

# **PRA RENCANA PABRIK**

**DIMETIL ETER DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT  
DENGAN PROSES GASIFIKASI  
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA  
REAKTOR SINTESA DME**

**SKRIPSI**

Disusun Oleh :

**DINA DE JESUS BRANCO**

**0814905**



**MILIK  
PERPUSTAKAAN  
ITN MALANG**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG  
2012**

PRA PEMERIKSAAN PASIR

DIMINTA ETEN DARI YANJAN KOSONG MELARA BAWA  
BEMBAH PROSES GASIFIKASI  
KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN ALAT UJIAN  
REAKTOR SINTESA GAS

SKRIPSI

Disusun Oleh :

0814002

DIANA DE LESIS BRANCO



LEMBAGA TEKNIK KIMIA  
FACULTAS TEKNIK INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG  
50132

**LEMBAR PERSETUJUAN**

**PRA RENCANA PABRIK**

**DIMETIL ETER DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT  
DENGAN PROSES GASIFIKASI  
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA  
REAKTOR SINTESA DME**

**SKRIPSI**

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda  
Sarjana Pada Jenjang Strata Satu (S-1)  
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

**Disusun Oleh :  
DINA DE JESUS BRANCO 0814905**



Malang, 22 Februari 2012

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Jimmy, ST, MT  
NIP Y 103 9900330

Menyetujui,  
Dosen Pembimbing

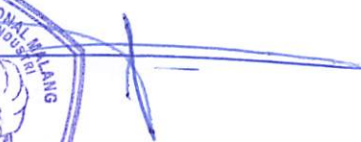

Ir. Harimbi Setyawati, MT  
NIP. 19630307 199203 2002


**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama : DINA DE JESUS BRANCO  
NIM : 0814905  
Jurusan/Program Studi : TEKNIK KIMIA  
JudulSkripsi : PRA RENCANA PABRIK DIMETIL ETER DARI  
TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN PROSES  
GASIFIKASI


Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :


Hari : Kamis  
Tanggal : 13 Februari 2012  
Nilai : B +

Ketua,  
  
  
Jimmy, ST, MT  
NIP Y 103 9900330

Sekretaris,  
  
M. Istnaeny Hudha, ST, MT  
NIP Y 1030400400

Anggota Penguji,

Penguji Pertama,  
  
Jimmy, ST, MT  
NIP Y 103 9900330

Penguji Kedua,  
  
Rini Kartika Dewi, ST, MT  
NIP P 103 0100370



## **PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : DINA DE JESUS BRANCO  
NIM : 0814905  
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / Teknik Kimia (S-1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Skripsi yang berjudul :

**PRA RENCANA PABRIK  
DIMETIL ETER DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT  
DENGAN PROSES GASIFIKASI  
KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN  
PERANCANGAN ALAT UTAMA  
REAKTOR SINTESA DME**

Adalah Skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, Februari 2012

Yang membuat pernyataan,



DINA DE JESUS BRANCO

## ABSTRAK

Dimethyl Ether (DME) merupakan senyawa organik yang mempunyai struktur kimia dengan dua gugus methyl dan satu atom oksigen (rumus kimia  $\text{CH}_3\text{OCH}_3$ ). Nama sistematisnya adalah methoxymethane atau metil eter. DME merupakan golongan eter yang paling sederhana, gas yang tidak berwarna dan juga merupakan bahan bakar hidrokarbon yang sangat menjanjikan. Dimethyl Eter mempunyai kemiripan sifat dengan LPG yang dapat digunakan sebagai pengganti LPG atau sebagai campuran dari LPG yang nantinya dapat meningkatkan produktivitas LPG di Indonesia. Tandan Kosong Kelapa Sawit merupakan limbah perkebunan kelapa sawit yang masih belum dimanfaatkan secara maksimal, sehingga salah satu cara pemanfaatan TKKS yang baik adalah untuk bahan baku produksi DME. TKKS sebagai biomassa dapat dikonversikan menjadi gas sintesis yang merupakan bahan baku pembuatan DME.

Pabrik Dimetil Eter ini direncanakan didirikan di Siak, Riau dengan kapasitas produksi sebesar 50.000 ton/tahun dan mulai beroperasi pada tahun 2014. Model operasi yang diterapkan adalah sistem kontinue dengan waktu operasi 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Utilitas yang digunakan meliputi air, steam, listrik dan bahan bakar. Bentuk perusahaan ini adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi garis dan staf. Dari hasil perhitungan analisa ekonomi didapatkan  $\text{TCI} = \text{Rp. } 2,744,384,928,320,-$ ;  $\text{ROI}_{\text{AT}} = 21.24\%$ ;  $\text{IRR} = 18.35\%$ ;  $\text{POT} = 3.2$  tahun;  $\text{BEP} = 53.71\%$ . Dari hasil ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Dimetil Eter ini layak untuk didirikan.

**Kata Kunci : Dimetil Eter, tandan kosong kelapa sawit, gasifikasi**

## **KATA PENGANTAR**

Dengan memanjatkan puji syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan Rahmat dan Karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan Skripsi yang berjudul “ *Pra Rencana Pabrik Dimetil Eter Dari Tandan Kosong Kelapa Sawit Dengan Proses Gasifikasi*” ini dengan baik.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana Jenjang Strata 1 (S-1) di Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.

Dengan terselesainya Skripsi ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Ir. Soeparno Djiwo, MT., selaku Rektor ITN Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT., selaku Dekan FTI ITN Malang
3. Bapak Jimmy ST,MT, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia ITN Malang.
4. Ibu Ir. Harimbi Setyawati, MT., selaku dosen pembimbing Skripsi.
5. Rekan – rekan mahasiswa dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya Skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa Skripsi ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dari semua pihak. Penyusun berharap Skripsi ini dapat berguna bagi penyusun secara pribadi maupun pembaca sekalian khususnya di bidang ilmu Teknik Kimia.

Malang, Februari 2012

**Penyusun**

## DAFTAR ISI

<b>LEMBAR PERSETUJUAN</b> .....	<b>ii</b>
<b>BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI</b> .....	<b>iii</b>
<b>PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI</b> .....	<b>iv</b>
<b>ABSTRAK</b> .....	<b>v</b>
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	<b>vi</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>vii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>x</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>xi</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	<b>I-1</b>
1.1 Latar Belakang .....	I-1
1.2 Sejarah dan Perkembangan Industri Dimetil Eter.....	I-2
1.3 Kegunaan Dimetil Eter.....	I-3
1.4 Sifat Bahan Baku dan Produk .....	I-4
1.5 Perkiraan Kapasitas produksi.....	I-10
<b>BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES</b> .....	<b>II-1</b>
2.1 Pertimbangan Pemilihan Proses.....	II-1
2.1.1 Indirect Process (Dehidrasi Metanol).....	II-1
2.1.2 Direct Process.....	II-2
2.2 Seleksi Proses.....	II-3
2.2.1 Seleksi Proses Gasifikasi Biomassa Menjadi Gas Sintesis .....	II-3
2.2.2 Seleksi Proses Sintesa Dimetil Eter .....	II-3
2.3 Uraian Proses .....	II-4
2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	II-4
2.3.2 Tahap Gasifikasi Tandan Kosong Kelapa Sawit.....	II-5
2.3.3 Tahap Pengkondisian Komposisi dan Pembersihan Gas Sintesis .....	II-6
2.3.4 Tahap Reaksi Sintesis DME dari Gas Sintesis.....	II-7
2.3.5 Tahap Pemurnian Produk .....	II-8
2.3.6 Tahap Penanganan Produk .....	II-8
<b>BAB III NERACA MASSA</b> .....	<b>III-1</b>
<b>BAB IV NERACA PANAS</b> .....	<b>IV-1</b>



<b>BAB V SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>	<b>V-1</b>
<b>BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA.....</b>	<b>VI-1</b>
<b>BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....</b>	<b>VII-1</b>
7.1 Instrumentasi.....	VII-1
7.2 Keselamatan Kerja.....	VII-3
<b>BAB VIII UTILITAS .....</b>	<b>VIII-1</b>
8.1 Unit Penyediaan Air.....	VIII-1
8.1.1 Air Sanitasi.....	VIII-1
8.1.2 Air Pendingin .....	VIII-2
8.1.3 Air Proses .....	VIII-2
8.1.4 Air Umpan Boiler.....	VIII-2
8.1.5 Air Proses .....	VIII-3
8.2 Unit Pengolahan Air.....	VIII-3
8.3 Unit Penyediaan Tenaga Listrik.....	VIII-5
8.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	VIII-5
<b>BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK .....</b>	<b>IX-1</b>
9.1 Lokasi Pabrik .....	IX-1
9.1.1 Faktor Utama.....	IX-1
9.1.2 Faktor Khusus .....	IX-3
9.2 Tata Letak Pabrik.....	IX-6
9.2.1 Tata Letak Bangunan Pabrik .....	IX-6
9.2.1 Tata Letak Peralatan Pabrik .....	IX-9
<b>BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>X-1</b>
10.1 Dasar Perusahaan.....	X-1
10.2 Bentuk Perusahaan.....	X-1
10.3 Struktur Organisasi Perusahaan .....	X-2
10.4 Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab .....	X-2
10.5 Jam Kerja .....	X-7
10.6 Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan .....	X-8
10.7 Perincian Jumlah Karyawan.....	X-10
10.8 Jaminan Sosial.....	X-12
10.9 Sistem Pengupahan Karyawan.....	X-14

<b>BAB XI ANALISA EKONOMI .....</b>	<b>XI-1</b>
11.1 Faktor-faktor Penentu .....	XI-1
11.2 Penentuan <i>Total Capital Investment</i> (TCI).....	XI-4
11.3 Penentuan Total Production Cost (TPC).....	XI-6
11.4 Analisa profitabilitas.....	XI-7
<b>BAB XII KESIMPULAN .....</b>	<b>XII-1</b>
12.1 Segi Teknik .....	XII-1
12.2 Segi Sosial.....	XII-1
12.3 Segi Lokasi Pabrik .....	XII-1
12.4 Segi Pemasaran .....	XII-1
12.5 Segi Analisa Ekonomi.....	XII-2
<b>DAFTAR PUSTAKA</b>	
<b>APPENDIKS A.....</b>	<b>A-I</b>
<b>APPENDIKS B.....</b>	<b>B-I</b>
<b>APPENDIKS C.....</b>	<b>C-I</b>
<b>APPENDIKS D.....</b>	<b>D-I</b>
<b>APPENDIKS E.....</b>	<b>E-I</b>
<b>LAMPIRAN</b>	

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1.	Blok Diagram Indirect Process.....	II-1
Gambar 2.2.	Blok Diagram Direct Process .....	II-4
Gambar 2.5.	Blok Diagram Proses Pembuatan DME dari TKKS.....	II-4
Gambar 2.6.	Flowsheet Pra Rencana Pabrik DME dari TKKS.....	II-9
Gambar 6.1.	Konsep Fase Slurry Reactor Synthesis DME .....	VI-2
Gambar 6.2.	Pengaruh W/F Pada once-through konversi CO .....	VI-4
Gambar 6.3.	Scaling-up of Slurry Phase Reactor.....	VI-5
Gambar 6.4.	Dimensi Tinggi Slurry Dalam Tangki .....	VI-6
Gambar 6.5.	Dimensi Tutup Slurry Dalam Tangki .....	VI-10
Gambar 6.6.	Dimensi Tangki Slurry Dalam Tangki .....	VI-10
Gambar 6.7.	Dimensi Flange Pada Nozzle.....	VI-19
Gambar 6.8.	Dimensi Gasket dan Bolting.....	VI-19
Gambar 6.9.	Sketsa Base Plate .....	VI-33
Gambar 6.10.	Perancangan Alat Utama .....	VI-45
Gambar 9.1.	Lokasi Pabrik Phenol.....	IX-5
Gambar 9.2.	Tata Letak Bangunan (Lay Out) Pabrik Phenol .....	IX-9
Gambar 9.3.	Tata Letak Peralatan Pabrik.....	IX-12
Gambar 10.1.	Struktur Organisasi Pabrik DME.....	X-24
Gambar D.1.	Fire tube boiler.....	D-3
Gambar D.2.	Centrifugal pump .....	D-8
Gambar D.3.	Centrifugal pump .....	D-15
Gambar D.4.	Centrifugal pump .....	D-23
Gambar D.5.	Cooling tower .....	D-23
Gambar D.6.	Centrifugal pump .....	D-32
Gambar D.7.	Centrifugal pump .....	D-47
Gambar D.8.	Deaerator.....	D-53
Gambar D.9.	Centrifugal pump.....	D-55
Gambar D.10.	Centrifugal pump .....	D-61
Gambar D.11.	Centrifugal pump.....	D-69
Gambar E.1.	BEP .....	E-18

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.	Data produksi DME di dunia .....	I-3
Tabel 1.2.	Data persentase pemakaian DME. ....	I-3
Tabel 1.3.	Data import DME di Indonesia.....	I-10
Tabel 2.1.	Perbandingan proses gasifikasi .....	II-3
Tabel 2.2.	Perbandingan Indirect Proses dan Direct Proses.....	II-3
Tabel 3.1.	Neraca Massa pada EFB Shredder I .....	III-2
Tabel 3.2.	Neraca Massa pada EFB Shredder II.....	III-3
Tabel 3.3.	Neraca Massa pada Gasifier Reactor .....	III-4
Tabel 3.4.	Neraca Massa pada Shift Converter .....	III-6
Tabel 3.5.	Neraca Massa pada Amine Mixer.....	III-7
Tabel 3.6.	Neraca Massa pada Kolom Absorber.....	III-8
Tabel 3.7.	Neraca Massa pada Slurry Bubble Reactor.....	III-9
Tabel 3.8.	Neraca Massa pada Flash Separator.....	III-11
Tabel 3.8.	Neraca Massa pada Kolom Destilasi .....	III-12
Tabel 4.1.	Neraca Panas pada Furnace.....	IV-1
Tabel 4.2.	Neraca Panas pada Gasifier Reactor .....	IV-2
Tabel 4.3.	Neraca Massa pada Cooler I .....	IV-3
Tabel 4.4.	Neraca Panas pada Kompresor I .....	IV-4
Tabel 4.5.	Neraca Panas pada Shift Converter.....	IV-4
Tabel 4.6.	Neraca Panas pada Cooler II.....	IV-5
Tabel 4.7.	Neraca Panas pada Kompresor II .....	IV-6
Tabel 4.8.	Neraca Panas pada Kolom Absorber .....	IV -6
Tabel 4.9.	Neraca Panas pada Preheater .....	IV-7
Tabel 4.10.	Neraca Panas pada Ekpander I.....	IV-8
Tabel 4.11.	Neraca Panas pada Slurry Bubble Reactor .....	IV-8
Tabel 4.12.	Neraca Panas pada Kompresor III.....	IV-9
Tabel 4.13.	Neraca Panas pada Cooler III.....	IV-10
Tabel 4.14.	Neraca Panas pada Flash Separator .....	IV-10
Tabel 4.15.	Neraca Panas pada Ekspander II.....	IV-11
Tabel 4.16.	Neraca Panas pada Kolom Destilasi .....	IV-12



Tabel 5.1.	Spesifikasi Gudang TKKS.....	V-1
Tabel 5.2.	Spesifikasi Belt Conveyor.....	V-1
Tabel 5.3.	Spesifikasi EFB Shredder I.....	V-2
Tabel 5.4.	Spesifikasi EFB Shredder II.....	V-2
Tabel 5.5.	Spesifikasi Bucket Elevator.....	V-3
Tabel 5.6.	Spesifikasi Bin TKKS.....	V-4
Tabel 5.7.	Spesifikasi Screw Conveyor.....	V-5
Tabel 5.8.	Spesifikasi Storage Bahan Bakar.....	V-5
Tabel 5.9.	Spesifikasi Pompa Bahan Bakar.....	V-6
Tabel 5.10.	Spesifikasi Filter Udara.....	V-6
Tabel 5.11.	Spesifikasi Blower Udara.....	V-7
Tabel 5.12.	Spesifikasi Furnace.....	V-7
Tabel 5.13.	Spesifikasi Gasifier Reactor.....	V-8
Tabel 5.14.	Spesifikasi Cooler I.....	V-8
Tabel 5.15.	Spesifikasi Kompresor I.....	V-9
Tabel 5.16.	Spesifikasi Reaktor Shift Converter.....	V-10
Tabel 5.17.	Spesifikasi Cooler II.....	V-10
Tabel 5.18.	Spesifikasi Kompresor II.....	V-11
Tabel 5.19.	Spesifikasi Storage MDEA.....	V-12
Tabel 5.20.	Spesifikasi Pompa MDEA.....	V-12
Tabel 5.21.	Spesifikasi Amine Mixer.....	V-13
Tabel 5.22.	Spesifikasi Pompa Larutan Amine.....	V-14
Tabel 5.23.	Spesifikasi Kolom Absorber.....	V-14
Tabel 5.24.	Spesifikasi <i>Preheater</i> .....	V-15
Tabel 5.25.	Spesifikasi <i>Expander</i> I.....	V-15
Tabel 5.26.	Spesifikasi Tangki Katalis.....	V-16
Tabel 5.27.	Spesifikasi <i>Cooler</i> III.....	V-16
Tabel 5.28.	Spesifikasi <i>Kompresor</i> III.....	V-17
Tabel 5.29.	Spesifikasi <i>Flash Separator</i> .....	V-17
Tabel 5.30.	Spesifikasi <i>Storage</i> CO <sub>2</sub> .....	V-18
Tabel 5.31.	Spesifikasi <i>Expander</i> II.....	V-18
Tabel 5.32.	Spesifikasi <i>Expander</i> II.....	V-18

하나님께  
감사드리고요...



Appa Amma,.....

Hakurak no bejos!!!

Obrigada tanba fo ona tempu mai hau atu kuintirua  
estudu...

Obrigada ba domim hotu...

Maiz, hau sei sente sidauk too daaa.....

Hahahaha.....

브  
란  
코



다나



테리



아노



시아



라나



카노



리아



포아

Chitayat, Delmata, Manana,  
Idia, Ano, Acado, Noikita...  
Saranghae uri dongsaengdeul...

Aigooo.... Aki tau imi sente  
oinsa...!!!

Deskulpa, tanba minka skype  
ho imi Heheheee... \*ga ngerti  
uja harusaa.....!!!\*

사랑해요 영원히





**Tia Folo...**  
**Ama klik...**  
**Nee wisuda ba daruak, malbe**  
**Sente sei falta buat ruma...**  
**Es Batu!!!! Hahahaa....**  
**Keta bolu hau ibu guru yaaa...!! Jangan**  
**panggil sarjana supermie...**  
**Sarjana ramen mos diak...**  
**Panggil aku tiga puluh...**  
**Denda \$30/panggilan... Heheheeee....**



**Buat Stella...**  
**Giliranmu sekarang....**  
**Ayo cepetan wisuda...!!**  
**Ga penasaran aaa???**  
**Heheheeee....!!!**  
**Hwaiting!!!!**



**Buat Alm. Mar...**  
**Maaf ya aku wisuda sendiri...**  
**Kita datang bareng harusnya wisuda**  
**bareng....**  
**Mianhae nae sachon ya!!**  
**Selamat Jalan Buat kamu... semoga diterima**  
**di sisi Tuhan.**  
**Dan...**  
**Love U 4 Ever**



**Papa.... Obrigada ba buat hotu....**  
**Liafuan hotu nebe hau simu.... Nia hasil mak**  
**nee... Belum cukup ya? Masih ada yang**  
**kurang....**

# Superior

그리고 떠 ...

결 국 슈퍼주니어

슈퍼주니어는 원래 맨 자만 빠진

이름하며 힙센 돌이 슈퍼맨

고마워요.....

