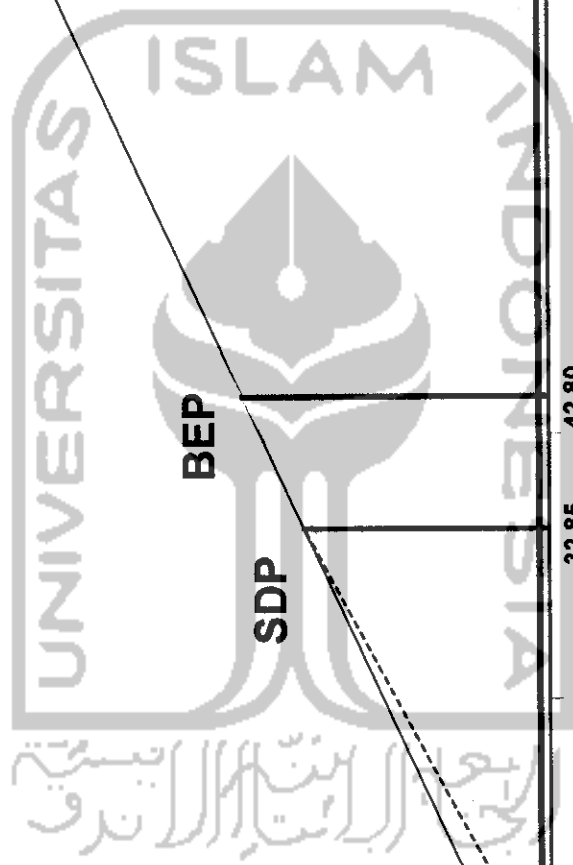
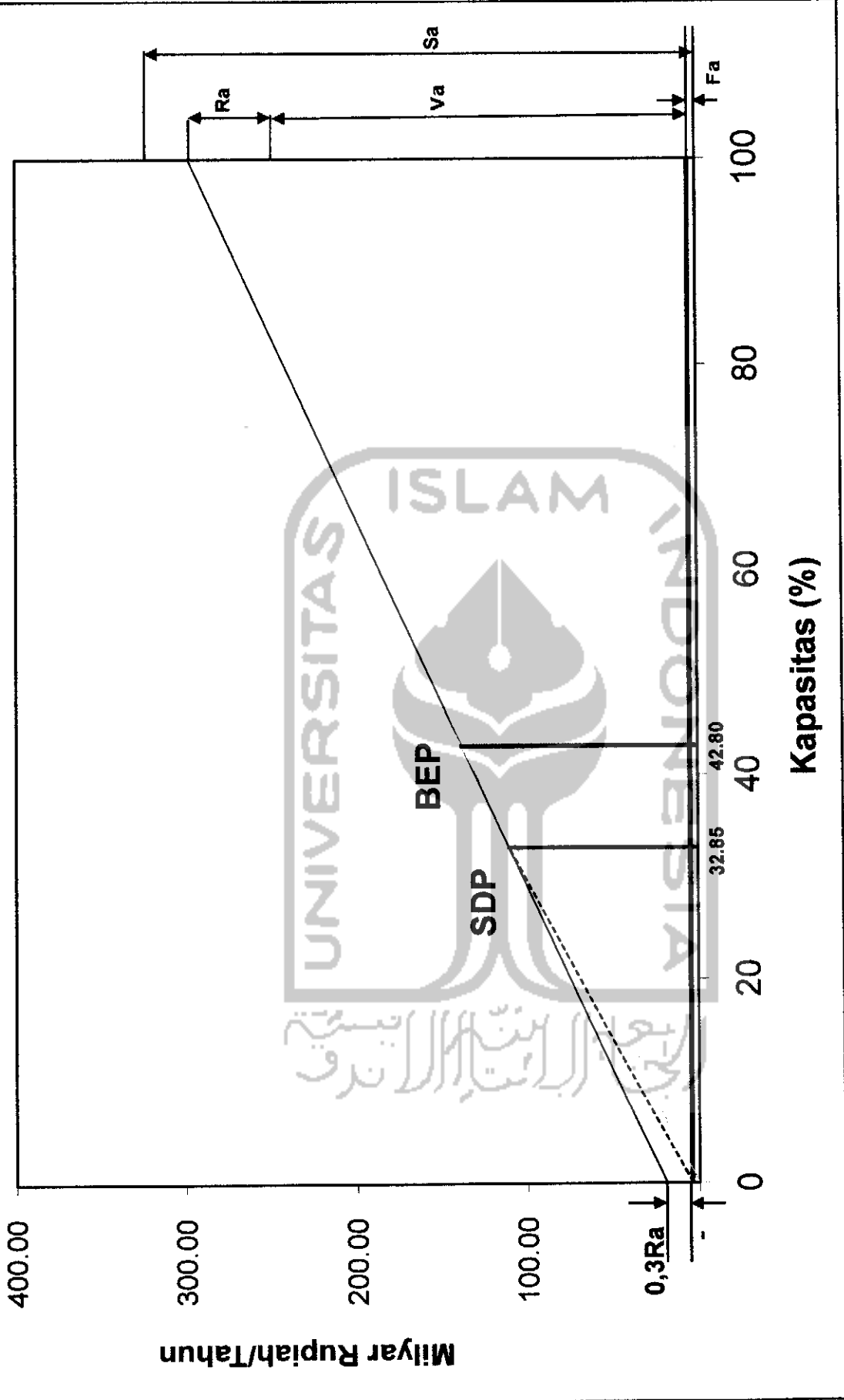
Batasan : *Minimum* Nilai DCFR = 1,5 x bunga bank

Bunga bank : 10 %

Kesimpulan : Memenuhi syarat ($1,5 \times 10\% = 15\%$)



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. 8.073.867.824 + US\$ 2,614,658

Modal kerja = Rp. 67.389.796.096 + US\$ 51,551

Keuntungan sebelum pajak = Rp. 25.371.971.106

keuntungan sesudah pajak = Rp. 12.685.985.553

Table 5.1 Kesimpulan evaluasi ekonomi

Parameter	Terhitung	Persyaratan	Referensi
ROI sebelum pajak	69%	ROI sebelum pajak minimum	Aries Newton,
ROI setelah pajak	35%	44% (high risk)	P.193
POT sebelum pajak	1,27 tahun	POT sebelum pajak	Aries Newton,
POT setelah pajak	2,25 tahun	maksimum 2 tahun (high risk)	P.196
BEP	42,80%	Berkisar 40 - 60%	
SDP	32,85%		
DCFR	20,07%	minimum 1,5 bunga bank	Bunga simpanan bank = 10%

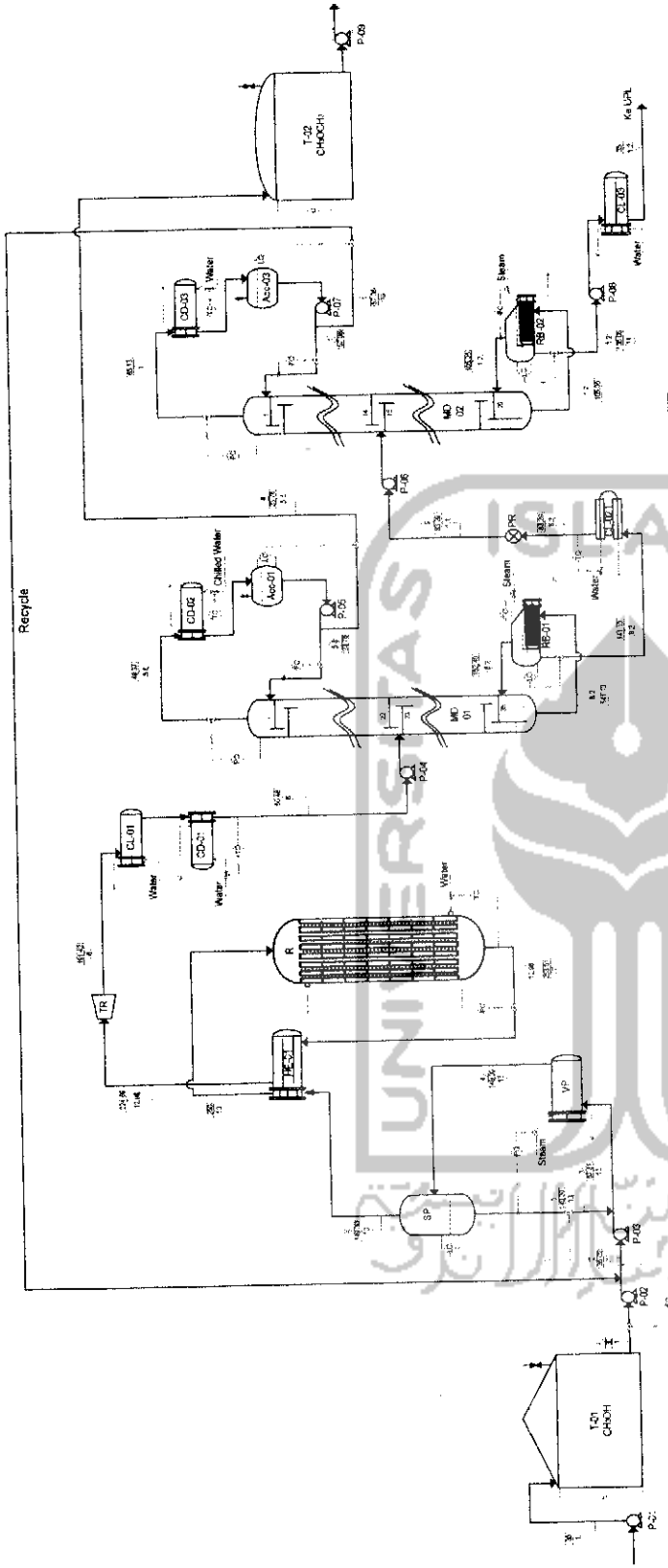
Dari hasil evaluasi ekonomi, pabrik dimetil eter dengan proses dehidrasi metanol dengan katalis alumina layak untuk didirikan.