나 진짜 슈퍼주니어의 노래를 좋아다

그리고...SS4 보고 싶은데

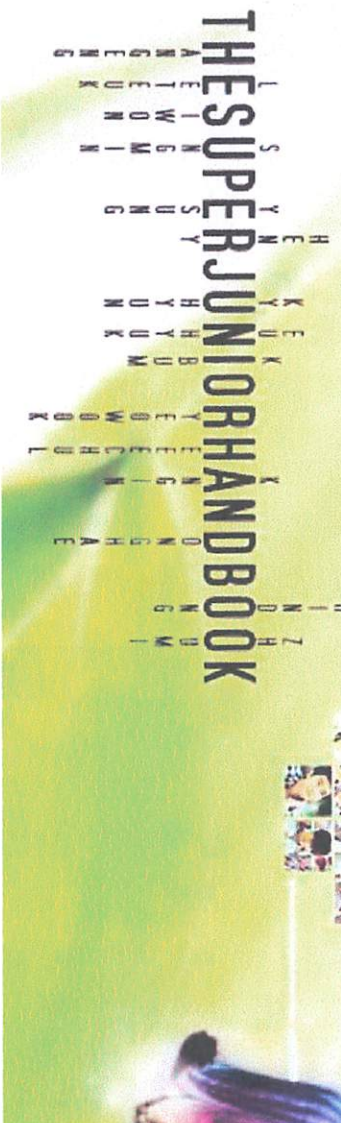
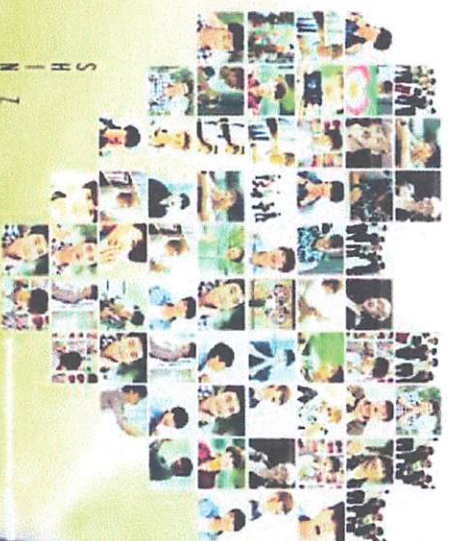
하지만 ...

Neo gathuun aidolou eobseo...

Hahahaha...!!!!

Giolyuk SJ ....!!!

THE LAST MAN STANDING!!!





Buat partner PKN ku Dika

Alegooo... Jangan suka nyasar lagi yaaaa...

Maasih atas perhatianmu waktu pulang dari Bali... Kutawo!!!

Oh ya, Queen Seon Deok nya belun selesai kita noncon yaaaaa...

Let dance.... Ring Ding Dong ala Yoo Geun???



Buat Dije... tx yaaa atas semuanya... kok kita lebih cocok jadi partner skripsi ya?? Hahahaaaaa... Ssstttt....

Buat partner penelitian ku yang cantik...

Silma...

Masih ingat ILJIMAE??

Hahahaaaa...

Iljinae adalah pahlawan kita berdua....



Buat partner skripsiku...

Ivan... terima kasih buat dede yang merekomendasikan kamu jadi partner ku... heheheeee.....!!! Aku sudah melupakan semuanya... toga jadi anak rajin aja...



**Buat anak anak two hundred seven....**

**Masih ingat kejadian nyasar**

**di gunung sari.... Petualangan aneh....**

**Kita semua SHP duluan ya... \*ga harus bangga sih!!!\***

**Tapi tetap disyukuri.... telat tapi selamat!!!**

**Dan... bisa compre. Juga...!!!**

**Algooo..... Akhirnya Lulus juga!!!**

**Tapi jangan puas Cuma nyandang S1.**

**Harus mimpi yang lebih tinggi lagi....**

**Tapi jangan tiba-tiba uda di atas pake balon udara....**

**Hahahaha...!!! Geugae maldo andwae!!!**

**Dan terima kasih uda nemani aku kuliah 3 tahun....**

**sekaligus numpang wisuda juga... Heheheee!!!**

**Truss, Maaf buat anak 2008...**

**aku duluan ya?!!!**

**Jeongmal mtanhamnida!!!**

**Hajjman....**

**Neoyedeul kkuk jalhanda!!!**

**Araji!!!**







Buat semua dosen ITN Malang...  
Terima kasih telah menerima kami,  
Anak Timor Leste  
untuk bisa kuliah di ITN Malang

Jasa mu kan dikenang selalu....  
Dimanapun kami berada



## BAB I PENDAHULUAN

MILIK  
PERPUSTAKAAN  
ITN MALANG

### 1.1. Latar Belakang

Dimetil Eter (DME) adalah eter yang paling sederhana dengan rumus kimia  $\text{CH}_3\text{OCH}_3$ , dengan nama sistematisnya adalah methoxymethane atau metil eter. DME adalah gas tidak berwarna pada kondisi ambient, memiliki sifat fisik yang mirip dengan propana dan butana, yang merupakan konstituen utama LPG. DME sekarang digunakan hampir hanya untuk propelan semprot (cat, bahan kimia pertanian, kosmetik, dll). DME memiliki keunggulan dibandingkan dengan metanol jika ditinjau tiga faktor, yaitu temperatur pengapian, bilangan setana, dan nilai kalor bersih. dapat disimpulkan bahwa sebagai bahan bakar mesin diesel, DME lebih unggul dari segi energi jika dibandingkan dengan yang lainnya. Sebagai bahan bakar pengganti LPG, DME termasuk senyawa yang ramah lingkungan karena dalam pemakaiannya tidak menghasilkan asap hitam atau particulat matter, tidak mengandung S, emisi  $\text{NO}_x$  rendah, tidak menghasilkan VOC (*Volatile Organic Carbon*), CO dan  $\text{CO}_2$ .<sup>[1]</sup>

Dilihat dari segi bahan bakunya, proses produksi DME umumnya berbahan baku gas alam yang dikonversi menjadi metanol terlebih dahulu atau langsung berupa metanol. Namun, perlu dipertimbangkan pula mengenai produksi bahan bakar dari sumber yang terbarukan dan bukan minyak bumi atau gas alam. Sumber terbarukan yang umumnya digunakan adalah biomassa. Indonesia memiliki sumber biomassa yang berlimpah dan salah satunya adalah Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS).<sup>[2]</sup>

TKKS merupakan limbah perkebunan kelapa sawit yang masih belum dimanfaatkan secara maksimal. Berdasarkan data Departemen Pertanian, pada tahun 2008 produksi kelapa sawit Indonesia mencapai 18 juta ton. Dari produksi tersebut dihasilkan limbah tandan kosong kelapa sawit sebanyak 22-23 % atau sekitar 4 juta ton. Sebagian besar TKKS di Indonesia hanya sekedar diinsenerasi dan dimanfaatkan panasnya saja dan belum dimanfaatkan secara kimiawi senyawa karbon yang terkandung di dalamnya. Salah satu cara pemanfaatan TKKS yang baik adalah untuk bahan baku produksi DME.

TKKS untuk pembuatan DME dapat meningkatkan nilai guna dan pendapatan negara. Di Indonesia, Dimetil Eter masih diimpor dari negara Jepang, China, Taiwan



dan sebagian Eropa untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri. Karena kegunaan dimetil eter tersebut, maka sudah saatnya pabrik dimetil eter diperlukan di dalam negeri. Selain pangsa pasarnya dekat, bahan baku dan bahan pembantunya dapat diperoleh di negeri sendiri, sehingga ketergantungan produk impor lebih dapat dikurangi. [3]

Oleh karena itu, pada pra-rencana pabrik ini bahan baku yang digunakan adalah Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS), dan dengan adanya pabrik ini diharapkan bisa mengurangi impor dan memacu pertumbuhan industri yang ada di dalam negeri.

## 1.2 Sejarah dan Perkembangan Industri Dimetil Eter

Gasifikasi merupakan salah satu upaya mengkonversikan batubara atau biomassa menjadi gas sintesis atau bahan bakar gas. Upaya ini telah dikenal 2 abad yang lalu, yaitu pada abad ke-19 sampai pertengahan abad ke-20 yang dikenal dengan gas kota. Pada tahun 1669 Thomas Shirley, melakukan eksperimen dengan carbonated hydrogen untuk menghasilkan gas sintesis mentah. Gas sintesis yang dihasilkan ini merupakan campuran dari gas hidrogen dan karbonmonoksida yang merupakan hasil konversi dari batubara atau biomassa. [4]

Sedangkan proses inovatif dalam sintesa langsung DME (Dimetil Eter) dari gas sintesa hasil gasifikasi telah dikembangkan [Yotaro Ohno dkk. 2003]. Japan Fuel Energy (JFE), sebelumnya bernama NKK *Cooperation*, telah melaksanakan teknis mengenai proses sintesa DME langsung dari gas sintesa sejak 1989. Proyek pengembangan lima tahun dengan menggunakan skala pilot 5 ton/hari telah berhasil dilaksanakan. Skala pilot 5 ton-DME/hari dirancang dan dikonstruksi oleh JFE pada tahun 1999 dilokasi pertambangan batubara Taiheiyo, Hokaido. Gas sintesa diproduksi dengan reformasi dalam reformer autotermal dari gas tambang batubara ( $\text{CH}_4$  40%, Udara 60%) dan propane engan oksigen, uap air dan resirkulasi karbon dioksida untuk memperlebar variasi rasio  $\text{H}_2/\text{CO}$ . [5]

Hingga saat ini di Indonesia belum dikembangkan industri DME, baik skala besar maupun pilot plant, akan tetapi di beberapa negara telah dicoba untuk mengembangkan industri DME hingga skala pilot plant. Di China misalnya, konstruksi Plant DME dengan kapasitas 110.000 ton per tahun di propinsi Sichuan telah *start up* akhir tahun 2005, dengangas alam sebagai bahan baku. Kemudian pada Desember 2006, China telah menandatangani lagi kerjasama pembangunan DME Plant antara Lituanhua

Group dan Toyo Engineering dengan kapasitas jauh lebih besar lagi yaitu 1 juta ton per tahun di Provinsi Mongolia yang akan merupakan kilang DME terbesar di dunia. Sedangkan di Eropa, Amerika Utara dan Asia, penggunaan DME sebagai alternatif bahan bakar sedang di uji. <sup>[6]</sup>

Tabel 1.1 Kapasitas Produksi DME di dunia pada tahun 2001

Unit	Kapasitas (ton per tahun)
Shell/RWE (Germany)	60.000
Hanburg DME Co. Germany	10.000
Arkosue Co, Holland	10.000
DuPont, West Virginia	15.000
Australia (various)	10.000
Taiwan (various)	15.000
Japan (various)	10.000
China (various)	13.000
Total Production	143.000

(Sumber. Topical Report 2002)

### 1.3 Kegunaan Dimetil Eter

Dimetil Eter adalah gas tak berwarna dan mudah terbakar pada suhu dan tekanan ambient. Seperti disebutkan diatas, DME memiliki sifat fisik yang mirip dengan LPG, dapat disimpan dan diangkut sebagai produk cair dalam tangki bertekanan. Kegunaan DME yang paling penting untuk saat ini adalah sebagai gas pendorong dan juga sebagai bahan pendingin makanan. Penggunaan DME sebagai gas pendorong (propellant) lebih banyak dibanding sebagai bahan pendingin makanan.

Tabel 1.2 Persentase pemakaian DME:

Kegunaan Dimetil Eter	Pangsa Pasar
Hair Spray	48%
Spray Paints/Venturi Sprays	6%
Inspect Repellants/Insecticides	6%
Adhesives	5%
Industrial Feedstocks	31%
Miscellaneous	4%

(Sumber: DuPont Company) <sup>[7]</sup>

Saat ini, DME sedang marak dikembangkan sebagai sumber energi alternatif pengganti LPG dan bahan bakar diesel. DME dapat dicampur dengan LPG dengan komposisi 30% DME atau dapat langsung digunakan untuk sepenuhnya menggantikan LPG. Dalam pra rencana pabrik ini digunakan asumsi bahwa DME akan menggantikan 50% kebutuhan LPG nasional. [8]

#### 1.4 Sifat Bahan Baku dan Produk

##### A. Sifat Bahan Baku Utama

###### Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS)

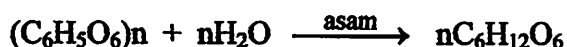
Sifat – sifat fisik dan morfologi serat TKKS : [9]

- Panjang serat : bagian pangkal : 1.22 mm ; bagian ujung : 0.87 mm
- Diameter serat : bagian pangkal : 15.0 m ; bagian ujung : 114.34mm
- Diameter lumen : bagian pangkal : 8.04m ; bagian ujung : 6.99 mm
- Tebal dinding : bagian pangkal : 3.49 m ; bagian ujung : 3.68 mm
- Bilangan runkel : bagian pangkal : 0.87 m ; bagian ujung : 1.05mm
- Kelemasan : bagian pangkal : 0.54 m ; bagian ujung : 0.49 mm
- Kadar serat : bagian pangkal : 72.67 % ; bagian ujung : 62.47 %
- Kadar bukan serat : bagian pangkal : 27.33 % ; bagian ujung : 37.53 %

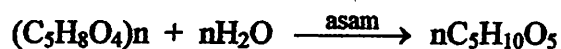
Sifat – sifat kimia TKKS: [10]

TKKS sebagai bahan baku pembuatan furfural:

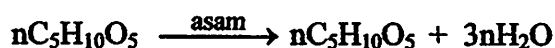
- Hidrolisis selulosa menjadi glukosa



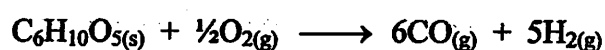
- Hidrolisis pentosan menjadi pentosa



- Dehidrasi pentosa membentuk furfural



- Kandungan selulosa pada TKKS dapat dioksidasi membentuk gas sintesis dalam proses gasifikasi. [3]



Komposisi TKKS berdasarkan analisis ultimat dan proximat (mf wt%) dan analisa kimia, adalah sebagai berikut: <sup>[11]</sup>

**Analisis ultimat TKKS :**

- C : 37.78 %
- H : 6.49 %
- O : 41.76 %
- N : 0.75 %
- S : 0.66 %

**Analisis proximat TKKS :**

- Moisture : 8.65 %
- Volatiles : 75.09%
- Ash : 3.92 %
- Fixed Carbon : 12.34%

**Analisis kimia TKKS :**

- Hemiselulosa : 8.65 %
- Selulosa : 38.52%
- Lignin : 20.36 %
- Extraktive : 3.68%
- Ash : 3.92%

**B. Sifat Bahan Baku Pembantu**

**a. Katalis dalam Reaktor Sintesa DME <sup>[12]</sup>**

**Katalis DMK-110**

Sifat – sifat fisik dan kimia DMK-110:

- Komposisi :  $Al_2O_3 > 94\%$
- Bentuk : *powder*
- Warna : putih
- Suhu operasi optimum : 473-583 K
- Bau : tidak berbau (*odourless*)
- Densitas : 1.5 kg/liter

**Katalis MK-121**

Sifat – sifat fisik dan kimia MK-121:

- Komposisi : CuO: >55%, ZnO 21-55%, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 8 -10%
- Bentuk : *powder*
- Warna : putih
- Suhu operasi optimum : 473-583 K
- Bau : tidak berbau (*odourless*)
- Densitas : 1.2 kg/liter

**Mineral Oil**

Sifat – sifat fisik dan kimia MK-121:

Jenis : Parafin

Densitas : 914 kg/m<sup>3</sup>

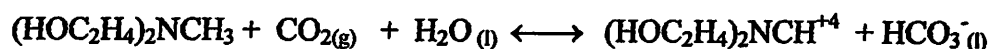
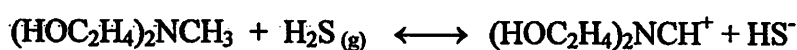
**b. MDEA (Metil Dietanol Amine)**

Sifat – sifat fisik MDEA : [13]

- Rumus kimia : C<sub>5</sub>H<sub>13</sub>NO<sub>2</sub> (2,2'-methylimino diethanol)
- Berat molekul : 119.163 g/mol
- Titik didih : 247 °C
- Titik leleh : -21°C
- Densitas : 1.043 g/cm<sup>3</sup>
- Viskositas (20 °C) : 101 cP
- Merupakan cairan kuning jernih, tidak berwarna atau pucat dengan bau ammonia.

Sifat – sifat kimia MDEA:

- Lebih bagus untuk aliran gas dengan kadar CO<sub>2</sub> tinggi dan H<sub>2</sub>S rendah
- Larut dalam air, alcohol dan benzene.
- Tahan korosi, fouling, dan foaming sehingga bisa digunakan pada konsentrasi tinggi (30–50%berat).
- Agak sulit untuk absorpsi gas tekanan rendah
- Reaksi yang terjadi: [15]



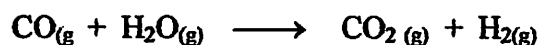
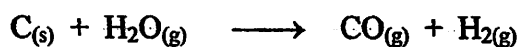
**c. Air**

Sifat – sifat fisik air :<sup>[16]</sup>

- Rumus kimia : H<sub>2</sub>O
- Berat molekul : 18.015 g/mol
- Titik didih : 100.0 °C
- Titik leleh : 0.00 °C
- Densitas (25 °C) : 0.9979751 g/cm<sup>3</sup>
- Viscositas (25 °C) : 0.8949 cP
- Berbentuk cairan, tidak berbau dan tidak berwarna
- Digunakan sebagai pelarut universal

Sifat – sifat kimia air :

- Reaksi air sungguh beragam, misalnya dengan karbon menghasilkan karbondioksida dan hidrogen dalam proses gasifikasi.

**d. Udara**

Udara digunakan sebagai agen gasifikasi. Udara didapatkan dengan jalan menekan udara disekitar lokasi pabrik setelah melalui proses tertentu. Adapun sifat-sifat udara, yaitu:<sup>[16]</sup>

Berat molekul rata-rata : 29 g/mol

Komposisi ideal : N<sub>2</sub> = 79 % dan O<sub>2</sub> = 21 %

**e. Oksigen**

Oksigen adalah zat tidak berwarna, tidak berbau, dan tidak berasa. Oksigen disini digunakan sebagai agen gasifikasi.<sup>[16]</sup>

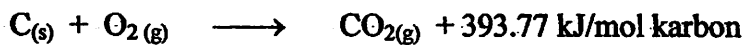
a. Sifat – sifat fisik :

- Rumus kimia : O<sub>2</sub>
- Berat molekul : 32 g/mol
- Titik didih : - 182.96 °C
- Titik leleh : 218.79 °C
- Massa Jenis : 1.429 g/L (gas pada 0 °C)  
1.14 g/L (liquid pada - 182.96 °C)

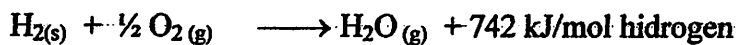
- Tekanan : 101.325 kpa (14.696 psia)
- Densitas gas : 4.470 g/L (0.27886 lb/ft<sup>3</sup>)
- Densitas liquid : 1141.1 g/L (71.212 lb/ft<sup>3</sup>)
- Viscositas (25 °C) : 20.639 µpa.s

b. Sifat – sifat kimia :

- Oksigen digunakan untuk pembakaran, dimana oksigen akan mengoksidasikan kandungan karbon dan hidrogen yang terdapat pada bahan bakar.
- Reaksi yang terjadi pada proses pembakaran biomassa adalah:



- Reaksi oksidasi dengan hidrogen yang terkandung dalam biomassa:



### C. Produk

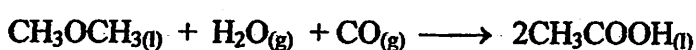
#### 1. Produk Utama Dimetil Eter (CH<sub>3</sub>OCH<sub>3</sub>)

Sifat – sifat fisik dimetil eter : <sup>[16]</sup>

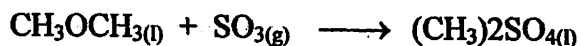
- Rumus molekul : CH<sub>3</sub>OCH<sub>3</sub>
- Berat molekul : 46.069 kg/kmol
- Titik beku : -138.5°C
- Titik didih (pada 760 mmHg) : -24.8°C
- Densitas (pada 20°C) : 677 kg/mol
- Panas pembakaran : 347.6 kkal/mol
- Panas pembentukan (gas) : -44.3 kal/g
- Panas laten (gas), (pada -24,68°C) : 111.64 kal/g
- Kelarutan dalam air (pada 1 atm) : 34 % berat
- Kelarutan air dalam DME (1 atm) : 7 % berat
- Fase, 25°C, 1. atm : gas
- Temperatur kritis : 400 K
- Tekanan kritis : 53.7 bar abs

Sifat – sifat kimia dimetil eter :

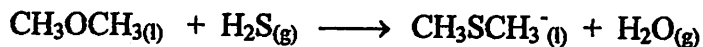
- Dimetil eter bereaksi dengan karbon monoksida dan air menjadi asam asetat .



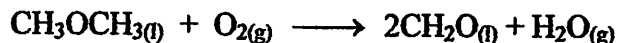
- Bereaksi dengan sulfur trioksida membentuk dimetil sulfat.



- Bereaksi dengan hidrogen sulfit dengan bantuan katalisator tungsten sulfit (WS<sub>2</sub>) membentuk dimetil sulfit.



- Dengan reaksi oksidasi dimetil eter akan menghasilkan formaldehid.



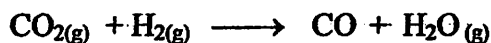
## 2. Produk Samping Karbon dioksida (CO<sub>2</sub>)

Sifat – sifat fisik karbondioksida: <sup>[6]</sup>

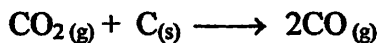
- Rumus molekul : CO<sub>2</sub>
- Berat molekul : 44 kg/kmol
- Titik didih : 64.7°C
- Temperatur kritis : -78.5 °C
- Densitas gas (273.15 K ) : 1.976 g/mL
- Viskositas, pada 298 K : 0.015 cP
- Kalor Penguapan : 353.4 J/g
- Panas pembentukan (289 K) : 393.7 kJ/mol

Sifat – sifat kimia karbondioksida:

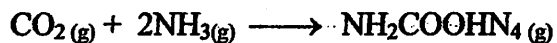
- Reaksi umum dengan hidrogen



- Reaksi pada pembakaran *carbon fuel*



- Reaksi pembentukan *ammonium carbamate*





### 1.5 Perkiraan Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi perlu direncanakan untuk pembangunan suatu pabrik. Jumlah ini mengatasi permintaan kebutuhan DME di dalam dan luar negeri dan juga memenuhi kebutuhan dunia. Perkiraan kapasitas pabrik dapat ditentukan menurut nilai konsumsi setiap tahun dengan melihat perkembangan industri dalam kurun waktu tertentu.

Untuk memperkirakan pabrik baru yang akan didirikan pada tahun 2014, maka digunakan perhitungan sesuai dengan persamaan : <sup>[17]</sup>

$$F = P (1 + i)^n$$

Tabel 1.3 Data Import DME di Indonesia selama tahun 2004 – 2008

Tahun	Impor (Ton)
2004	21.755
2005	29.154
2006	21.952
2007	3.101
2008	27.952

(Sumber. Badan Pusat Statistik, HS Code DME: 290911000)<sup>[18,19]</sup>

#### Menentukan Faktor Pertumbuhan

$$F = P (1 + i)^n$$

Dimana :

F = Jumlah impor tahun 2008

P = Jumlah impor tahun 2004

i = Rata-rata kenaikan impor tiap tahun dalam persen.

n = Selisih selisih tahun.

Diketahui :

F = 27.952 ton

P = 21.755 ton

n = 2008 – 2004 = 4

Sehingga :

$$27.952 = 21.755 (1 + i)^4$$

$$\left( \frac{27.952}{21.755} \right)^{1/4} - 1 = i$$

$$i = 0.064666 \%$$

Jadi kenaikan pertumbuhan impor sebesar 0.064666 %.

– **Menentukan Impor Tahun 2014**

Dimana :

F = Jumlah impor tahun 2014

P = Jumlah impor tahun 2008

i = Rata-rata kenaikan impor tiap tahun dalam persen.

n = Jumlah selisih tahun.

Diketahui :

P = 27.952 ton/tahun

i = 0,064666 %

n = 2014 – 2008 = 6

Sehingga :

$$\begin{aligned} F &= 27.952 (1 + 0,000647)^6 \\ &= 28.061 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan rata-rata kenaikan impor sebesar 0,064666 % dan prediksi impor pada tahun 2014 sebesar 28.061 ton/tahun maka kapasitas pabrik baru dapat diketahui sebagai berikut :

Kapasitas pabrik baru = Impor + Ekspor

Diketahui :

- Ekspor tahun 2014 diperkirakan sebesar 60% dari kebutuhan impor
- Impor dianggap sama dengan kebutuhan yang akan dipenuhi oleh pabrik baru

$$\begin{aligned} \text{Maka : Ekspor} &= 60\% \times \text{kebutuhan} \\ &= 60\% \times 28.061 \text{ ton/tahun} = 16.836 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pabrik baru} &= \text{Impor} + \text{Ekspor} = (28.061 + 16.836) \text{ ton/tahun} \\ &= 44.897 \text{ ton/tahun} \approx 50.000 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Jadi kapasitas pabrik DME yang akan didirikan pada tahun 2014 adalah 50.000 ton/tahun.

## BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES

### 2.1 Pertimbangan Pemilihan Proses

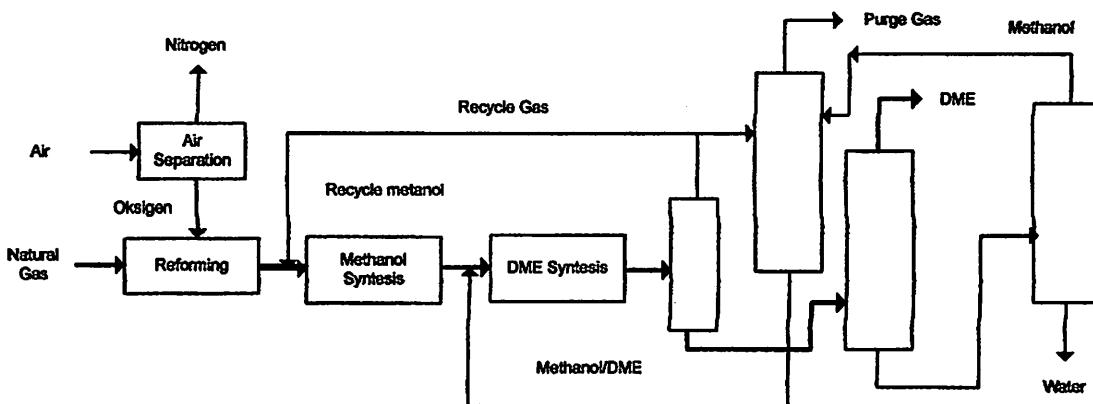
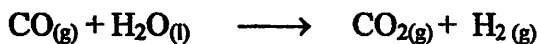
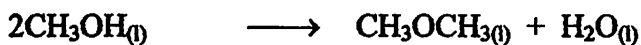
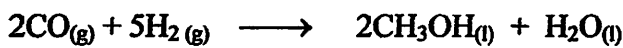
Dimetil eter merupakan senyawa kimia komoditas yang dapat dimanfaatkan secara langsung maupun diproses lebih lanjut untuk menghasilkan senyawa-senyawa kimia lainnya. DME dapat digunakan sebagai bahan baku untuk industri makanan, aerosol, otomotif, cat, sintesis kimia, dan lain sebagainya. Secara umum sintesis senyawa eter dilakukan dengan dehidrasi senyawa golongan alkohol. Ada dua macam metode sintesis dimetil eter yang dipakai di industri, yaitu indirect process dan direct process.

#### 2.1.1. Indirect Process (Dehidrasi Metanol)

Pada proses ini, bahan baku yang digunakan adalah metanol yang didehidrasi dengan bantuan katalis zeolit atau membentuk Dimetil Eter ( $\text{CH}_3\text{OCH}_3$ ).

Reaksi pembentukan DME berlangsung secara eksotermik. Reaksi dilangsungkan dengan menggunakan reaktor Fixed Bed Multitubuler. Reaksi eksotermik dalam reaktor berlangsung pada suhu 250 – 365 °C.

Reaksi:

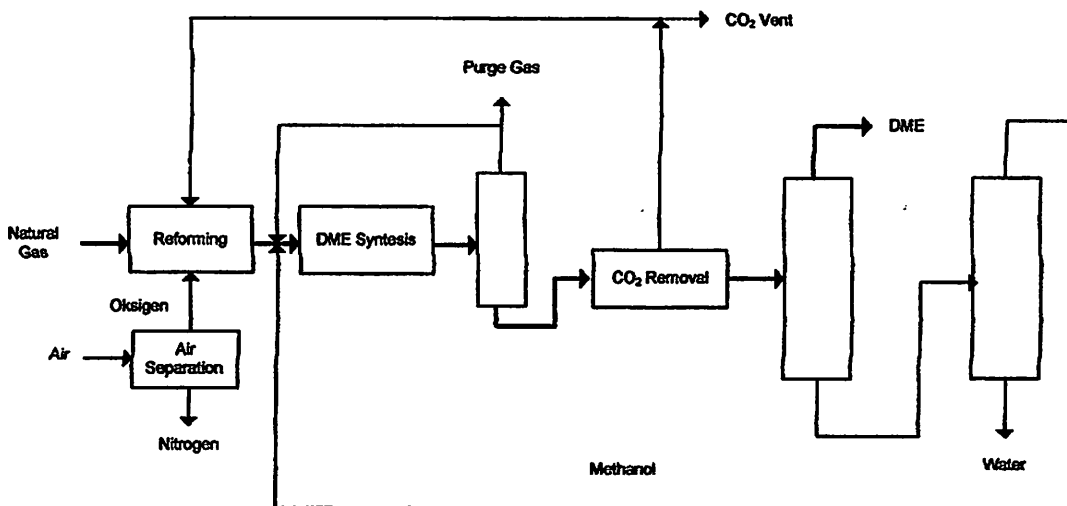
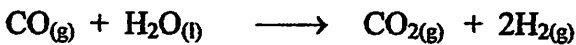
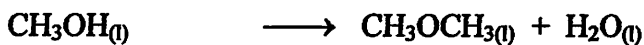
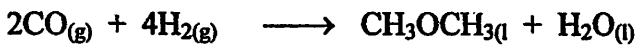
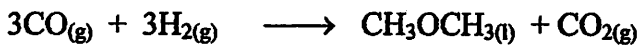


Gambar 2.1 Blok Diagram *Indirect Process*

### 2.1.2. Direct Process

Bahan baku yang digunakan adalah batubara, gas alam dan biomassa yang dikonversi menjadi gas karbonmonoksida dan hidrogen. H<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> ini digunakan untuk proses pembentukan metanol. Kemudian metanol didehidrasi menjadi Dimetil Eter. Reaksi pembentukan metanol dan DME terjadi dalam satu tahap. Reaksi pembentukan DME berlangsung secara eksotermik. Katalis yang digunakan biasanya adalah Cu-ZnO-Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/H-ZSM-5.

Reaksi:



Gambar 2.2 Blok Diagram Direct Process

Selama reaksi sintesa DME suhu di dalam reaktor terus meningkat sehingga harus dikendalikan dengan hati-hati agar tidak mengganggu aktivitas katalis.

Dalam bab ini dibatasi hanya untuk pembuatan DME secara langsung dengan bahan dasar dari TKKS. <sup>[20]</sup>

## 2.2 Seleksi Proses

### 2.2.1 Seleksi Proses Gasifikasi Biomassa Menjadi Gas Sintesis

Tabel 2.1 Perbandingan antara proses gasifikasi berdasarkan metode kontak, antara lain: [21]

	<i>Fixed Bed</i>	<i>Fluidized Bed</i>	<i>Entrained Bed</i>
Ukuran Partikel	< 51 mm	< 6 mm	≤ 0.15 mm
Metode Kontak	<i>Counter-current</i> dan bahan menumpuk dalam Gasifier	<i>Co-current</i> dan bahan terfluidisasi	<i>Co-current</i> dan <i>down-flow</i>
Tipe Bahan	Sangat cocok untuk gasifikasi batubara	Sangat cocok untuk gasifikasi biomassa	Cocok untuk gasifikasi batubara dan tidak cocok untuk gasifikasi biomassa
Suhu reaksi	1090 °C	650-950 °C	> 1990 °C
Reaktan	Udara atau Oksigen	Udara atau Oksigen	Oksigen
Gas Keluaran	Mengandung tar, <i>phenol</i> , <i>naphtha</i> , <i>trace</i> , amonia, <i>ash-dust</i>	Kandungan <i>ash-dust</i> sangat tinggi	Gas bebas tar, phenol serta sedikit ash
Kapasitas / Skala	Skala Kecil	Cocok untuk skala industri	Skala Besar

Dari perbandingan ketiga metode di atas maka dipilih gasifier tipe Fluidized Bed.

### 2.2.2 Seleksi Proses Sintesa Dimetil Eter

Tabel 2.2 Perbandingan Indirect Process dan Direct Process antara lain: [21]

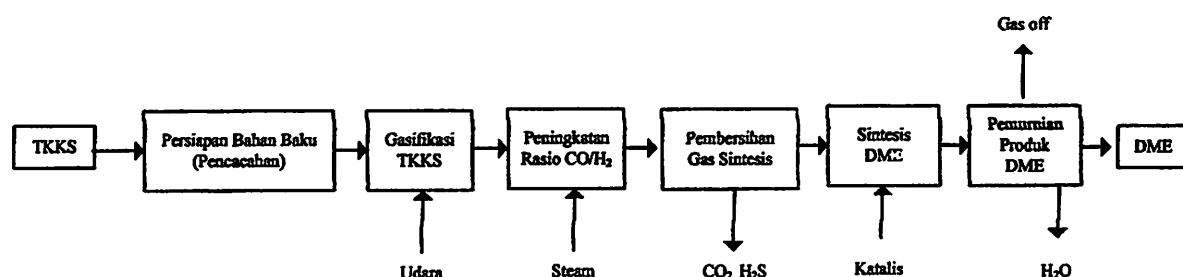
No.	Parameter	Macam Proses	
		Indirect Process	Direct Process
1	Aspek Teknis: - Bahan baku - Katalisator	Metanol  Asam Sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	Batubara dan Biomassa (TKKS, tongkol jagung, dll) Alumina (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )
2	Kondisi Operasi: - Suhu Operasi °C - Tekanan Operasi (atm) - Yield (%) - Konversi (%)	250-365 15-16 90 45	250-290 29,6-32 70-80 >75%

Dari kedua proses tersebut, *indirect* proses memiliki keuntungan karena suhu dan tekanan operasi reaktor relatif rendah daripada *direct* proses, akan tetapi karena menggunakan asam sulfat yang bersifat korosif sehingga diperlukan peralatan dengan bahan konstruksi yang tahan terhadap korosi yang harganya lebih mahal dan hasil konversinya lebih rendah. Sehingga, berdasarkan katalisator yang dipakai, konversi yang didapatkan dan pemilihan bahan baku, maka dipilih *direct* proses.

Pemanfaatan TKKS untuk pembuatan DME dapat meningkatkan nilai guna dan pendapatan negara. Oleh karena itu, pada pra-rancang pabrik ini bahan baku yang digunakan adalah Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS).

### 2.3 Uraian Proses

Proses pembuatan Dimetil Eter (DME) dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dapat dibagi menjadi 5 tahap utama, yaitu:



Gambar.2.5 Blok Diagram Proses Pembuatan DME dari TKKS

#### 2.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

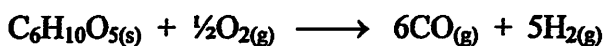
##### Proses Pencacahan

Umpan dibawa dari *Storage* TKKS (F-111) ke pencacah *Empty Fruits Bunches Shredder* I (C-113A) melalui *Belt Conveyor* I (J-112A). Pencacahan pertama dilakukan pada kondisi atmosferik (tekanan 1 atm dan temperatur 30 °C) dengan ukuran 50 mm. Kemudian dilanjutkan dengan pencacahan kedua yang dilakukan di pencacah *EFB Shredder* II (C-113B) melalui *Belt Conveyor* II (J-112B) dan dilakukan pada kondisi atmosferik juga dengan ukuran akhir yang diinginkan adalah 5 mm agar TKKS dapat terfluidisasi di bagian gasifikasi [Pierik and Curvers 1995]. TKKS yang sudah dicacah ditampung di *Bin* TKKS (F-115A) melalui *Bucket Elevator* (J-112C) untuk dilanjutkan ke proses gasifikasi, sedangkan pengotor-pengotor dari pencacahan langsung dibawa proses pengolahan limbah. TKKS yang diumpankan ke *Gasifier Reactor* (R-110) berjumlah 32016.261 kg/jam.

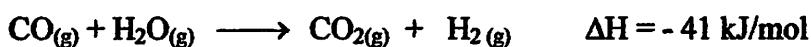
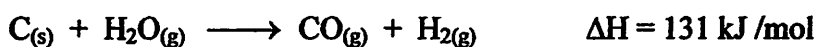
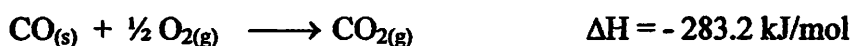
### 2.3.2 Tahap Gasifikasi Tandan Kosong Kelapa Sawit

Proses gasifikasi dilakukan tidak sempurna dengan menggunakan udara yang diambil dari lingkungan, udara tersebut disaring terlebih dahulu dengan *Filter Udara* (H-117) sebelum masuk gasifier untuk menghilangkan partikel debu dan partikulat lainnya yang mungkin terbawa di dalam udara. Udara bersih dihembuskan melalui *Blower Udara* (G-118) ke *Furnace* (Q-119) untuk dikontakkan dengan bahan bakar dari *Storage Bahan Bakar* (F-115B) untuk memanaskan udara yang juga dialirkan melalui tube furnace dari 30 °C menjadi 650 °C. Kemudian udara panas dengan suhu tinggi dialirkan ke *Gasifier Reactor* (R-110). TKKS yang sudah dicacah didorong masuk ke *Gasifier Reactor* (R-110) dengan *Screw Conveyor* (J-112D) pada tekanan 1 atm dan temperatur 30 °C untuk mengubah bahan baku TKKS membentuk gas sintesis (campuran CO dan H<sub>2</sub>). Kondisi operasi pada *Gasifier Reactor* (R-110) adalah 1 atm dan 650°C. Waktu tinggal dalam reaktor gasifier adalah 150 detik. Setelah terjadi proses gasifikasi TKKS, gas produk yang telah dihasilkan menuju *Cyclone* (H-121) untuk menyingkirkan partikulat dan debu-debu. Kemudian, gas sintesis yang dihasilkan, dilewatkan dipipa dibagian atas *Cyclone* (H-121) dengan suhu keluaran 621°C dan kemudian dialirkan menuju *Cooler I* (E-122), sedangkan abu dari pembakaran dikeluarkan dibagian bawah *Cyclone* (H-121) menuju pengolahan limbah.