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.

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PABRIK DIMETIL ETER DARI METANOL
 KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM JOGJAKARTA

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PABRIK DIMETIL ETER DARI METANOL
 KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Dikembangkan oleh:
 1. MHDYAH ERMA
 2. HERYU TUBANTO

Dosen pembimbing:
 Prof. Ir. Wahyuni Bud Soelwan, S.U., Ph.D

ALAT	KETERANGAN
Acc	Accumulator
CC	Condenser
CE	Control Element
HE	Heat Exchanger
MD	Miscellaneous Device
P	Pump
PR	Pressure Reducer
R	Reactor
RD	Reflux Drum
SP	Separator
T	Trough
TR	Turbine
VP	Vaporizer

ALAT	KETERANGAN
Flow Controller	Flow Controller
Level Indicator	Level Indicator
Pressure Controller	Pressure Controller
Temperature Controller	Temperature Controller
Alarm	Alarm
Safe	Safe
Valve	Valve
Control Valve	Control Valve
Electric Connection	Electric Connection
Piping	Piping
Locks Isolation	Locks Isolation
Unit	Unit

KOMPONEN	Nomor Arus (kg/jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
MeOH	5259.1748	6552.8988	8191.1234	8191.1234	1638.2247	6552.8988	1310.5798	3.7879	1306.7919	1293.7240	13.0879
DME	0.0000	38.0701	38.0701	38.0701	0.0000	38.0701	3807.0095	3768.9394	38.0701	38.0701	0.0000
H2O	335.6920	344.7188	430.8885	430.8885	86.1777	344.7188	1818.9077	15.1515	1803.7562	9.0188	1794.7374
Total	5594.8668	6935.6796	8660.0920	8660.0920	1774.4024	6935.6796	6936.0909	3787.8788	3148.6181	1340.8128	1407.8053

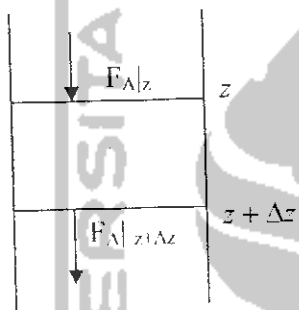
LAMPIRAN REAKTOR

Perhitungan Reaktor

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*
 Kondisi Operasi : Suhu = 250 °C
 Tekanan = 13 atm
 Reaksi = Eksotermis

1. Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

a. Persamaan neraca massa pada elemen volum



Rate of input - rate of output - rate of reaction = rate of accumulation

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

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} - (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \cdot \Delta Z \cdot Nt = 0$$

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \cdot \Delta Z \cdot Nt$$

$$\frac{F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \cdot Nt$$

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

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

Dimana : $F_A = F_{A0}(1-x)$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dx$$

Sehingga diperoleh :

$$\frac{F_{A0} dx}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2}{4} \cdot Nt$$

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot Nt}{4 \cdot F_{A0}}$$

* Kecepatan reaksi $(-r_A)$:

$$-r_A = k_o \cdot \exp\left[\frac{-E_a}{R \cdot T}\right] \cdot P_{metanol}$$

$$K_o = 1.21 \times 10^6 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{hr} \cdot \text{Kpa}$$

$$E_a = 80.48 \text{ KJ/mol}$$

$$P_{metanol} = y_{metanol} \cdot P$$



komponen	Mula-mula	bereaksi	sisanya
Metanol (A)	F_{A0}	$-F_{A0}X$	$F_{A0} - F_{A0}X$
Dimetil eter (B)	F_{B0}	$\frac{1}{2} F_{B0}X$	$F_{B0} + \frac{1}{2} F_{B0}X$
Air (C)	F_{C0}	$\frac{1}{2} F_{C0}X$	$F_{C0} + \frac{1}{2} F_{C0}X$
		Total (F_{T0})	$F_{A0} + F_{B0} + F_{C0}$

$$y_{metanol} = \frac{F_{A0} - F_{A0}X}{F_{A0} + F_{B0} + F_{C0}}$$

$$y_{metanol} = \frac{F_{A0} \cdot (1 - X)}{F_{T0}}$$

jadi :