Reaksi gasifikasi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Pada gasifikasi terjadi beberapa reaksi, diantaranya adalah:<sup>[16]</sup>

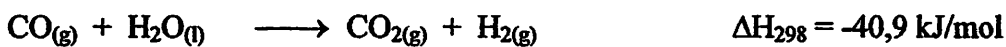


### 2.3.3 Tahap Pengkondisian Komposisi dan Pembersihan Gas Sintesis

#### a. Proses Peningkatan Gas Hidrogen

Gas sintesis perlu didinginkan terlebih dahulu dari suhu 621 °C menjadi 362.7 °C dengan menggunakan *Cooler I* (E-122). Pendinginan dilakukan dengan menggunakan cooling water dengan suhu masuk 30 °C dan suhu steam keluar 80 °C. Setelah dilakukan pendinginan gas masuk ke *Shift Converter* (R-120) untuk meningkatkan rasio H<sub>2</sub>/CO dari 1.5 menjadi 1 (rasio optimal untuk sintesa DME).<sup>[1]</sup>

Reaksi yang terjadi adalah:<sup>[16]</sup>



Type reactor yang dipakai adalah *Fixed Bed Reaktor*. Kondisi operasi *Shift Converter* (R-120) adalah 365 °C dan tekanan 30 atm. Karena disini suhu gas keluar dari shift converter masih terlalu tinggi, maka perlu dilakukan pendinginan gas lagi di *Cooler II* (E-131) hingga temperatur turun menjadi 57.68 °C. Selanjutnya, gas sintesis dengan H<sub>2</sub>/CO rasio = 1 akan dikompresi dengan *Kompresor II* (G-132A) hingga mencapai 72.33 atm dan pada proses kompresi ini suhu akan naik menjadi 58 °C sebelum masuk absorber karena solvent yang digunakan adalah MDEA yang membutuhkan kondisi operasi pada tekanan tinggi.<sup>[1]</sup>

#### b. Proses Penyerapan dalam Kolom Absorber

Gas sintesis hasil gasifikasi masih mengandung senyawa-senyawa pengotor yang tidak diinginkan, seperti H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub>. Senyawa-senyawa ini perlu disingkirkan untuk menghindari resiko korosi pada peralatan proses dan deaktivasi katalis pada Reaktor sintesa DME. Penyerapan dilakukan dengan menggunakan larutan 45%-mol MDEA dan 55%-mol air yang dimake-up di *Amine Mixer* (M-135). Larutan MDEA yang disediakan pada *Storage MDEA* (F-133). Larutan MDEA yang telah dimake-up, dipompa dengan menggunakan Pompa reciprocating (L-136) sebelum masuk absorber. Absorpsi dilakukan dalam kolom *Absorber* (D-130) pada tekanan 72.33 atm. Produk atas kolom berupa campuran gas CO, H<sub>2</sub>, dan N<sub>2</sub> dialirkan ke *PreHeater* (E-141) untuk dipanaskan hingga 260.21 °C. Kemudian diturunkan tekanannya menjadi 49.35 atm dengan menggunakan *Expander I* (G-139) dan suhu akan turun menjadi 260 °C. Produk bawah kolom berupa gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S yang terserap akan terikat dengan larutan MDEA akan ditangani lebih lanjut.



### 2.3.4 Tahap Reaksi Sintesis DME dari Gas Sintesis

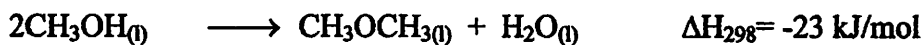
Gas sintesis yang telah dibersihkan dari pengotor-pengotor yang tidak diinginkan dan dikondisikan temperatur dan tekanannya, selanjutnya akan masuk dalam Reaktor Sintesa DME (R-130). Reaktor ini berupa *fixed bed reaktor* yang dilengkapi *coil* pendingin. Di dalam reaktor ini, akan terjadi reaksi gabungan antara reaksi sintesis metanol dan reaksi dehidrasi metanol menjadi DME. Reaksi dilangsungkan pada temperatur 260°C dan tekanan 49.35 atm dengan bantuan katalis dua jenis katalis, yaitu katalis untuk sintesa metanol dengan komposisi: CuO: >44%, ZnO 27%, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 33% dan katalis dehidrasi metanol menjadi DME, yaitu katalis DMK-110 dengan formula Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>> 94%. Catalyst loading ratio yang digunakan sebesar 8.9 kg.h/kg dengan konversi CO sebesar 82 %. Katalis yang akan dipakai tersedia pada *Tangki Slurry Catalyst* (F-143).

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor ini adalah: <sup>[16]</sup>

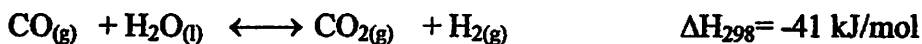
Sintesa metanol:



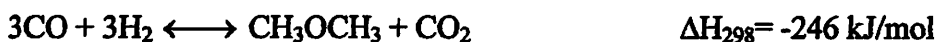
Dehidrasi metanol:



Shift reaction:



Reaksi overall:



Selanjutnya produk keluaran reaktor dikompresi dengan Kompresor III (G-151) hingga tekanannya menjadi 160 atm, kemudian didinginkan dalam *Cooler* II (E-152) hingga temperaturnya mencapai 30°C. Gas produk selanjutnya dipisahkan komponen cair dan gasnya dengan menggunakan *Flash Separator* (D-130). Produk atas kolom berupa gas yang mayoritas merupakan gas CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> dan sedikit DME. Campuran gas tersebut ditampung di *Storage* CO<sub>2</sub> (F-153) . Sedangkan produk bawah adalah komponen cair yang mayoritas berupa DME, metanol, dan air dialirkan ke Kolom Destilasi (D-160).

### 2.3.5 Tahap Pemurnian Produk

Kolom *Distilasi I* (D-160) dioperasikan pada tekanan 30 atm dan suhu 29.99 °C. Dalam kolom *Distilasi I* (D-160), campuran DME, metanol dan air didistilasi hingga diperoleh produk atas berupa DME dengan spesifikasi yang diinginkan dan hasil bawah berupa methanol dan air.

### 2.3.6 Tahap Penanganan Produk

Produk atas yang berupa Dimetil Eter (DME) dengan konsentrasi 99.2 % yang keluar dari *Kondensor* (E-163) berupa cairan pada tekanan sekitar 30 atm yang telah tertampung di *Akumulator* (F-164) selanjutnya dialirkan ke *Storage* Produk DME (F-166) dengan menggunakan pompa DME (L-165). Produk bawah kolom yang berupa campuran air dan sedikit metanol yang keluar dari *Reboiler* (E-162) dialirkan ke unit *Waste Water Treatment* (WWT) untuk diproses lebih lanjut.

**BAB III**  
**NERACA MASSA**

Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun

Waktu operasi : 330 hari, 1 hari = 24 jam

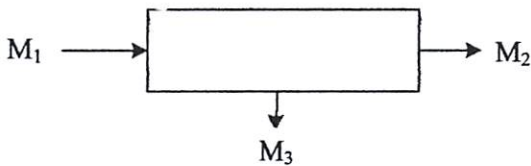
Basis :  $\frac{50.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 6313.131 \text{ kg/jam}$

Satuan : kg/jam

Basis TKKS :  $\frac{6313.1313 \text{ kg/jam} \times 1000 \text{ ton}}{197.185 \text{ ton}} = 32016.261 \text{ kg/jam.}$

**1. EFB Shredder I (C-113A)**

Berfungsi untuk mencacah TKKS menjadi kurang lebih 50 mm.



Persamaan neraca massa total :

$$M_1 = M_2 + M_3$$

Dimana :

$M_1$  = Massa TKKS masuk *EFB Shredder I*

$M_2$  = Massa TKKS menuju *EFB Shredder II*

$M_3$  = Massa impurities yang terbuang

Kondisi operasi pada *EFB Shredder I*:

Temperatur : 30 °C

Tekanan : 1 atm

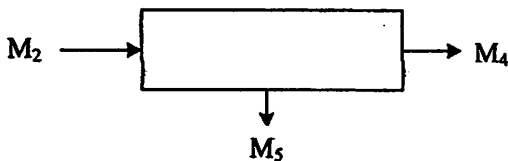


Tabel. 3.1 Neraca Massa Pada EFB Shredder I

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari Gudang ( $M_1$ )		Menuju <i>EFB Shredder II</i> ( $M_2$ )	
C	12095.743	C	11974.786
H	2077.855	H	2057.077
O	13369.991	O	13236.291
N	236.920	N	234.551
S	211.307	S	209.194
H <sub>2</sub> O	2769.407	H <sub>2</sub> O	2741.712
Impurities	1255.037	Impurities	1004.030
Jumlah	32016.261	Jumlah	31457.641
		Menuju Pengolahan Limbah ( $M_3$ )	
		Sisa TKKS + Impurities + air	558.620
<b>Total</b>	<b>32016.261</b>	<b>Total</b>	<b>32016.261</b>

## 2. *EFB Shredder II* (C-113B)

Berfungsi untuk mencacah TKKS yang telah dicacah di *EFB Shredder I* menjadi lebih kecil lagi dengan ukuran 5 mm.



Persamaan neraca massa total :

$$M_2 = M_4 + M_5$$

Dimana :

$M_2$  = Massa TKKS masuk *EFB Shredder II*

$M_4$  = Massa TKKS menuju *Gasifier Reactor*

$M_5$  = Massa sisa TKKS dan impurities yang terbang

Kondisi operasi pada *EFB Shredder I*:

Temperatur : 30 °C

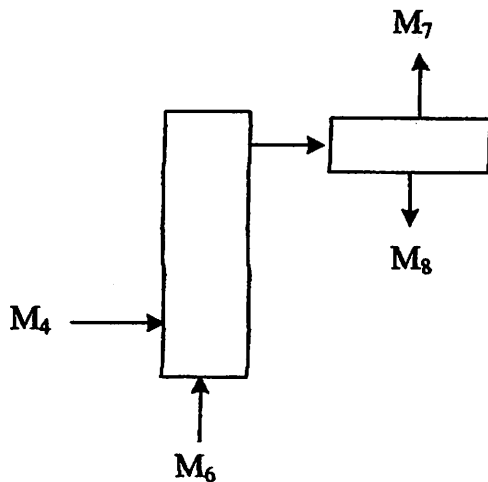
Tekanan : 1 atm

Tabel. 3.2 Neraca Massa Pada *EFB Shredder II*

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari <i>EFB Shredder I</i> ( $M_2$ )		Menuju <i>Gasifier Reactor</i> ( $M_3$ )	
C	11974.786	C	11855.038
H	2057.077	H	2036.506
O	13236.291	O	13103.928
N	234.551	N	232.206
S	209.194	S	207.102
H <sub>2</sub> O	2741.712	H <sub>2</sub> O	2714.295
Impurities	1004.030	Impurities	803.224
Jumlah	31457.641	Jumlah	30952.299
		Menuju Pengolahan Limbah ( $M_4$ )	
		Sisa TKKS + Impurities + air	505.342
<b>Total</b>	<b>31457.641</b>	<b>Total</b>	<b>31457.641</b>

### 3. *Gasifier Reactor* (R-110)

Berfungsi untuk mengkonversi bahan baku TKKS menjadi gas sintesis, dimana kandungan utama yang diinginkan adalah H<sub>2</sub> dan CO.



Persamaan neraca massa total :

$$M_4 + M_6 = M_7 + M_8$$

Dimana :

$M_4$  = Massa TKKS masuk *Gasifier Reactor*

$M_6$  = Massa udara masuk *Gasifier Reactor*

$M_7$  = Massa gas sintesis kotor keluar dari *Gasifier Reactor*

$M_8$  = Massa abu dan partikel pengotor keluar dari *Gasifier Reactor*



Kondisi operasi pada *Gasifier Reactor* type BFB adalah sebagai berikut: <sup>[23]</sup>

Temperatur : 650 °C = 923.15 K

Tekanan : 1 bar = 0.99 atm

Reaktan : Udara

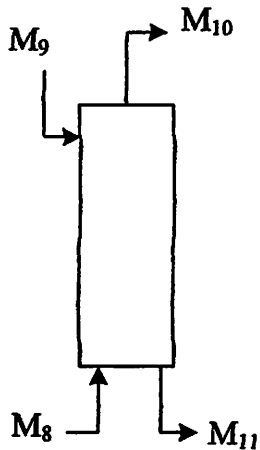
Rasio udara : Feed TKKS = 2 : 1

**Tabel. 3.3 Neraca Massa Pada *Gasifier Reactor***

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari <i>EFB Shredder II</i> (M <sub>4</sub> )		Menuju <i>Shift Converter</i> (M <sub>7</sub> )	
C	11855.038	H <sub>2</sub>	1111.449
H	2036.506	N <sub>2</sub>	232.206
O	13103.928	CO	22619.571
N	232.206	O <sub>2</sub>	142.586
S	207.102	CH <sub>4</sub>	10.243
H <sub>2</sub> O	2714.295	CO <sub>2</sub>	7876.487
Impurities	803.224	H <sub>2</sub> S	154.032
Jumlah	30952.299	H <sub>2</sub> O	10935.215
Dari Furnace (M <sub>6</sub> )		Jumlah	43081.789
O <sub>2</sub>	12999.966	Menuju Pengolahan Limbah (M <sub>8</sub> )	
N <sub>2</sub>	48904.632	C sisa	5.121
		N <sub>2</sub>	48904.632
		S sisa	62.131
		Impurities	803.224
<b>Total</b>	<b>92856.897</b>	<b>Total</b>	<b>92856.897</b>

#### 4. *Shift Converter* (R-120)

Fungsi: Untuk mengubah mayoritas dari CO, ketika direaksikan dengan H<sub>2</sub>O menjadi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> melalui reaksi *water-gas shift*.



Persamaan neraca massa total :

$$M_8 + M_9 = M_{10} + M_{11}$$

Dimana:

$M_8$  = Massa gas sintesis masuk *Shift Converter*

$M_9$  = Massa steam masuk *Shift Converter*

$M_{10}$  = Massa gas sintesis hasil keluar *Shift Converter*

$M_{11}$  = Massa air keluar dari *Shift Converter*

Kondisi operasi pada *Shift Converter* adalah:

Temperatur : 365 °C = 638.15 K

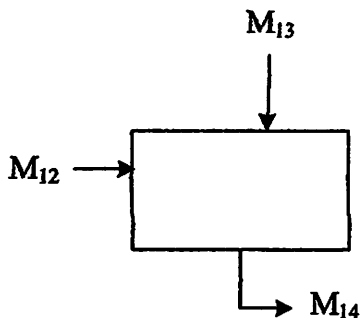
Tekanan : 30 bar = 29.61 atm

Tabel. 3.4 Neraca Massa Pada *Shift Converter*

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari <i>Gasifier Reactor</i> ( $M_8$ )		Menuju Absorber ( $M_{10}$ )	
H <sub>2</sub>	1111.449	H <sub>2</sub>	1369.958
N <sub>2</sub>	232.206	N <sub>2</sub>	232.206
CO	22619.571	CO	19000.439
O <sub>2</sub>	142.586	O <sub>2</sub>	142.586
CH <sub>4</sub>	10.243	CH <sub>4</sub>	10.243
CO <sub>2</sub>	7876.487	CO <sub>2</sub>	13563.694
H <sub>2</sub> S	154.032	H <sub>2</sub> S	154.032
H <sub>2</sub> O	10935.215	H <sub>2</sub> O	996.024
Jumlah	43081.789	Jumlah	35469.181
Steam masuk ( $M_9$ )		Menuju Pengolahan Air ( $M_{11}$ )	
H <sub>2</sub> O	3322.608	H <sub>2</sub> O	10935.215
<b>Total</b>	<b>46404.396</b>	<b>Total</b>	<b>46404.396</b>

### 5. Amine Mixer (M-135)

Berfungsi untuk mengencerkan MDEA 100% menjadi 45 %.



Persamaan neraca massa total :

$$M_{12} + M_{13} = M_{14}$$

Keterangan:

$M_{12}$  = Massa MDEA 100 % masuk tangki pengencer

$M_{13}$  = Massa air proses masuk tangki pengencer

$M_{14}$  = Massa larutan MDEA 45 % masuk Absorber

Kondisi operasi pada tangki pengencer larutan MDEA:

Temperatur : 30 °C = 303,15 K

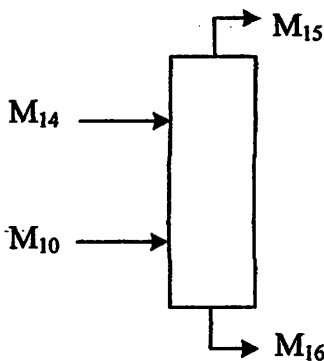
Tekanan : 1 atm

Tabel. 3.5 Neraca Massa Pada Amine Mixer

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari Storage MDEA ( $M_{12}$ )		Menuju Kolom Absorber ( $M_{13}$ )	
MDEA 100 %	17100.000	MDEA 45 %	16746.931
Dari Water Process ( $M_{16}$ )		H <sub>2</sub> O	20468.471
H <sub>2</sub> O	20900.000	Tersisa dalam tangki ( $M_{14}$ )	
		MDEA 45 %	353.069
		H <sub>2</sub> O	431.529
<b>Total</b>	<b>38000.000</b>	<b>Total</b>	<b>38000.000</b>

### 6. Kolom Absorber (D-130)

Berfungsi untuk mengabsorpsi H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> yang terkandung dalam gas sintesis dengan menggunakan larutan MDEA.



Persamaan neraca massa total :

$$M_{10} + M_{14} = M_{15} + M_{16}$$

Keterangan:

$M_{10}$  = Massa gas sintesis masuk ke kolom Absorber

$M_{14}$  = Massa campuran larutan amine ke kolom Absorber

$M_{15}$  = Massa sweet gas keluar dari kolom Absorber

$M_{16}$  = Massa *Amine Rich* keluar dari kolom Absorber

Kondisi operasi Kolom Absorber:<sup>[15]</sup>

Temperatur : 58 °C = 331.15 K

Tekanan : 1063 psia = 72.33 atm

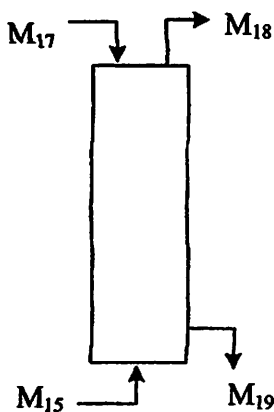
Rasio larutan amine : MDEA 45% dan air 55%

Tabel. 3.6 Neraca Massa Pada Kolom Absorber

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari <i>Shift Converter</i> ( $M_{10}$ )		Menuju <i>Slurry Reactor</i> ( $M_{15}$ )	
H <sub>2</sub>	1369.958	H <sub>2</sub>	1369.958
N <sub>2</sub>	232.206	N <sub>2</sub>	232.206
CO	19000.439	CO	19000.439
O <sub>2</sub>	142.586	O <sub>2</sub>	142.586
CH <sub>4</sub>	10.243	CH <sub>4</sub>	10.243
CO <sub>2</sub>	13563.694	CO <sub>2</sub>	2.713
H <sub>2</sub> S	154.032	H <sub>2</sub> O	996.024
H <sub>2</sub> O	996.024	Jumlah	21754.168
Jumlah	35469.181	Menuju <i>Recycle</i> ( $M_{16}$ )	
Dari <i>Amine Mixer</i> ( $M_{14}$ )		CO <sub>2</sub>	154.032
MDEA	16746.931	H <sub>2</sub> S	13560.981
H <sub>2</sub> O	20468.471	MDEA	16746.931
Jumlah	37215.402	H <sub>2</sub> O	20468.471
<b>Total</b>	<b>72684.584</b>	<b>Total</b>	<b>72684.584</b>

### 7. *Slurry Bubble Reaktor* (D-140)

Berfungsi sebagai tempat terjadinya gabungan antara reaksi sintesis metanol dan reaksi dehidrasi metanol menjadi DME.