$$P_{metanol} = \frac{F_{A0} \cdot (1 - X)}{F_{T0}} \cdot P$$

Sehingga kecepatan reaksi menjadi

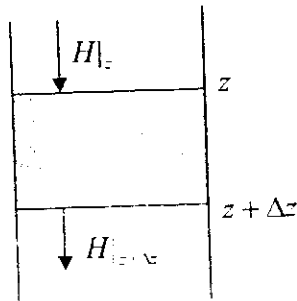
$$-r_A = k_o \cdot \exp\left[\frac{-E_a}{R \cdot T}\right] \cdot \frac{F_{A0} \cdot (1 - X)}{F_{T0}} \cdot P$$

Dari penjabaran di atas didapat :

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot Nt}{4 \cdot F_{A0}}$$

$$\frac{dx}{dZ} = k_o \cdot \exp\left[\frac{-E_a}{R \cdot T}\right] \cdot \frac{F_{A0} \cdot (1 - x)}{F_{T0}} \cdot P \cdot \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot Nt}{4 \cdot F_{A0}} \quad \dots\dots(1)$$

b. Persamaan neraca panas pada elemen volum



Heat of input - Heat of output - Heat of generation - Heat transfer - Acc

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V - U_d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot N_t - U_d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \Delta z \cdot N_t + U_d \cdot N_t \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t + U_d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t + U_d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$-\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t - U_d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dH}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t - U_d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

Dimana :

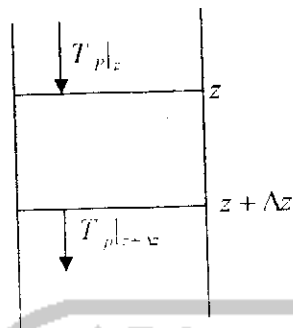
$$H = Q = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot (T - T_{ref})$$

$$dH = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

$$\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot \frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot N_t - U_d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{F_{A0} \cdot (\Delta H_R) \cdot \frac{dx}{dz} - U_d \cdot N_t \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \quad \dots\dots(2)$$

c. Persamaan neraca panas pendingin



Heat of input - Heat of output + Heat transfer = Acc

$$W_p.Cp_p.Tp|_z - W_p.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z} + Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p) = 0$$

$$W_p.Cp_p.Tp|_z - W_p.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z} = -Ud.Nt.\Delta z.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\frac{W_p.Cp_p.Tp|_z - W_p.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{W_p.Cp_p.Tp|_z - W_p.Cp_p.Tp|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{W_p.Cp_p}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{W_p.Cp_p} \quad \dots\dots(3)$$

d. Pressure drop

Pressure drop pada reaktor dicari menggunakan persamaan Ergun (walas, 1959)

$$\frac{dP}{dz} = \frac{-Gt}{\rho_g.g.D_r} \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \left[\frac{150.(1-\epsilon).\mu}{D_r} + 1.75.Gt \right] \quad \dots\dots(4)$$

Persamaan 1, 2, 3 dan 4 merupakan persamaan diferensial simultan maka digunakan metode Euler untuk menyelesaikannya, sehingga diperoleh konversi reaksi, panjang reactor, suhu reaksi keluar dan suhu pendingin keluar.

2. Data-data Sifat Fisis Bahan

a. viskositas gas

$$\eta_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 \text{ (micropoise)}$$

Komponen	A	B	C
Metanol	-14,236	0,38935	-0,000062762
Dimetil eter	-4,276	0,30262	-0,000063528
Air	-36,826	0,429	-0,0000162

b. Kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \text{ (Joule/mol.K)}$$

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

c. Panas Reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis. panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p dT$$

Panas pembentukan pada keadaan standar ΔH_f° (Coulson and Richardson, 2005)

Komponen	ΔH_f° (KJ/mol)
Metanol	-201,3000
Dimetil eter	-184,1800
Air	-242,0000

$$\Delta H_{R298} = (\Delta H_f^\circ \text{CH}_3\text{OCH}_3 + \Delta H_f^\circ \text{H}_2\text{O}) - 2(\Delta H_f^\circ \text{CH}_3\text{OH})$$

$$\int_{T_{ref}}^T \Delta C_p dT = \int_{T_{ref}}^T \Delta a dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta b T dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta c T^2 dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta d T^3 dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta e T^4 dT$$

$$\Delta a = 28,5550; \Delta b = 0,1001614; \Delta c = -5,0084 \times 10^{-5}; \Delta d = 2,2215 \times 10^{-8};$$

$$\Delta e = -6,9026 \times 10^{-12}$$

$$\int_{T_{ref}}^T \Delta C_p .dT = \int_{T_{ref}}^T 28,5550 .dT + \int_{T_{ref}}^T 0,1001614 .T .dT + \int_{T_{ref}}^T -5,0084 \times 10^{-5} .T^2 .dT +$$

$$+ \int_{T_{ref}}^T 2,2215 \times 10^{-8} .T^3 .dT + \int_{T_{ref}}^T -6,9026 \times 10^{-12} .T^4 .dT$$

d. Data sifat katalis (Silica-Alumina)

Diameter	= 0,43 cm
Densitas Partikel	= 1,14 g/cm ³
Luas permukaan spesifik	= 342 m ² /g
Porositas	= 0,51
Void volume per grain	= 0,477 cm ³ /g

3. Dimensi Reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

* Menentukan ukuran tube

Diameter dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan baik. Pengaruh rasio Dp/Dt terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalisator dan pipa kosong, telah diteliti oleh Colburn's (Smith, 1981).

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

Dipilih Dp/Dt = 0,15 karena memberikan nilai hw/h yang paling besar (transfer panas yang baik). Perbandingan diameter katalisator dan diameter pipa Dp/Dt = 0,15, diameter katalisator = 0,43 cm sehingga diperoleh diameter pipa = 2,8667 cm (1,1286 in).

Dari tabel 11 (Kern, 1950) diambil spesifikasi pipa sebagai berikut :

Schedule number	= 40
Nominal pipe size, IPS	= 1,25 in
Diameter dalam, ID	= 1,38 in
Diameter luar, OD	= 1,66 in
Flow area per pipe	= 1,50 in ²
Weight per lin ft	= 2,28 lbsteel/ft

* Menentukan jumlah tube

1. Jumlah tube maksimum (Nt max)

- Kecepatan massa per satuan luas (Gt)

$$Gt = \frac{Re \cdot \mu g}{Dp}$$

Asumsi : Re = 3100

$$\mu g = 0,00017298 \text{ g/cm}\cdot\text{s}$$

$$Dp = 0,43 \text{ cm}$$

sehingga diperoleh $Gt = 1,2470 \text{ g/cm}^2\cdot\text{s}$

- Luas penampang total (At)

$$At = \frac{G}{Gt}$$

$$G = \text{umpan total} = 6935,6819 \text{ kg/jam} = 1926,5783 \text{ g/s}$$

$$\text{Sehingga diperoleh } At = 1544,8672 \text{ cm}^2$$

- Luas Penampang pipa (Ao)

$$Ao = \frac{\pi}{4} IDt^2 \cdot \epsilon$$

$$IDt = 1,38 \text{ in} = 3,5052 \text{ cm}$$

$\epsilon = \text{porositas katalis} = 0,51$

$$\text{Sehingga diperoleh } Ao = 4,9189 \text{ cm}^2$$

Jadi jumlah tube maksimum :

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{Ao}$$

$$Nt \text{ max} = 314,1 \approx 315 \text{ tube}$$

2. Jumlah tube minimum (Nt min)

Bulk density (ρ_B) = $\rho_s \cdot (1 - \epsilon)$

$$= 0,56 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Debit (Qv)} = \frac{G}{\rho_g} = 741,2176 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kecepatan maksimum (Vmax) =

$$\sqrt{\frac{4 \cdot (\rho_B - \rho_g) \cdot g \cdot Dp}{3 \cdot \rho_g \cdot Fo}}$$

Fo - friction factor = 0,4

$$\text{Sehingga diperoleh } V_{\text{max}} = 10348,08717 \text{ m/jam}$$

$$\text{Luas penampang total (At)} = \frac{Q}{V_{\text{max}}} = 0,0716 \text{ m}^2$$

Jumlah tube minimum :

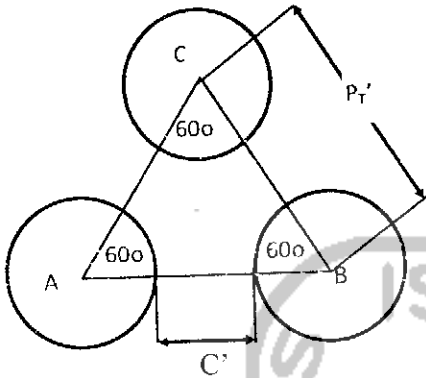
$$Nt \text{ min} = \frac{At}{Ao}$$

$$= 145,6998 \approx 146 \text{ tube}$$

Dari perhitungan jumlah tube diatas maka diambil jumlah tube sebanyak 300 buah

b. Menghitung diameter dalam reaktor (IDs)