Persamaan neraca massa total :

$$M_{15} + M_{17} = M_{18} + M_{19}$$



**Keterangan:**

$M_{15}$  = Massa sweet gas masuk ke *Slurry Bubble Reactor*

$M_{17}$  = Massa katalis masuk ke *Slurry Bubble Reactor*

$M_{18}$  = Massa gas hasil reaksi keluar dari *Slurry Bubble Reactor*

$M_{19}$  = Massa katalis keluar dari *Slurry Bubble Reactor*

**Kondisi operasi pada Slurry Reactor:**

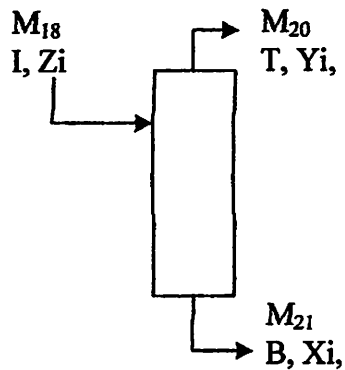
- Temperatur : 260°C = 533.15 K
- Tekanan : 5 mPa = 49.35 atm
- Katalis : Type = Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Catalyst loading ratio (= perbandingan berat katalis (kg) terhadap laju alir gas reaktan (kg/jam)) = 8.88 kg .<sup>[24]</sup>

**Tabel. 3.7 Neraca Massa Pada *Slurry Bubble Reactor***

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari Kolom Absorber ( $M_{15}$ )		Menuju <i>Flash Separator</i> ( $M_{18}$ )	
H <sub>2</sub>	232.206	H <sub>2</sub>	256.927
N <sub>2</sub>	2.713	N <sub>2</sub>	232.206
CO	1369.958	CO	3420.079
O <sub>2</sub>	10.243	O <sub>2</sub>	142.586
CH <sub>4</sub>	142.586	CH <sub>4</sub>	10.243
CO <sub>2</sub>	19000.439	CO <sub>2</sub>	8162.766
H <sub>2</sub> O	996.024	CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	8531.818
<b>Jumlah</b>	<b>21754.168</b>	CH <sub>3</sub> OH	1.187
		H <sub>2</sub> O	996.357
		<b>Jumlah</b>	<b>21754.168</b>
Dari Tangki Katalis ( $M_{17}$ )		Ke Pengolahan Limbah ( $M_{19}$ )	
DMK-110	2.036	DMK-110	2.036
MK-121	6.786	MK-121	6.786
Mineral Oil (Parafin)	43697.015	Mineral Oil	43697.015
<b>Total</b>	<b>65460.005</b>	<b>Total</b>	<b>65460.005</b>

## 8. Flash Separator (D-150)

Berfungsi untuk memisahkan komponen cair dan gasnya.



Persamaan neraca massa total :

$$M_{18} = M_{20} + M_{21}$$

Keterangan:

$M_{18}$  = Massa fresh gas hasil reaksi masuk ke *Flash Separator*

$M_{20}$  = Massa produk atas keluar dari *Flash Separator*

$M_{21}$  = Massa produk bawah keluar dari *Flash Separator*

Kondisi operasi pada *Flash Separator*:

Temperatur : -10 °C = 228.15 K

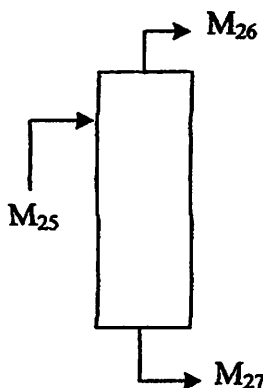
Tekanan : 71 bar = 70 atm

Tabel 3.8.3 Neraca Massa Pada *Flash Separator*

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari <i>Slurry Reactor</i> ( $M_{21}$ )		Menuju <i>Storage CO<sub>2</sub></i> ( $M_{22}$ )	
H <sub>2</sub>	256.927	H <sub>2</sub>	256.927
N <sub>2</sub>	232.206	N <sub>2</sub>	232.206
CO	3420.079	CO	3420.079
O <sub>2</sub>	142.586	O <sub>2</sub>	142.586
CH <sub>4</sub>	10.243	CH <sub>4</sub>	10.243
CO <sub>2</sub>	8162.766	CO <sub>2</sub>	8162.766
CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	8531.818	CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	<del>2167.559</del>
CH <sub>3</sub> OH	1.187		
H <sub>2</sub> O	996.357		
Jumlah	21754.168	Jumlah	14392.360
		Menuju Kolom <i>Destilasi</i> ( $M_{23}$ )	
		CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	<del>6364.258</del>
		CH <sub>3</sub> OH	1.187
		H <sub>2</sub> O	996.357
		Jumlah	7683.998
<b>Total</b>	<b>21754.168</b>	<b>Total</b>	<b>21754.168</b>

### 9. Kolom Destilasi (D-160)

Berfungsi untuk memisahkan produk DME dari metanol dan air.



Persamaan neraca massa total :

$$M_{25} = M_{26} + M_{27}$$

Keterangan:

$M_{25}$  = Massa feed masuk ke Kolom Destilasi

$M_{26}$  = Massa produk atas keluar dari Kolom Destilasi

$M_{27}$  = Massa produk bawah keluar dari Kolom Destilasi

Kondisi Operasi pada Kolom Destilasi:

$P_{\text{operasi}}$  = 30 atm = 440.877 psia

Suhu feed masuk Destilasi = 29.55 °C = 302.70 K

Suhu produk atas Destilasi = 12.51 °C = 285.66 K

Suhu produk bawah Destilasi = 221.30 °C = 494.45 K

#### Neraca Massa Pada Destilasi

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
Dari Destilasi I ( $M_{25}$ )		Menuju Storage DME ( $M_{26}$ )	
CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	6364.258	CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	6313.131
CH <sub>3</sub> OH	1.187	Jumlah	6313.131
H <sub>2</sub> O	996.357	Menuju WWT ( $M_{27}$ )	
Jumlah	7683.998	CH <sub>3</sub> OCH <sub>3</sub>	51.127
		CH <sub>3</sub> OH	1.187
		H <sub>2</sub> O	996.357
		Jumlah	1370.867
<b>Total</b>	<b>7683.998</b>	<b>Total</b>	<b>7683.998</b>

Maka jumlah DME yang terbentuk adalah 6313.131 kg/jam dengan kemurnian 99.19% dari jumlah bahan baku TKKS sebanyak 32016.261 kg/jam untuk kapasitas produksi 50.000 ton/tahun.

## BAB IV NERACA PANAS

Di pabrik Dimetil Eter ini, tidak semua peralatan mengalami interaksi panas. Oleh karena itu, perhitungan neraca panas (energi) hanya dikerjakan pada peralatan yang mengalami interaksi panas.

Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun = 6313.131 kg/jam

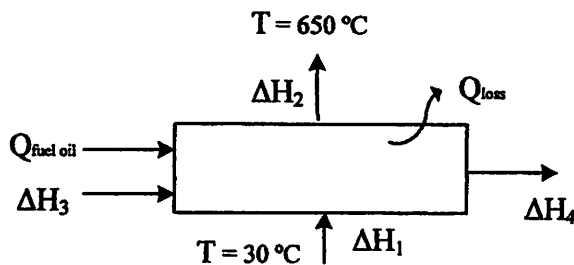
Waktu operasi : 330 hari/tahun ; 24 jam/hari

Suhu referensi : 25 °C = 289.15 K

Satuan : kkal/jam

### 1. Furnace (Q-119)

Fungsi: Untuk mengontakkan udara dengan bahan bakar sehingga menghasilkan udara dari suhu 30 °C menjadi suhu 650 °C sebelum udara menuju gasifier.



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_1 + \Delta H_3 + Q_{\text{Fuel oil}} = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas udara masuk tube furnace

$\Delta H_2$  = panas udara keluar furnace

$\Delta H_3$  = panas udara masuk shell furnace

$Q_{\text{Fuel oil}}$  = panas yang diberikan fuel oil

$\Delta H_4$  = panas flue oil keluar furnace

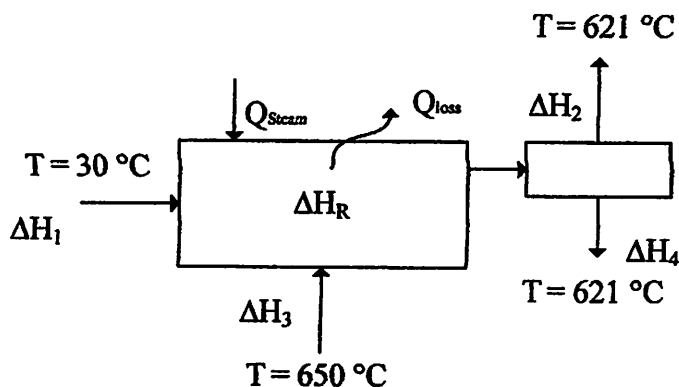
$Q_{\text{loss}}$  = panas yang hilang

**Tabel 4.1 Neraca Panas pada Furnace**

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	76955.561	$\Delta H_2$	9977079.864
$\Delta H_3$	2677.425	$Q_{\text{loss}}$	3847.778
$Q_{\text{Fuel oil}}$	10261446.612	$\Delta H_4$	360151.957
<b>Total</b>	<b>10341079.599</b>	<b>Total</b>	<b>10341079.599</b>

## 2. Gasifier Reactor (R-110)

Fungsi: Untuk membakar Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) sehingga menjadi gas sintesis untuk dikonversikan menjadi Dimetil Eter (DME).



Neraca panas total :  $\Delta H_1 + \Delta H_3 + Q_{\text{Steam}} = \Delta H_2 + \Delta H_4 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}}$

Dimana :

- $\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada TKKS masuk ke Gasifier
- $\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar dari Gasifier
- $\Delta H_3$  = panas yang terkandung pada udara masuk ke Gasifier
- $\Delta H_4$  = panas yang terkandung pada abu keluar dari Gasifier
- $\Delta H_R$  = panas reaksi pada Gasifier
- $Q_{\text{loss}}$  = panas yang hilang
- $Q_{\text{Steam}}$  = panas yang dibawa steam masuk gasifier

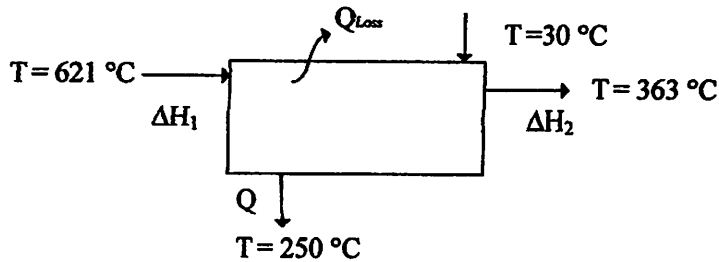
**Tabel 4.2 Neraca Panas pada Gasifier**

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	94055.293	$\Delta H_2$	10361762.993
$\Delta H_3$	9977079.864	$\Delta H_4$	7396488.221
$Q_{\text{Steam}}$	30641300.367	$Q_{\text{loss}}$	503556.758
$\Delta H_R$	-22450627.551		
<b>Total</b>	<b>18261807.972</b>	<b>Total</b>	<b>18261807.972</b>



### 3. Cooler I (E-122)

Fungsi: Untuk mendinginkan gas sintesis dari suhu 621 °C menjadi 363 °C.



Neraca panas total :  $\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q + Q_{Loss}$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk ke Cooler I

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar dari Cooler I

$Q$  = panas yang diserap oleh air pendingin

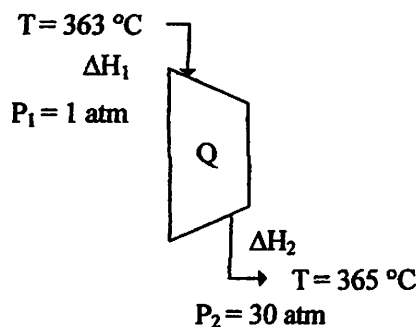
$Q_{loss}$  = panas yang hilang

**Tabel 4.3 Neraca Panas pada Cooler I**

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	10361762.993	$\Delta H_2$	5710573.133
		$Q$	4133101.711
		$Q_{loss}$	518088.150
<b>Total</b>	<b>10361762.993</b>	<b>Total</b>	<b>10361762.993</b>

### 4. Kompresor I (G-123)

Fungsi: Untuk menaikkan tekanan gas sintesis yang keluar dari Cooler I dari 0.99 atm menjadi 30 atm sebelum masuk *Shift Converter*.



Neraca panas total :  $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk kompresor I

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar kompresor I

$Q$  = panas dari kompresor

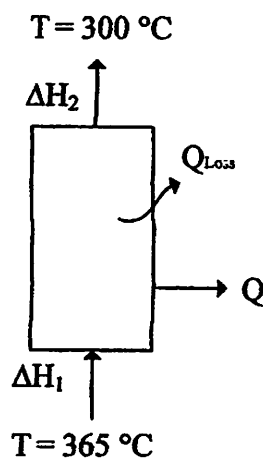
Tabel 4.4 Neraca Panas pada Kompresor I

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	5710573.133	$\Delta H_2$	5763973.898
Q	53400.766	-	
<b>Total</b>	<b>5763973.898</b>	<b>Total</b>	<b>5763973.898</b>

### 5. Shift Converter (R-120)

Fungsi: Untuk mengubah mayoritas dari CO, ketika direaksikan dengan H<sub>2</sub>O menjadi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> melalui reaksi *water-gas shift*.

Basis : 1 hari



Neraca panas total :  $\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q + Q_{Loss}$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk ke *Shift Converter*

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar dari *Shift Converter*

$\Delta H_R$  = panas reaksi

Q = panas yang dikeluarkan oleh coil pemanas (steam)

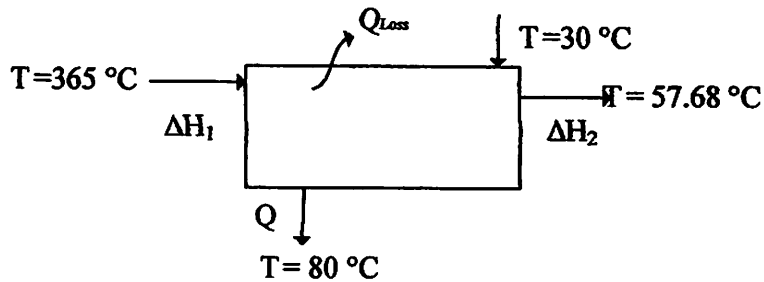
$Q_{loss}$  = panas yang hilang

Tabel 4.5 Neraca Panas pada *Shift Converter*

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	5710573.133	$\Delta H_2$	3701752.725
$\Delta H_R$	-3120208.558	Q	-1396916.806
		$Q_{loss}$	285528.657
<b>Total</b>	<b>2590364.575</b>	<b>Total</b>	<b>2590364.575</b>

### 6. Cooler II (E-131)

Fungsi: Untuk mendinginkan gas sintesis yang keluar dari *Shift Converter* sebelum masuk kompresor II.



Neraca panas total :  $\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q + Q_{Loss}$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk ke Cooler II

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar dari Cooler II

$Q$  = panas yang diserap oleh air pendingin

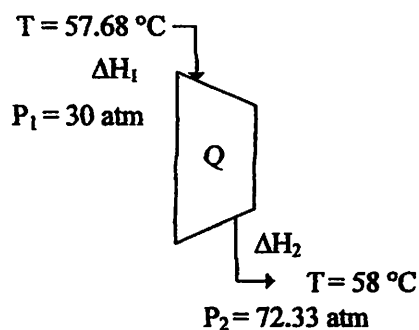
$Q_{loss}$  = panas yang hilang

**Tabel 4.6 Neraca Panas pada Cooler II**

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	3701752.725	$\Delta H_2$	421253.345
		$Q$	3095411.744
		$Q_{loss}$	185087.636
<b>Total</b>	<b>3701752.725</b>	<b>Total</b>	<b>3701752.725</b>

### 7. Kompresor II (G-132)

Fungsi: Untuk menaikkan tekanan gas sintesis yang keluar dari Cooler II dari 30 atm menjadi 72.33 atm.



Neraca panas total :  $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk kompressor II

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar kompressor II

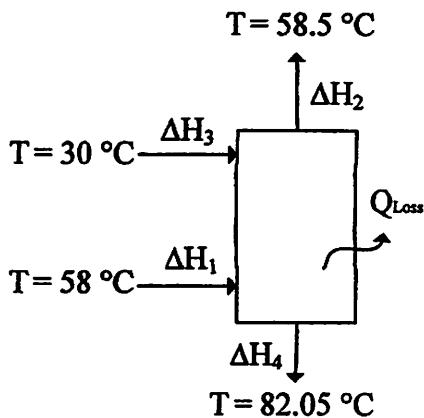
Q = panas dari kompressor II

**Tabel 4.7 Neraca Panas pada Kompresor II**

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	421253.345	$\Delta H_2$	427182.979
Q	5929.634		
<b>Total</b>	<b>427182.979</b>	<b>Total</b>	<b>427182.979</b>

### 8. Kolom Absorber (D-130)

Fungsi: untuk mengabsorpsi  $H_2S$  dan  $CO_2$  yang terkandung dalam gas sintesis dengan menggunakan larutan MDEA.



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{\text{Loss}}$$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada gas sintesis kotor masuk *Absorber*

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada sweet gas keluar *Absorber*

$\Delta H_3$  = panas yang terkandung pada larutan amine masuk *Absorber*

$\Delta H_4$  = panas yang terkandung pada larutan amine keluar *Absorber*

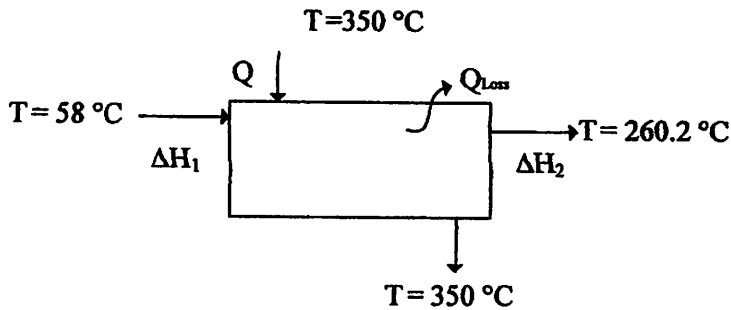
$Q_{\text{loss}}$  = panas yang hilang dalam *Absorber*

**Tabel 4.8 Neraca Panas Pada Kolom Absorber**

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	427182.979	$\Delta H_2$	335280.949
$\Delta H_3$	266109.971	$\Delta H_4$	323347.354
		Qloss	34664.647
<b>Total</b>	<b>693292.950</b>	<b>Total</b>	<b>693292.950</b>

### 9. Preheater (E-141)

Fungsi: Untuk memanaskan hasil atas (*sweet gas*) kolom absorber dari suhu 58°C menjadi 260°C sebelum *sweet gas* masuk ke dalam *Slurry Reaktor*.