Dipilih susunan tube : Triangular pitch



$$\begin{aligned} \text{Pitch } (P_T) &= 1,25 \times \text{OD} = 1,25 \times 1,66 \text{ in} \\ &= 2,0750 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Clereance } (C') &= P_T - \text{OD} = 2,0750 \text{ in} - 1,66 \text{ in} \\ &= 0,4150 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{IDs} = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$= 95,8819 \text{ cm}$$

$$= 37,7488 \text{ in}$$

$$\text{Jadi diameter dalam reaktor} = 95,8819 \text{ cm} = 37,7488 \text{ in}$$

c. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

t_s = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell, tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85

f = 12650 psi

C = 0,125

r = ID/2 = (37,7488/2) in

P = 13 atm = 191, 1 psi (overdesign 20 %)

Jadi P = (120/100)*P = 229,32 psi

$$\text{maka } ts = \frac{229,32 \cdot (37,7488/2)}{12650 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 229,32} + 0,125$$
$$= 0,5328 \text{ in}$$

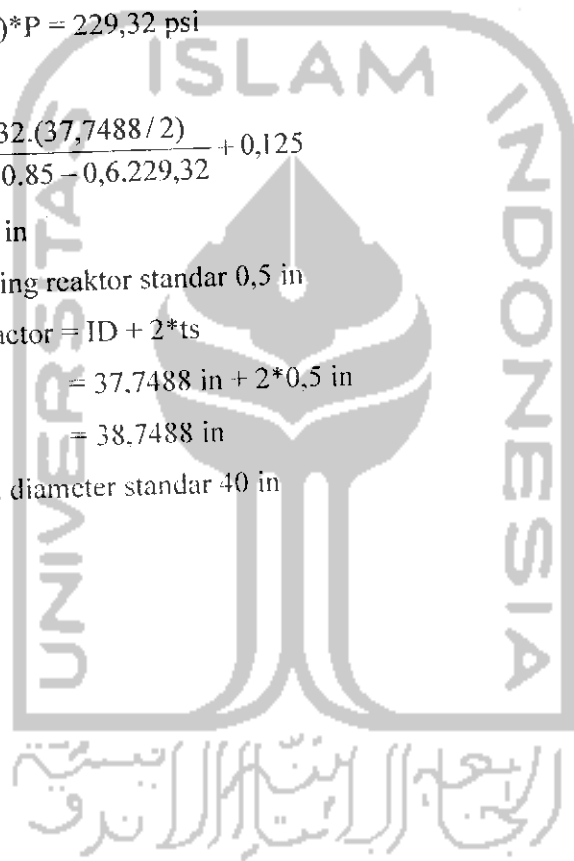
dipilih tebal dinding reaktor standar 0,5 in

Diameter luar reaktor = ID + 2*ts

$$= 37,7488 \text{ in} + 2 \cdot 0,5 \text{ in}$$

$$= 38,7488 \text{ in}$$

Maka digunakan diameter standar 40 in

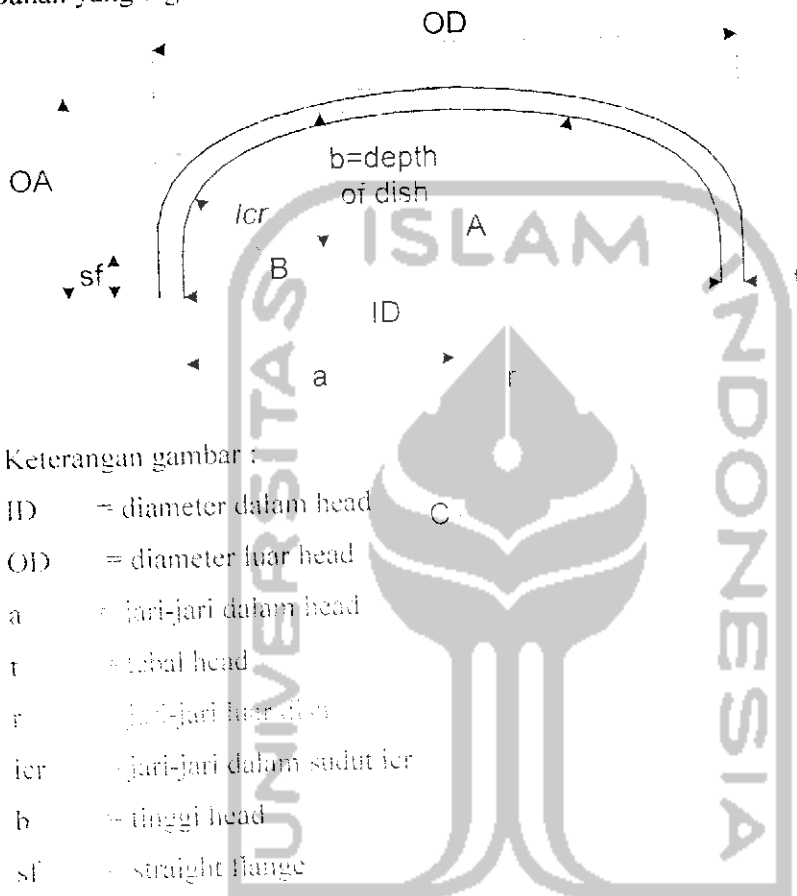


d. Menghitung Head Reaktor

1. Menghitung Tebal Head Reaktor

Bentuk head : Elliptical Dished Head

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

lcr = jari-jari dalam sudut lcr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P \cdot ID_s}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design, psi = 229,32 psi