Neraca panas total :  $\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + Q_{\text{Loss}}$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada *sweet gas* masuk *Preheater*

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada *sweet gas* keluar *Preheater*

$Q$  = panas yang terkandung dalam steam masuk *Preheater*

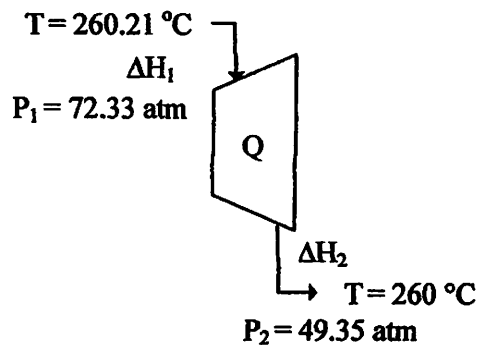
$Q_{\text{loss}}$  = panas yang hilang

Tabel 4.9 Neraca Panas pada Preheater

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	268536.113	$\Delta H_2$	1940476.465
$Q_{\text{steam}}$	1685367.158	$Q_{\text{loss}}$	13426.806
<b>Total</b>	<b>1953903.271</b>		<b>1953903.271</b>

### 10. Expander I (G-142)

Fungsi: Untuk menurunkan tekanan *sweet gas* yang keluar kolom absorber dari 72.33 atm menjadi 49.35 atm sebelum menuju reactor slurry.



Neraca panas total :  $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk *Expander I*

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar *Expander I*

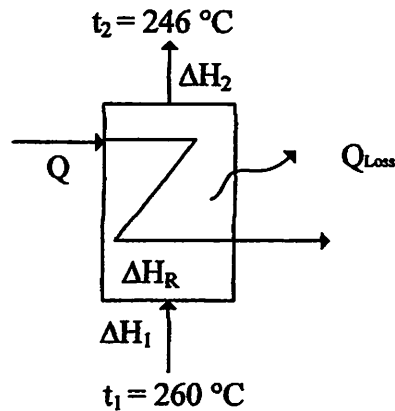
$Q$  = panas dari *Expander I*

**Tabel 4.10 Neraca Panas pada *Expander I***

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	2388552.397	$\Delta H_2$	2384784.848
$Q$	-3767.549	-	
<b>Total</b>	<b>2384784.848</b>	<b>Total</b>	<b>2384784.848</b>

### 11. *Slurry Bubble Reactor (R-140)*

Fungsi: Untuk mengkonversi sweet gas menjadi DME.



Neraca panas total :  $\Delta H_1 + \Delta H_R + Q = \Delta H_2 + Q_{Loss}$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada sweet gas masuk *Slurry Bubble Reactor*

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada sweet gas keluar *Slurry Bubble Reactor*

$\Delta H_R$  = panas reaksi

$Q$  = panas yang terkandung dalam air pendingin

$Q_{loss}$  = panas yang hilang

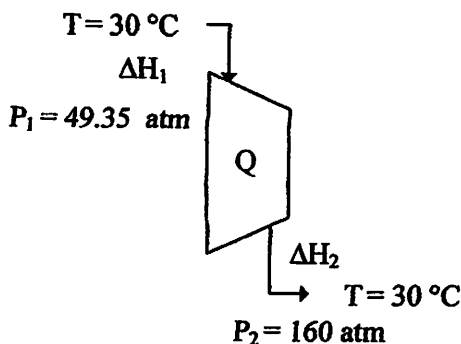
**Tabel 4.11 Neraca Panas pada *Slurry Bubble Reactor***

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	2384784.848	$\Delta H_2$	1090898.050
$\Delta H_R$	-32716.203	$Q_{loss}$	119239.242
$Q$	-1141931.352		
<b>Total</b>	<b>1210137.293</b>	<b>Total</b>	<b>1210137.293</b>



### 12. Kompresor III (G-151)

Fungsi: Untuk menaikkan tekanan gas produk dari 49.35 atm menjadi 160 atm.



Neraca panas total :  $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada produk bawah masuk kompresor III

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada produk bawah keluar kompresor III

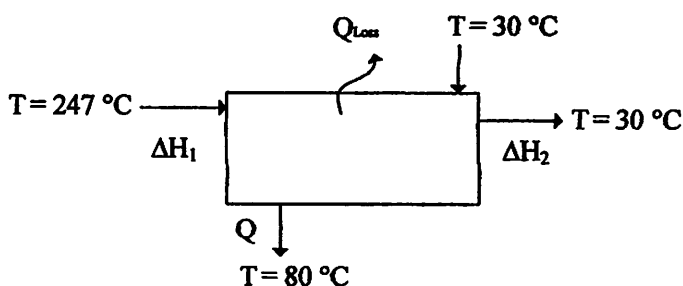
$Q$  = panas dari kompresor III

**Tabel 4.12 Neraca Panas pada Kompresor III**

Masuk	(kcal/jam)	Keluar	(kcal/jam)
$\Delta H_1$	1090898.050	$\Delta H_2$	1238963.557
$Q$	148065.507		
<b>Total</b>	<b>1238963.557</b>	<b>Total</b>	<b>1238963.557</b>

### 12. Cooler III (E-152)

Fungsi: Untuk mendinginkan gas produk dari suhu 260 °C menjadi 30 °C sebelum masuk *Flash Separator*



Neraca panas total :  $\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q + Q_{Loss}$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk ke Cooler III

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar dari Cooler III

$Q$  = panas yang diserap oleh air pendingin

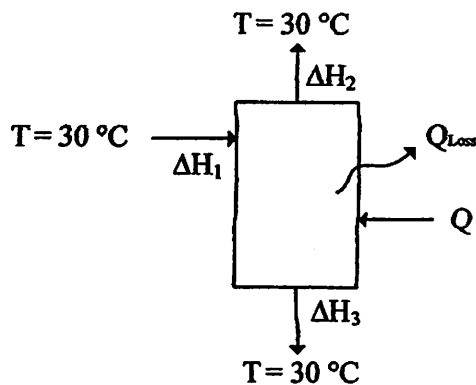
$Q_{loss}$  = panas yang hilang

**Tabel 4.13 Neraca Panas pada Cooler III**

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	1238963.557	$\Delta H_2$	23309.630
		Q	1153705.749
		$Q_{\text{loss}}$	61948.178
<b>Total</b>	<b>1238963.557</b>	<b>Total</b>	<b>1238963.557</b>

**13. Flash Separator (D-150)**

Fungsi : Untuk memisahkan komponen cair dan gasnya.



Neraca panas total :  $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + Q_{\text{Loss}}$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada feed masuk *Flash Separator*

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada produk atas keluar *Flash Separator*

$\Delta H_3$  = panas yang terkandung pada produk bawah keluar *Flash Separator*

Q = Panas yang diserap dari udara

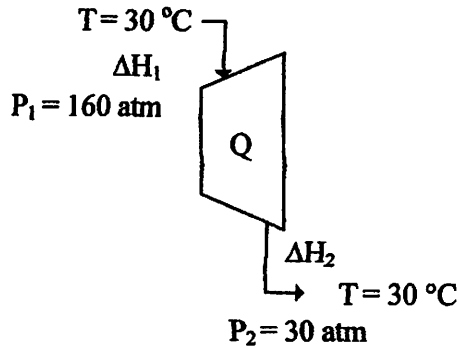
$Q_{\text{Loss}}$  = panas yang hilang di dalam *Flash Separator*

**Tabel 4.14 Neraca Panas pada Flash Separator**

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	23309.630	$\Delta H_2$	19821.286
Q	2928.030	$\Delta H_3$	5250.893
		$Q_{\text{loss}}$	1165.482
<b>Total</b>	<b>26237.660</b>	<b>Total</b>	<b>26237.660</b>

#### 14. Expander II (G-154)

Fungsi: Untuk menurunkan tekanan produk bawah *Flash Separator* dari 160 atm menjadi 30 atm sebelum menuju Kolom Destilasi.



Neraca panas total :  $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2$

Dimana :

$\Delta H_1$  = panas yang terkandung pada gas sintesis masuk *Expander II*

$\Delta H_2$  = panas yang terkandung pada gas sintesis keluar *Expander II*

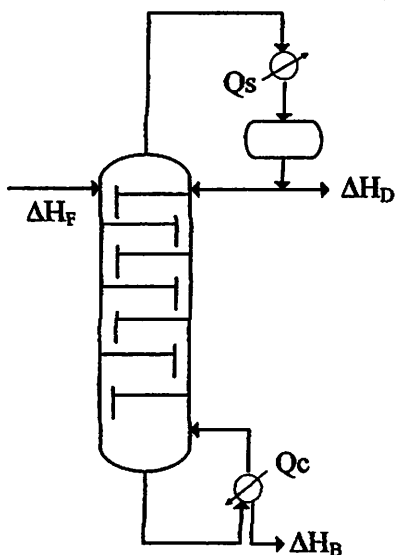
$Q$  = panas dari *Expander II*

Tabel 4.15 Neraca Panas pada *Expander II*

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_1$	5250.893	$\Delta H_2$	2270.329
$Q$	-2980.563	-	
<b>Total</b>	<b>2270.329</b>	<b>Total</b>	<b>2270.329</b>

#### 15. Kolom Destilasi (D-160)

Fungsi: Untuk memisahkan DME dari metanol dan air



Neraca panas total :  $\Delta H_F + Q_s = \Delta H_D + \Delta H_B + Q_C + \Delta H_{Loss}$

Dimana :

$\Delta H_F$  = panas yang terkandung pada feed masuk kolom destilasi

$\Delta H_D$  = panas yang terkandung pada produk destilat keluar kolom destilasi

$\Delta H_B$  = panas yang terkandung pada produk bawah keluar kolom destilasi

$Q_s$  = panas yang diserap oleh steam

$Q_{Loss}$  = panas yang hilang

**Tabel 4.16 Neraca Panas pada Kolom Destilasi**

Masuk	(kkal/jam)	Keluar	(kkal/jam)
$\Delta H_F$	4783.525	$\Delta H_D$	-7298.745
$Q_s$	70246.953	$\Delta H_B$	93175.189
		$Q_c$	-14597.489
		$Q_{loss}$	3751.524
<b>Total</b>	<b>75030.479</b>	<b>Total</b>	<b>75030.479</b>

**BAB V**  
**SPESIFIKASI PERALATAN**

**1. Storage Tandan Kosong Kelapa sawit (F-111)**

**Tabel 5.1 Spesifikasi Gudang TKKS**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. kode	F-111
Fungsi	Menyimpan TKKS yang sebagai bahan baku
Tipe	Gudang
Volume	4482.277 m <sup>3</sup>
Bahan konstruksi	Dinding bata beton dengan atap seng dan tiang beton
Waktu simpan	7 hari
Ukuran	
Panjang	10 m
Lebar	10 m
Tinggi	5 m
Jumlah	1 buah

**2. Belt Conveyor I (J-112A)**

**Tabel 5.2 Spesifikasi Belt Conveyor**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. kode	J-112A
Fungsi	Mengangkut TKKS dari gudang pemnyimpanan ke EFB Shredder I
Tipe	Trought belt on 15° idler
Kapasitas	38.420 ton/jam
Kapasitas maksimal	44 ton/jam
Bahan konstruksi	Carbon steel
Panjang belt	25 m
Lebar belt	0.4 m
Luas Area	0.14 ft <sup>2</sup>
Kecepatan belt	53.263 ft/min
Daya motor	2 hp
Jumlah	1 buah

### 3. EFB Shredder I (C-113A)

**Tabel 5.3 Spesifikasi EFB Shredder**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. kode	C-113A
Fungsi	Untuk memecahkan dan mencacah TKKS yang akan masuk ke EFB Shredder II dengan ukuran $\pm 50$ mm.
Tipe	Shredder
Kapasitas	32.016 ton/jam
Bahan konstruksi	Carbon steel
Power motor	107 hp
Jumlah	1 buah

### 4. EFB Shredder II (C-113B)

**Tabel 5.4 Spesifikasi EFB Shredder**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. kode	C-113B
Fungsi	Untuk memecahkan dan mencacah TKKS yang akan masuk ke EFB Shredder II dengan ukuran $\pm 50$ mm.
Tipe	Shredder
Kapasitas	30.952 ton/jam
Bahan konstruksi	Carbon steel
Power motor	103.2 hp
Jumlah	1 buah



## 5. Bucket Elevator (J-112B)

**Tabel 5.5 Spesifikasi Bucket Elevator**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. kode	J-112B
Fungsi	Mengangkut TKKS cacahan ke tangki penampung
Tipe	Centrifugal-Discharge Bucket on Belt Elevator
Kapasitas	37.143 ton/jam
Kapasitas maksimal	45 ton/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-285 grade B
Kecepatan Bucket	43 rpm
Ukuran bucket	( 10 × 6 × 6 1/4 )
Jarak antar Bucket	0.4064 m
Tinggi Bucket	0.635 m
Lebar Bucket	0.279 m
Size of lump handle	0.032 m
Head shaft	43 rpm
Hp required at head shaft	3 hp
Diameter Shaft	
head	0.049 m
tail	0.043 m
Diameter Pulley	
head	0.508 m
tail	0.406 m
Efisiensi motor	80%
Jumlah	1 buah

## 6. Bin TKKS (F-115A)

**Tabel 5.6 Spesifikasi Bin TKKS**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. kode	F-112
Fungsi	Menampung TKKS sebelum masuk ke gasifier
Tipe	Tangki berbentuk silinder vertikal, tidak tertutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk conical dished dengan sudut puncak 120°
Volume total	910.8488 ft <sup>3</sup>
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 Grade B
Waktu simpan	1 jam
Tipe sambungan	Double welded but joint
Jenis tutup bawah	Conical
ID shell	101.75 in
OD shell	102 in
Tinggi shell	203.50 in
Tebal shell	2/16 in
Tinggi tutup bawah	30.87 in
Tebal tutup bawah	2/16 in
Tinggi Tangki	234.37 in
Jumlah	1 buah

## 7. Screw Conveyor (J-112C)

**Tabel 5.7 Spesifikasi Screw Conveyor**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	J-112C
Fungsi	Mendorong TKKS cacahan ke gasifier
Tipe	Horizontal Screw Conveyor with Bin Gate & plain Discharge Opening
Kapasitas	37.143 ton/jam
Kapasitas maksimal	40 ton/jam
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-285 grade B
Kecepatan Conveyor	46 rpm
Diameter flights	16 in
Diameter pipa	3.5 in
Diameter shaft	3 in
Max size of lump handle	2.5 in
Hanger center	12 ft
Panjang	30 ft
Hp at motor 30 ft	4hp
Jumlah	1 buah

## 8. Storage Bahan Bakar (F-115B)

**Tabel 5. 8 Spesifikasi Storage Bahan Bakar**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-115B
Fungsi	Untuk menyimpan bahan bakar yang akan dipakai di furnace
Tipe	Dome Roof (Tangki silinder tegak dengan tutup berbentuk standard dished)
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA 113 grade C
Tipe Pengelasan	Double Welding Butt Joint
Volume tangki ( $V_T$ )	41242.041 ft <sup>3</sup>
Diameter tangki ( $d_i$ )	383.64 in
Tebal Silinder ( $t_s$ )	5/16 in
Tinggi Silinder ( $L_s$ )	575.45 in
Tebal Tutup Bawah ( $t_{ha}$ )	5/16 in
Tinggi Tutup Bawah ( $h_a$ )	64.83 in
Tinggi Tangki ( $H$ )	640.29 in
Jumlah	1 buah

## 9. Pompa Bahan Bakar (L-116)

**Tabel 5.9 Spesifikasi Pompa Bahan Bakar**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-116
Fungsi	Memompa bahan bakar dari storage bahan bakar ke furnace
Tipe	Centrifugal Pump
Jumlah stage	Single stage
Kecepatan putaran	3500 rpm
Effisiensi	0.80
Daya pompa	1 hp
Diameter dalam pipa	0.9570 in
Diameter luar pipa	1.3150 in
Kapasitas pompa	5.7132 gpm
Bahan konstruksi	Carbon Steel
Jumlah	1 buah

## 10. Filter Udara (H-117)

**Tabel 5.10 Spesifikasi Filter Udara**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	H-117
Fungsi	Menyaring udara yang masuk dari kotoran & debu sebelum masuk ke blower
Tipe	Filter medium viscous Cleanable dengan bentuk flat
Kapasitas	1000 ft <sup>3</sup> /menit
Ukuran	38 × 15 ft
Effisiensi	60%
Power motor	8 hp
Jumlah	32 buah

## 11. Blower Udara (G-118)

**Tabel 5.11 Spesifikasi Blower Udara**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. kode	G-118
Fungsi	Menghembuskan udara menuju ke furnace
Type	Centrifugal blower
Bahan Konstruksi	Carbon steel steel SA 135 Grade M
Efisiensi motor	85%
Power motor	37 Hp
Jumlah	32 buah

## 12. Furnace (Q-119)

**Tabel 5.12 Spesifikasi Furnace**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. kode	Q-119
Fungsi	Untuk memanaskan udara dari suhu 30 menjadi 650 yang akan dipakai di gasifier
Tipe	Thermal direct fire heater dengan bahan bakar fuel oil
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316
Kapasitas	2274.58 lb/menit
Tebal refractory brick ( $X_{RB}$ )	17 in
Tebal isolasi	5.3 in
Jumlah	1 buah

### 13. Reaktor Gasifier (R-110)

Tabel 5.13 Spesifikasi Reaktor Gasifier

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	R-110
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari TKKS menjadi Syngas yang mengandung CO dan H <sub>2</sub>
Tipe	Bubbling Fluidized Bed Reaktor Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berupa konis dengan $\alpha$ 120
Bahan konstruksi	Stainless steel, SA-167
Tipe pengelasan	Double welded butt joint
Kapasitas reaktor	9185.92 kg/jam
Dimensi Reaktor:	
Diameter tangki (di)	39.63 in
Diameter luar (OD)	40 in
Tebal silinder (ts)	3/16 in
Tinggi silinder (Ls)	79.25 in
Tebal tutup atas (t <sub>ha</sub> )	3/16 in
Tinggi tutup atas (h <sub>a</sub> )	6.25 in
Tebal tutup bawah (t <sub>hb</sub> )	3/16 in
Tinggi tutup bawah (h <sub>b</sub> )	11.44 in
Jumlah	22 buah

### 14. Cooler I (E-122)

Tabel 5.14 Spesifikasi Cooler I

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-122
Fungsi	Untuk menurunkan suhu gas sintesis yang keluar Gasifier Reactor dari suhu 621 °C menjadi 363 °C sebelum menuju Shift Converter
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan konstruksi	Carbon steel
Steam yang digunakan	268971.978 kg/jam
Bagian shell	
IDs	19.25 in

n'	2
de	$\frac{3}{4}$ in
B	4 in
c'	0.19 in
Bagian Tube	
do	$\frac{3}{4}$ in
di	0.620 in
a'	0.302 in <sup>2</sup>
a''	0.1963 ft <sup>2</sup> /ft
l	12 ft
n	4
P <sub>T</sub>	$\frac{15}{16}$ in
C'	$\frac{3}{16}$ in
Susunan	segitiga
BWG	10

### 15. Kompresor I (G-123)

Tabel 5.15 Spesifikasi Kompresor I

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	G-123
Fungsi	Menaikkan tekanan gas syntesis sebelum masuk Shift Converter
Tipe	Centrifugal Compressor
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Kapasitas	43081.789 kg/jam
Ws	73669 kW
Efisiensi motor	90%
Daya (P <sub>motor</sub> )	109769 Hp
Jumlah	1 buah



## 16. Reaktor Shift Converter (R-120)

**Tabel 5. 16 Spesifikasi Reaktor Water Gas Shift**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	R-120
Fungsi	Untuk mengkonversi CO dan H <sub>2</sub> O menjadi H <sub>2</sub> dan CO <sub>2</sub>
Tipe	Multitube Fixed Bed Reaktor
Bahan konstruksi	High Alloy SA 240 Grade M Tipe 316
Bagian Shell	
DO	102 in
ID	101.63 in
ts	32/16 in
tha = thb	57/16 in
L	5773.147 in
Jumlah	1 buah
Bagian tube	
DO	1.5 in
ID	1.4 in
P <sub>T</sub>	6,96 in
IDS	9.19 in
Nt	51 buah

## 17. Cooler II (E-131)

**Tabel 5.17 Spesifikasi Cooler II**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-122
Fungsi	Untuk menurunkan suhu gas sintesis yang keluar Shift Converter dari suhu 362 °C menjadi 57.7 °C sebelum menuju Kolom Absorber
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan konstruksi	Carbon steel
Steam yang digunakan	1082477.913 kg/jam
Bagian shell	
IDs	23.25 in
n'	2
de	¾ in

B	19 in
c'	0.50 in
Bagian Tube	
do	$\frac{3}{4}$ in
di	0.482 in
a'	0.1820 in <sup>2</sup>
a''	0.1963 ft <sup>2</sup> /ft
l	20 ft
n	4
P <sub>T</sub>	1 $\frac{4}{16}$ in
Susunan	segitiga
BWG	10

### 18. Kompresor II (G-132)

Tabel 5.18 Spesifikasi *Kompresor II*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	G-132
Fungsi	Menaikkan tekanan gas sintesis sebelum masuk Kolom <i>Absorber</i>
Tipe	Centrifugal Compressor
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Kapasitas	43081.789 kg/jam
Ws	1503 kW
Efisiensi motor	90%
Daya (P <sub>motor</sub> )	2240 Hp
Jumlah	1 buah

**19. Storage MDEA (F-133)****Tabel 5.19 Spesifikasi Storage MDEA**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. kode	F-133
Fungsi	Menyimpan MDEA yang akan digunakan dalam proses absorpsi
Tipe	Dome Roof (tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dan alas datar)
Bahan konstruksi	Carbon steel SA 113 grade C
Tipe pengelasan	Double welded butt joint
Kapasitas Tangki	38000.00 kg/jam
Dimensi Tangki:	
Diameter tangki (di)	393.71 in
Tebal silinder (ts)	$\frac{3}{8}$ in
Tinggi silinder (Ls)	590.57 in
Tebal tutup atas (t <sub>ha</sub> )	$\frac{3}{8}$ in
Tinggi tutup atas (h <sub>a</sub> )	66.54 in
Tinggi tangki (H)	657.11 in
Jumlah	5 buah

**20. Pompa MDEA (L-134)****Tabel 5.20 Spesifikasi Pompa MDEA**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. kode	L-134
Fungsi	Memompa bahan bakar dari storage bahan bakar ke furnace
Tipe	Centrifugal Pump
Jumlah stage	Single stage
Kecepatan putaran	3500 rpm
Effisiensi	0.65
Daya pompa	32 hp
Diameter dalam pipa	4.8590 in
Diameter luar pipa	5.5630 in
Kapasitas pompa	162.1661 gpm
Bahan konstruksi	Carbon Steel
Jumlah	2 buah

## 21. Amine Mixer (M-135)

Tabel 5.21 Spesifikasi Pompa MDEA

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	M-135
Fungsi	Tempat pengenceran larutan MDEA 100% menjadi 45 % dengan air proses 55 % sebelum masuk absorber
Tipe	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk srtandard dished dan tutup bawah berbentuk conical 120 ° yang dilengkapi dengan pengaduk
Bahan konstruksi	<i>High alloy steel SA - 240 grade B</i>
Type pengelasan	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Volume tangki ( $V_T$ )	1179.8002 ft <sup>3</sup>
Diameter tangki ( $D_T$ )	119.75 in
Diameter Luar ( $D_o$ )	120 in
Tebal Silinder ( $t_s$ )	2/16 in
Tinggi Silinder ( $L_s$ )	14.97 in
Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )	2/16 in
Tinggi Tutup Atas ( $h_a$ )	20.24 in
Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )	2/16 in
Tinggi Tutup Bawah ( $h_b$ )	34.57 in
Jumlah	1 buah
Dimensi Pengaduk	
Diameter ( $D_a$ )	1.2167 m
Lebar ( $W$ )	0.2433 m
Panjang ( $L$ )	0.3042 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki ( $C$ )	1.0138 m
Lebar Baffle ( $J$ )	0.2535 m
Jenis Pengaduk	<i>Flat Six Blade Turbin with disk and 4 baffle</i>
Jumlah pengaduk	1 buah
Daya Pengaduk	2 hp

## 22. Pompa Larutan Amine (L-136)

**Tabel 5.22 Spesifikasi Pompa Larutan Amine**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-134
Fungsi	Mengalirkan larutan amine dari amine mixer ke kolom absorber
Tipe	<i>Reciprocating Pump</i>
Jumlah stage	<i>Single stage</i>
Kecepatan putaran	3500 rpm
Effisiensi	0.65
Daya pompa	2 hp
Diameter dalam pipa	4.8590 in
Diameter luar pipa	5.5630 in
Kapasitas pompa	235.3466 gpm
Bahan konstruksi	Carbon Steel
Jumlah	3 buah

## 23. Kolom Absorber (D-130)

**Tabel 5.23 Spesifikasi Kolom Absorber**

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	D-130
Fungsi	Untuk mengabsorpsi CO <sub>2</sub> dan H <sub>2</sub> S dari gas sintesis sebelum masuk slurry reaktor untuk sintesa DME
Tipe	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dished</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-240 Grade A type 410</i>
Tipe pengelasan	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Jumlah tray	6 buah
Diameter tangki (D <sub>T</sub> )	77.38 in
Diameter Luar (D <sub>o</sub> )	84 in
Tebal silinder (ts)	3.3/8 in
Tinggi Silinder (Ls)	120 in
Tebal Tutup Atas (tha= thb)	5 1/16 in
Tinggi Tutup Atas (ha=hb)	13.08
Tinggi tangki (H)	146.15
Jumlah	1 buah

## 24. Preheater (E-141)

Tabel 5.14 Spesifikasi *Preheater*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-141
Fungsi	Untuk menaikkan suhu <i>sweet gas</i> yang keluar Kolom Absorber dari suhu 58 °C menjadi 260 °C sebelum menuju Reaktor Sintesa DME
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan konstruksi	Carbon steel
Steam yang digunakan	268971.978 kg/jam
Bagian shell	
$A_n$	1.19 in <sup>2</sup>
$d_e$	0.915 in
$d_e'$	0.4 in
Bagian Tube	
$A_p$	1.5 in <sup>2</sup>
$d_i$	1.38 in
$d_o$	1.66 in
$a''$	0.435 ft <sup>2</sup> /ft
$l$	120 ft

## 25. Expander I (G-142)

Tabel 5.25 Spesifikasi *Expander I*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	G-142
Fungsi	Untuk menurunkan tekanan gas sintesis yang keluar kolom absorber dari 72.33 atm menjadi 49.35 atm sebelum menuju reaktor slurry
Tipe	Axial
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Kapasitas	26.3852 lb/detik
$W_s$	5.13 kW
Efisiensi motor	35 %
Daya ( $P_{motor}$ )	19.64 Hp
Jumlah	1 buah

## 26. Tangki Katalis (F-143)

Tabel 5. 26 Spesifikasi Tangki *Reservoir* Katalis

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-143
Fungsi	Untuk tempat menampung katalis sebelum masuk <i>reactor slurry</i>
Tipe	Tangki berbentuk silinder vertikal, tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dished</i>
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA 113 grade C
Tipe Pengelasan	Double Welding Butt Joint
Volume tangki ( $V_T$ )	25329.521ft <sup>3</sup>
Diameter tangki ( $d_i$ )	239.63 in
Diameter dalam ( $d_o$ )	240 in
Tebal Silinder ( $t_s$ )	3/16 in
Tinggi Silinder ( $L_s$ )	958.50 in
Tebal Tutup Bawah ( $t_{ba}$ )	3/16 in
Tinggi Tutup Bawah ( $h_a$ )	54.05 in
Tinggi Tangki ( $H$ )	1039.49 in
Jumlah	1 buah

## 27. Reaktor Sintesa DME (R-140)

Lihat BAB VI (PERANCANGAN ALAT UTAMA)

Dirancang oleh : DINA DE JESUS BRANCO – 08 14 905

## 28. Cooler III (E-151)

Tabel 5.28 Spesifikasi *Cooler* III

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-151
Fungsi	mendinginkan gas produk sebelum masuk <i>Flash Sepa</i>
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan konstruksi	Carbon steel
Steam yang digunakan	21754.168 kg/jam
Bagian shell	
IDs	19.25 in
n'	2
de	¾ in

B	4 in
c'	0.19 in
Bagian Tube	
do	$\frac{3}{4}$ in
di	0.620 in
a'	$0.302 \text{ in}^2$
a''	$0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$
l	12 ft
n	4
P <sub>T</sub>	$\frac{15}{16}$ in
C'	$\frac{3}{16}$ in
Susunan	segitiga
BWG	10

### 29. Kompresor III (G-152)

Tabel 5.29 Spesifikasi *Kompresor III*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	G-152
Fungsi	Menaikkan tekanan gas syntesis sebelum masuk Kolom <i>Absorber</i>
Tipe	Centrifugal Compressor
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Kapasitas	21754.168 kg/jam
Ws	1503 kW
Efisiensi motor	90%
Daya (P <sub>motor</sub> )	2240 Hp
Jumlah	1 buah

### 30. Flash Separator (D-150)

Tabel 5.30 Spesifikasi *Flash Separator*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	D-150
Fungsi	Untuk memisahkan komponen gas dan liquid
Tipe	Tangki berbentuk silinder vertikal, tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished
Bahan Konstruksi	SA-202 Grade A
Tipe Pengelasan	Double Welding Butt Joint
Volume tangki (V <sub>T</sub> )	$2840.904 \text{ ft}^3$



Diameter tangki (di)	118.25 in
Diameter dalam (do)	138 in
Tebal Silinder (ts)	10 in
Tinggi Silinder (Ls)	473 in
Tebal Tutup Bawah ( $t_{ha}$ )	11 <sup>10</sup> / <sub>16</sub> in
Tinggi Tutup Bawah ( $h_a$ )	44.02 in
Tinggi Tangki (H)	517.02 in
Jumlah	1 buah

### 31. Storage Produk Samping CO<sub>2</sub> (F-153)

Tabel 5.31 Spesifikasi Storage CO<sub>2</sub>

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-153
Fungsi	Untuk menampung produk samping CO <sub>2</sub>
Tipe	<i>Bullet tank</i> (Tangki berbentuk bola)
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 grade 3 tipe 304</i>
Volume gas	77.160 m <sup>3</sup>
Volume tangki ( $V_T$ )	92.592 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	110.5 in
Tebal bola (ts)	12.249 in
Jumlah	1 buah

### 32. Expander II (G-161)

Tabel 5.32 Spesifikasi Expander II

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	G-142
Fungsi	Untuk menurunkan tekanan gas sintesis yang keluar kolom absorber dari 72.33 atm menjadi 49.35 atm sebelum menuju reaktor slurry
Tipe	Axial
Bahan konstruksi	High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
Kapasitas	26.3852 lb/detik
Ws	5.13 kW

Efisiensi motor	35 %
Daya ( $P_{motor}$ )	19.64 Hp
Jumlah	2 buah

### 33. Kolom Destilasi (D-160)

Lihat BAB VI (PERANCANGAN ALAT UTAMA)

Dirancang oleh : IVAN ADI KURNIAWAN – 07 14 020

### 34. Reboiler (E-162)

Tabel 5.34 Spesifikasi *Reboiler*

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-162
Fungsi	Mengubah fase liquid sebagian komponen bottom produk destilasi menjadi fase uap
Tipe	Ketel Reboiler
Bahan konstruksi	Carbon steel
Bagian shell	
IDs	8 in
$n'$	1
de	$\frac{3}{4}$ in
B	4 in
$c'$	0.25 in
Bagian Tube	
do	$\frac{3}{4}$ in
di	0.620 in
$a'$	$0.302 \text{ in}^2$
$a''$	$0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$
l	12 ft
n	2
$P_T$	1 in
$C'$	$\frac{3}{16}$ in
Susunan	segitiga
BWG	16

## 35. Kondenser (D-163)

Tabel 5.35 Spesifikasi Kondensor

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	E-163
Fungsi	Mengubah fase uap DME menjadi liquid
Tipe	Horizontal condenser
Bahan konstruksi	Carbon steel
l	24 ft
Jumlah hair pin	1 buah
Ukuran DPHE	2 ½ × 1 ¼ IPS sch. 40
$a_{an}$	2.63 in <sup>2</sup>
$a_p$	1.50 in <sup>2</sup>
$d_c$	2.02 in
$d_c'$	0.81 in
$d_{op}$	1.66 in
$d_{ip}$	1.38 in
$a''$	0.435ft <sup>2</sup> /ft

## 36. Akumulator (F-164)

Tabel 5.36 Spesifikasi Akumulator

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-164
Fungsi	Menampung kondensat DME untuk sementara
Tipe	Horizontal vessel dengan head standard dished
Bahan konstruksi	Plate steel SA-283 Grade C
Tipe pengelasan	Double Welded Butt Joint
Diameter tangki ( $D_i$ )	59.63 in
Diameter Luar ( $D_o$ )	60 in
Tebal silinder (ts)	3/16 in
Tinggi Silinder (Ls)	178.88 in
Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}=t_{hb}$ )	3/16 in
Tinggi Tutup Atas ( $h_a=h_b$ )	10.077 in
Jumlah	1 buah

### 37. Pompa Produk DME (L-165)

Tabel 5.37 Spesifikasi Pompa Produk DME

Spesifikasi	Keterangan
No. kode	L-165
Fungsi	Memompa DME dari akumulator ke storage DME
Tipe	Centrifugal Pump
Jumlah stage	Single stage
Kecepatan putaran	3500 rpm
Effisiensi	0.80
Daya pompa	1 hp
Diameter dalam pipa	0.9570 in
Diameter luar pipa	1.3150 in
Kapasitas pompa	5.7132 gpm
Bahan konstruksi	Carbon Steel
Jumlah	1 buah

### 38. Storage Produk DME (F-166)

Tabel 5.38 Spesifikasi Storage DME

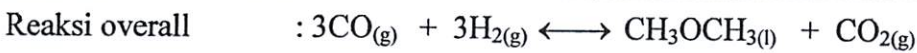
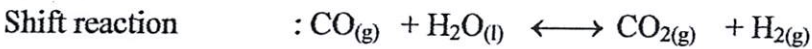
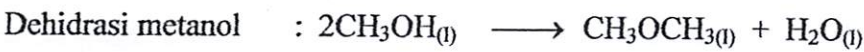
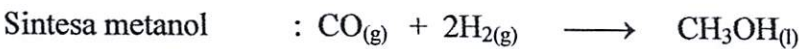
Spesifikasi	Keterangan
No. kode	F-166
Fungsi	Untuk menampung produk DME
Tipe	<i>Bullet tank</i> (Tangki berbentuk bola)
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 grade 3 tipe 304</i>
Volume gas	9.325 m <sup>3</sup>
Volume tangki (V <sub>T</sub> )	11.190 m <sup>3</sup>
Diameter tangki	54.64 in
Tebal bola (ts)	1.054 in
Jumlah	1 buah

## BAB VI

### PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama alat : Reaktor Sintesa DME  
Kode alat : R-130  
Fungsi : Untuk mengkonversi gas sintesa menjadi Dimethyl Ether.  
Jumlah : 1 buah

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor ini adalah:



Tipe : Fixed Bed Reaktor (Slurry Bubble Reactor) dengan bagian –  
bagian :

- Badan (shell) berbentuk silinder
- Tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Perlengkapan : Coil pendingin (karena reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis dan beroperasi pada suhu 260° C) dan sparger untuk mengembangkan umpan gas.

#### DASAR PERANCANAAN

Untuk mengendalikan temperatur operasi pada reaktor, yaitu pada suhu 260° C dan tekanan 49.35 atm, maka reaktor dilengkapi dengan coil pendingin.

Perlengkapan : coil pendingin.

Kondisi Operasi : temperatur = 260 °C = 500 °F = 533.2 K  
Tekanan = 50 bar = 49.35 atm = 725 psia  
fase = gas – liquid

Direncanakan :

- Bahan konstruksi : Stainless steel, SA-167
- Type pengelasan : *Double welded butt joint*

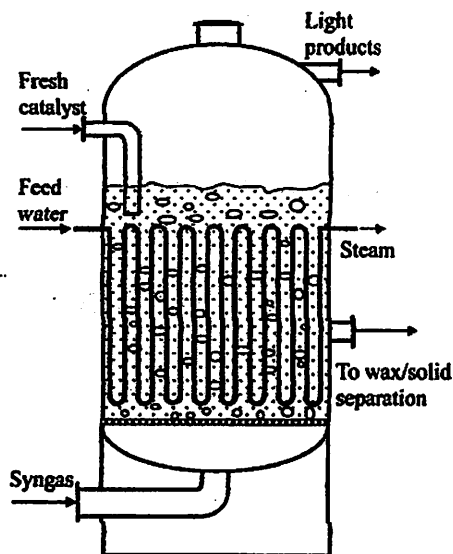


Sehingga didapatkan data berikut :

- f allowable : 17200 psia [Brownell & Young, hal. 342]
- Faktor korosi (C) : 1/16 in
- Type pengelasan : Double welded butt joint (E = 0.8) [Brownell & Young, hal. 254]

#### CARA KERJA ALAT

1. Reaktor beroperasi pada range suhu 240 - 280 °C [Ogawa, T., dkk.2003]
2. Syngas masuk reaktor dari bawah dan melewati mineral oil yang bercampur dengan katalis sintesa DME
3. Reaksi terjadi dalam fase liquid dan bersifat eksotermal
4. Suhu dalam reaktor di kontrol dengan coil pendingin
5. Produk DME dan unconverted syngas keluar ke bagian atas reaktor. [Jin Yong, dkk., 2007]



Gambar. 6.1 Konsep fase slurry reactor synthesis DME

### PERHITUNGAN PERANCANGAN REAKTOR

#### 6.1. Perancangan Dimensi Reaktor

##### A. Menentukan Volume Reaktor

1. Menentukan densitas campuran gas

Rapat massa gas didekati dengan persamaan gas ideal

$$\rho_v = \frac{P_t \times BM_v}{R \times T}$$

Dimana:

$\rho_v$  = Densitas gas ( $\text{kg/m}^3$ )

$P_t$  = Tekanan operasi (49.35 atm)

$BM_v$  = Berat molekul gas masuk

$R$  = Konstanta gas ideal ( $0.082 \text{ atm}\cdot\text{m}^3/\text{kmol}\cdot\text{K}$ )

$T$  =  $260 \text{ }^\circ\text{C}$  =  $533.15 \text{ K}$  =  $500 \text{ }^\circ\text{F}$  =  $960 \text{ }^\circ\text{R}$

Menghitung BM rata-rata:

$$BM_v = \sum_{i=1}^{i=n} BM_i \times y_i$$

Maka dari perhitungan didapatkan hasil:

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	Fraksi mol	$BM_v$
CO	28	678.587	19000.439	0.4738	13.265
H <sub>2</sub>	2	684.979	1369.958	0.4782	0.956
CO <sub>2</sub>	44	0.062	2.713	0.0000	0.002
CH <sub>4</sub>	16	0.640	10.243	0.0004	0.007
O <sub>2</sub>	32	4.456	142.586	0.0031	0.100
N <sub>2</sub>	28	8.293	232.206	0.0058	0.162
H <sub>2</sub> O		55.335	996.024	0.0386	0.695
Total	150	1432.352	21754.168	1.0000	15.188

$$\rho_v = \frac{49.35 \times 15.188}{0.082 \times 533.15} = 17.143 \text{ kg/m}^3 = 1.070 \text{ lb/ft}^3$$

2. Menghitung volume gas

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$$

Dimana:

$P$  : tekanan operasi = 49.35 atm = 725.186  $\text{lb/ft}^2$

$n$  : BM (kmol/detik) = 1432.352 kmol/jam = 11368.051 lbmol/jam

$R$  : 10.731  $\text{ft}^3 \cdot \text{lb/ft}^2 \cdot \text{lbmol}^\circ\text{R}$

$T$  : 960 °R

$V$  : volume gas  $\text{ft}^3/\text{detik}$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik syngas} &= \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = \frac{11368.051 \times 10.731 \times 960}{725.186} \\ &= 161490.826 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 44.859 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

### 3. Menghitung volume katalis

Reaktor Sintesa DME secara langsung menggunakan dua jenis katalis yaitu sintesa methanol yang juga merupakan katalis shift suhu rendah dan katalis untuk dehidrasi methanol menjadi DME.