ID_s = diameter dalam reactor, in = 37,7488 in

f = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125 in

$$\text{maka } t_h = \frac{229,32,37,7488}{2.12650,0,85 - 0,2,229,32} + 0,125$$

$$= 0,5277 \text{ in}$$

dipilih tebal head reaktor standar 0,5 in

2. Menghitung Tinggi Head Reaktor :

Dari tabel 5.7 Brownell p.90

$$\text{ODs} = 40 \text{ in}$$

$$t_s = 0,5 \text{ in}$$

$$\text{didapat: } i_{cr} = 2,5 \text{ in}$$

$$r = 40 \text{ in}$$

$$a = \text{ODs}/2 = 18,8744 \text{ in}$$

$$AB = a - i_{cr} = 16,3744 \text{ in}$$

$$BC = r - i_{cr} = 37,5 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 33,7362 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 6,2638 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan t_h 1/2 in didapat $s_f = 1,5 - 3,5$ in perancangai

digunakan $s_f = 3,5$ in

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$h_H = t_h + b + s_f$$

$$= (0,5 + 6,2638 + 3,5) \text{ in}$$

$$= 10,2638 \text{ in}$$

$$= 0,2607 \text{ m}$$

e. Tinggi Reaktor

Diketahui tinggi shell = 4,1 m

Tinggi reaktor total = tinggi shell + (2*tinggi head)

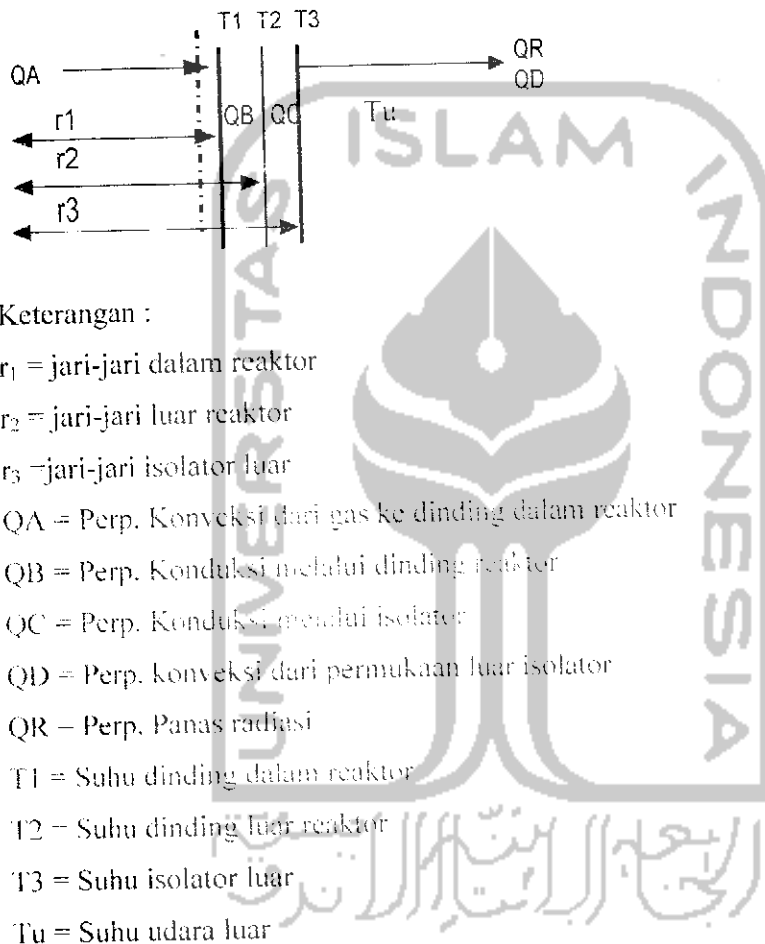
$$H_{\text{total}} = 4,1 \text{ m} + (2*0,2607) \text{ m}$$

$$= 4,6214 \text{ m}$$

6. Tebal Isolasi Reaktor

Asumsi :

1. Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
2. Keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$
3. Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam reaktor

r_2 = jari-jari luar reaktor

r_3 = jari-jari isolator luar

Q_A = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor

Q_B = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor

Q_C = Perp. Konduksi melalui isolator

Q_D = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator

Q_R = Perp. Panas radiasi

T_1 = Suhu dinding dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding luar reaktor

T_3 = Suhu isolator luar

T_u = Suhu udara luar

- sifat-sifat fisis bahan

* bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern) :

$$k_{is} = 0,1672 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

* carbon steel : $k_s = 44,9982 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

* sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (Holman, 1988. Daftar A-5)

$$T_f = 308,15$$

$$\begin{aligned}
 v &= 1,6516 \times 10^{-5} \\
 k &= 0,0269 \text{ W/m.}^\circ\text{C} \\
 Pr &= 0,7062 \\
 \beta &= 0,003245 \text{ K}^{-1} \\
 \mu &= 1,8835 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s} \\
 g &= 9,8 \text{ m/s}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 r_3 &= r_2 + x \\
 r_1 &= 0,4794 \text{ m} \\
 r_2 &= 0,508 \text{ m} \\
 L &= 4,1 \text{ m}
 \end{aligned}$$

1. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \dots\dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \quad \dots\dots(b)$$

2. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4) \quad \dots\dots(c)$$

$$Q_D = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4)$$

Karena $Gr_L \cdot Pr > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$Gr_L = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2}$$

3. Panas Radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4) \quad \dots\dots(d)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2 \cdot \text{k}^4$$

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan solver dan didapat :

$$T_2 = 315 \text{ K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 0,3353 \text{ cm}$$

Hasil Simulasi Program Reaktor

z (m)	x	T (K)	Tp (K)	P (atm)
0	0	523.15	305.15	13
0.100000	0.024587	524.261025	305.679852	12.9998
0.200000	0.049527	525.384043	306.211189	12.9995
0.300000	0.074807	526.515593	306.744036	12.9992
0.400000	0.100408	527.651686	307.278408	12.999
0.500000	0.126305	528.787783	307.814313	12.9987
0.600000	0.152466	529.918786	308.351746	12.9985
0.700000	0.178854	531.039036	308.890691	12.9982
0.800000	0.205423	532.142332	309.431118	12.998
0.900000	0.232123	533.221971	309.972980	12.9977
1.000000	0.258892	534.270801	310.516217	12.9975
1.100000	0.285664	535.281304	311.060748	12.9972
1.200000	0.312366	536.245701	311.606478	12.997
1.300000	0.338918	537.156073	312.153289	12.9967
1.400000	0.365237	538.004510	312.701047	12.9965
1.500000	0.391236	538.783269	313.249598	12.9962
1.600000	0.416826	539.484937	313.798770	12.9959
1.700000	0.441918	540.102605	314.348371	12.9957
1.800000	0.466428	540.630020	314.898195	12.9954
1.900000	0.490274	541.061738	315.448021	12.9952
2.000000	0.513381	541.393234	315.997614	12.9949
2.100000	0.535683	541.620999	316.546729	12.9946
2.200000	0.557122	541.742589	317.095113	12.9944
2.300000	0.577653	541.756650	317.642507	12.9941
2.400000	0.597240	541.662893	318.188652	12.9939
2.500000	0.615861	541.462051	318.733284	12.9936
2.600000	0.633502	541.155797	319.276145	12.9934
2.700000	0.650163	540.746649	319.816982	12.9931
2.800000	0.665853	540.237853	320.355545	12.9928
2.900000	0.680588	539.633265	320.891596	12.9926
3.000000	0.694392	538.937225	321.424906	12.9923
3.100000	0.707297	538.154439	321.955257	12.9921
3.200000	0.719338	537.289864	322.482442	12.9918
3.300000	0.730553	536.348613	323.006267	12.9915
3.400000	0.740985	535.335859	323.526553	12.9913
3.500000	0.750676	534.256761	324.043132	12.991
3.600000	0.759669	533.116403	324.555849	12.9908

3.700000	0.768009	531.919743	325.064562	12.9905
3.800000	0.775736	530.671573	325.569142	12.9903
3.900000	0.782893	529.376488	326.069472	12.99
4.000000	0.789518	528.038873	326.565446	12.9898
4.100000	0.795651	526.662884	327.056969	12.9895

Dari tabel diatas diketahui :

Konversi (x) = 0,7956

Suhu gas masuk (Tin) = 523,15 K

Suhu gas keluar (Tout) = 526,6629 K

Panjang tube reaktor (z) = 4,1 m

Tekanan masuk (Pin) = 13 atm

Tekanan keluar (Pout) = 12,9895 atm

Suhu pendingin masuk (Tp in) = 305,15 K

Suhu pendingin keluar (Tp out) = 327,0569 K