#### Untuk Sintesa Methanol menggunakan katalis MK-121:

Komposisi : CuO: >44%, ZnO 27%, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> 28%

Bentuk : Powder

Suhu Operasi Optimum : 473 – 583 K

Bulk Density : 1.3 kg/liter = 1200 kg/m<sup>3</sup> = 74.92 lb/ft<sup>3</sup>

#### Untuk Dehidrasi Methanol menggunakan katalis DMK-110 :

Komposisi :  $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> >94%

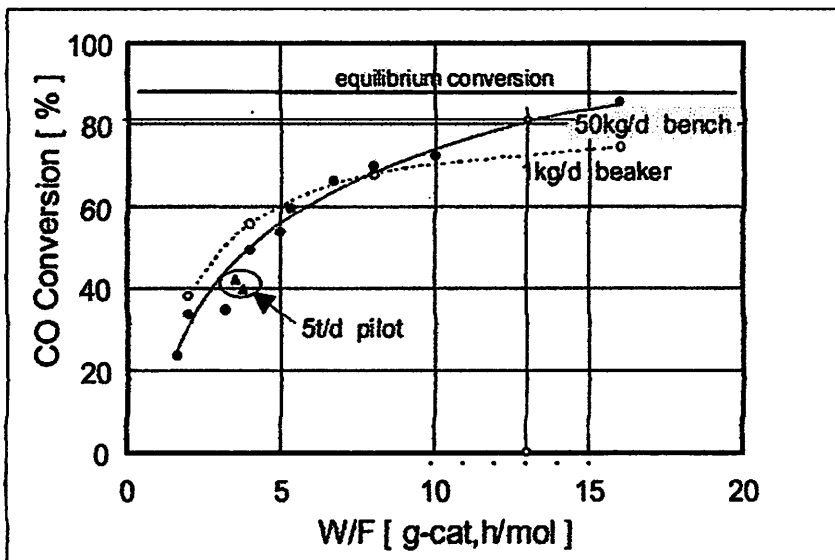
Bentuk : Powder

Suhu Operasi Optimum : 473.2 – 583 K

Bulk Density : 1.5 kg/liter = 1500 kg/m<sup>3</sup> = 93.65 lb/ft<sup>3</sup>

#### Inert Mineral Oil

Paraffin dengan  $\rho$  : 914 kg/m<sup>3</sup> = 57.061 lb/ft<sup>3</sup>



Gambar. 6.2 Grafik Pengaruh W/F pada once-through konversi CO<sup>[Ohno & Omiya., 2003]</sup>

Konversi CO yang diinginkan 82 % maka dari grafik di atas di dapat :

W/F = 13 g.h/mol

Dimana :

W = berat katalis (g)

F = Mol CO masuk reaktor (kmol/jam)



Diketahui:

$$W/F = 13 \text{ g.h/kmol}$$

$$F = 678.587 \text{ kmol/jam}$$

Maka:

$$W_{\text{Catalyst}} = 678.587 \times 13$$

$$= 8821.633 \text{ gram/jam}$$

$$= 8.82163 \text{ kg/jam}$$

Perbandingan Katalis yang dipakai adalah : DMK-110 : MK-121 = 0.3

$$W_{\text{DMK-110}} = (0.3/1.3) \times W_{\text{cat}} = 2.03576 \text{ kg/jam}$$

$$W_{\text{MK-121}} = (1/1.3) \times W_{\text{cat}} = 6.78587 \text{ kg/jam}$$

Maka:

$$V_{\text{DMK-110}} = W_{\text{DMK-110}} : \text{Bulk Density DMK-110}$$

$$= 2.03576 \text{ kg/jam} : 1500 \text{ kg/m}^3 = 0.0013572 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_{\text{MK-121}} = W_{\text{MK-121}} : \text{Bulk Density MK-121}$$

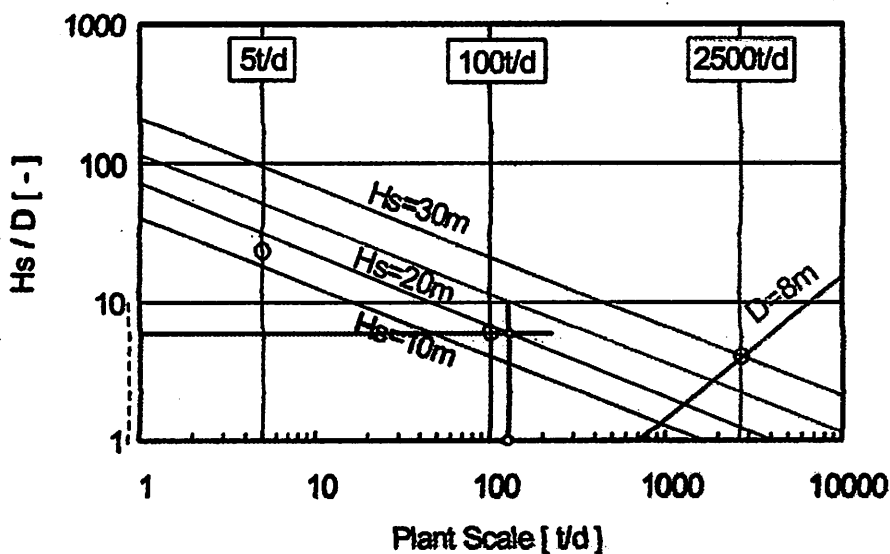
$$= 6.78587 \text{ kg/jam} : 1200 \text{ kg/m}^3 = 0.0056549 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_{\text{Catalyst}} = 0.0013572 + 0.0074244 = 0.008782 \text{ m}^3/\text{jam}$$

## B. Menentukan Dimensi Reaktor

### 1. Menentukan Tinggi Slurry dan Diameter Dalam Reaktor

Penentuan Diameter Reaktor Menggunakan Scale-Up :



Gambar 6.3 Grafik Scaling-up of Slurry Phase Reactor ( $W/F=\text{Constant}$ ) [Ohno & Omiya,

Kapasitas Produksi DME yang diinginkan 50000 ton/tahun = 136.986 ton/hari

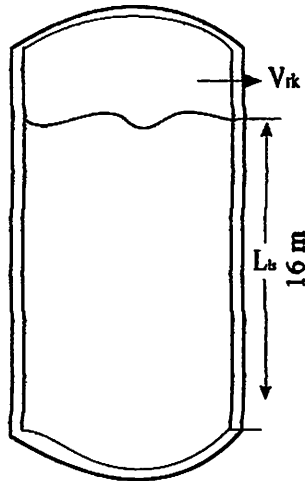
Dari grafik di atas diperoleh :

$$H_s/D = 8.2 \text{ m} = 323 \text{ in} = 27 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Slurry/Liquid ( } H_s \text{ )} = 16 \text{ m} = 629.92 \text{ in}$$

$$\text{Diameter Dalam Reaktor ( } d_i \text{ )} = \frac{H_s}{H_s/D} = \frac{16}{8.2}$$

$$= 1.95 \text{ m} = 76.82 \text{ in} = 6.402 \text{ ft}$$



Gambar. 6.4 Dimensi Tinggi Slurry dalam tangki

## 2. Menentukan Tinggi Silinder

Reaktor berupa silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dish head.

Asumsi volume ruang kosong 20 %

$$\text{Diketahui : } H_s = L_{Ls} = 16 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Silinder ( } L_s \text{ )} = \frac{L_{Ls}}{80\%} = \frac{16}{0.8} = 20 \text{ m} = 787.4 \text{ in} = 65.62 \text{ ft}$$

## 3. Menentukan Volume Slurry dan Densitas Campuran

$$V_{\text{Slurry}} = V_{\text{silinder}}$$

$$V_{\text{Slurry}} = \pi/4 d_i^2 L_s$$

$$= 0.785 \times (6.402)^2 \times 65.62 = 1688.66 \text{ ft}^3 = 47.817 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Slurry}} = V_{\text{Catalyst}} + V_{\text{mineral Oil}}$$

$$47.817 \text{ m}^3 = 0.008782 + V_{\text{mineral Oil}}$$

$$V_{\text{mineral Oil}} = 47.817 - 0.008782 = 47.809 \text{ m}^3$$

$$W_{\text{mineral Oil}} = V_{\text{mineral Oil}} \times \rho_{\text{mineral oil}}$$

$$= 47.809 \text{ m}^3 \times 914 \text{ kg/m}^3 = 43697.02 \text{ kg}$$

$$W_{\text{Total}} = W_{\text{Catalyst}} + W_{\text{mineral Oil}}$$

$$= 43705.84 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{Campuran}} = W_{\text{Total}} : V_{\text{Slurry}}$$

$$= 43705.84 : 47.817$$

$$= 914.017 \text{ kg/m}^3 = 57.062 \text{ lb/ft}^3$$

#### 4. Menentukan Volume Tangki ( $V_T$ )

Total bahan pada tangki mengisi 80 % volume total, sehingga:

Volume ruang kosong pada tangki sebesar 20 %

$$V_T = V_{\text{ruang kosong}} + V_{\text{berisi}}$$

$$V_T = 20\% V_{\text{ruang kosong}} + 1688.656 \text{ ft}^3$$

$$80\% V_T = 1688.656 \text{ ft}^3$$

$$V_T = 2110.820 \text{ ft}^3$$

#### 5. Menentukan Waktu Tinggal Gas

Diketahui data-data sebagai berikut:

$$\text{Rate volumetrik slurry} = 1688.656 \text{ ft}^3$$

$$\text{Rate Volumetrik Actual Gas} = 161490.826 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Maka:

$$RT_g = \frac{\text{Rate volume slurry}}{\text{Rate volume actual gas}} = \frac{1688.656 \text{ ft}^3}{161490.826 \text{ ft}^3/\text{jam}}$$

$$= 0.01 \text{ jam} = 37.64 \text{ detik}$$

Sehingga diketahui volume gas dalam reactor per waktu operasinya adalah:

$$V_{\text{Gas}} = \text{Rate Volumetrik Actual Gas} \times RT_g$$

$$= 44.859 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 37.64 \text{ detik}$$

$$= 1688.656 \text{ ft}^3 (= \text{Volume Slurry})$$

### C. Menentukan Tekanan Design

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatis}}$$

$$P_{\text{hidrostatis}} = \frac{\rho \cdot g_c \cdot L_s}{144 \cdot g_c} = \frac{1.07 \times 32.174 \times 52.49}{144 \times 32.174} = 0.39 \text{ psia}$$

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatis}}$$

$$= 725 + 0.39 - 14.5 = 711.08 \text{ psig}$$

**D. Menentukan Tebal Tangki (ts)**

Bahan konstruksi : Stainless steel, SA-167

$P_{Design}$  : 711.08 psig

$D_i$  : 76.82 in

$f$  : 17200 psi

$c$  : 1/16 in

Sambungan las, dipilih tipe double welded butt joint

$E$  : 0.8

Dengan pers.13.1 Brownell and Young, dapat dihitung tebal shell:

$$\begin{aligned} ts &= \frac{P \times d_i}{2(f \cdot E - 0.6 P_i)} + C = \frac{711.08 \times 76.82}{(17200 \times 0.8) - (0.6 \times 711.08)} + \frac{1}{16} \\ &= 2.1109 \times \frac{16}{16} = \frac{33.775}{16} \approx \frac{34}{16} = 2.13 \text{ in} = 25.5 \text{ ft} = 7.77 \text{ m} \end{aligned}$$

**E. Standarisasi Do**

$$D_o = d_i + 2ts$$

$$= 76.82 \text{ in} + 2 (34/16) \text{ in}$$

$$= 81.07 \text{ in} = 6.76 \text{ ft}$$

Dari tabel 5,7 hal 90 Brownell and Young didapatkan pendekatan ukuran standard:

$$OD = 84 \text{ in}$$

$$icr = 5 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

Menentukan di baru :

$$D_i \text{ baru} = OD - 2ts$$

$$= 84 \text{ in} - 2 (34/16) \text{ in}$$

$$= 79.75 \text{ in} = 2.03 \text{ m} = 6.65 \text{ ft}$$

Memenuhi standard diameter Fixed Bed untuk gas = 0.3-4 m [Ulrich, hal 217]

Memenuhi standard diameter pressure vessel of DME synthesis = 8 m

[Ohno & Omiya, 2003]

**F. Menentukan Hubungan  $L_s$  dan di baru**

$$V_{total} = V_{silinder} + V_{tutup \text{ bawah}}$$

$$V_{total} = \pi/4 d_i^2 L_s + 0.0847 d_i^3$$

$$2110.820 \text{ ft}^3 = 0.7857 \times (6.64)^2 L_s + 0.0847 (6.64)^3$$

$$2110.820 \text{ ft}^3 = 34.593 L_s + 22.057$$

$$L_s = 60.38 \text{ ft} = 724.57 \text{ in} = 18.40 \text{ m}$$

$$\frac{L_s}{d_i} = \frac{60.38}{6.64} = 9.10$$

Memenuhi standard diameter Fixed Bed untuk gas = 0.3-4 m [Ulrich, hal 217]

Memenuhi standard diameter pressure vessel of DME synthesis = 8 m

[Ohno & Omiya, 2003]

## G. Menentukan Dimensi Tutup

1. Menentukan tebal tutup atas dan tutup bawah ( $T_{ha} = T_{hb}$ )

$$r = d_i = 79.63 \text{ in}$$

$$icr = 6\% \cdot r = 4.79 \text{ in}$$

$$sf = 1.5 \text{ in}$$

$$T_{ha} = T_{hb} = \frac{0.885 \times \pi \times r}{f \times E - 0.1 \times \pi} + C = \frac{0.885 \times 725.576 \times 79.63}{(17200 \times 0.8) - (0.1 \times 725.576)} + \frac{1}{16}$$

$$= 3.6714 \times \frac{16}{16} = \frac{58.743}{16} \approx \frac{59}{16}$$

$$= 3.6875 \text{ in} = 44.3 \text{ ft} = 13.49 \text{ m}$$

2. Menentukan tinggi tutup atas dan tutup bawah ( $ha = hb$ )

$$a = \frac{d_i}{2} = \frac{79.63}{2} = 39.81 \text{ in} = 3.318 \text{ ft}$$

$$AB = a - icr = (39.81 - 4.79) \text{ in} = 35.04 \text{ in} = 2.920 \text{ ft}$$

$$BC = r - icr = (79.63 - 4.79) \text{ in} = 74.85 \text{ in} = 6.237 \text{ ft}$$

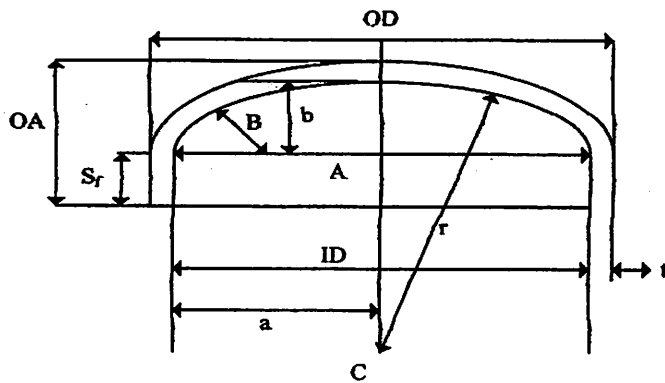
$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(74.85)^2 - (35.04)^2} = 66.14 \text{ in} = 5.512 \text{ ft}$$

$$b = r - AC = (79.63 - 66.14) \text{ in} = 13.48 \text{ in} = 1.124 \text{ ft}$$

$$OA = ha = hb = tha + b + sf$$

$$= 3.6875 \text{ in} + 13.48 \text{ in} + 1.5 \text{ in}$$

$$= 18.671 \text{ in} = 1.556 \text{ ft} = 0.474 \text{ m}$$



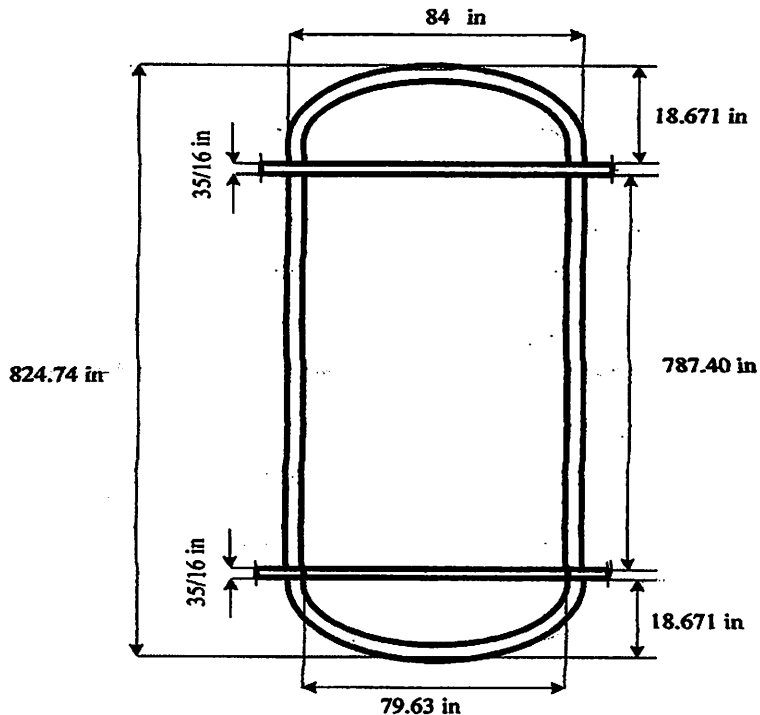
Gambar. 6.5 Dimensi tutup Slurry Bubble Reactor

### H. Menentukan Tinggi Total Reaktor

Tinggi silinder ( $L_s$ ) = 20 m = 787.4 in = 65.62 ft

Tinggi tutup atas dan tutup bawah ( $h_a=h_b$ ) = 0.474 m = 18.671 in = 1.556 ft

Tinggi Total = tinggi tutup atas + tinggi shell + tinggi tutup bawah  
 = 18.671 in + 787.4 in + 18.671 in  
 = 761.907 in = 19.35 m



Gambar 6.6 Dimensi tangki Slurry Bubble Reactor

### 6.2. Perancangan Coil Pendingin

Dalam reaktor, reaksi terjadi adalah reaksi eksotermis dan beroperasi pada suhu 260°C. Sehingga diperlukan coil pendingin dengan air sebagai media pendingin untuk mempertahankan reaksi tetap pada suhu 260°C.

Asumsi : Faktor kekotoran (Rd) = 0.0035 jam ft<sup>2</sup> °F /BTU

Perencanaan :

- Digunakan coil pendingin berbentuk spiral
- Digunakan konstruksi coil pendingin dari High Alloy Steel SA 240

Dasar perancangan :

### 1. Diketahui Neraca Panas dan Massa

#### - Gas Panas Masuk Reaktor

Suhu : 260 °C = 500 °F  
 Massa : 1432.352 kmol/jam = 11368.051 lb/jam  
 Cp : 2.0868 Btu/lb. °F  
 μ : 0.0241 cp = 0.058403949 lb/ft.jam  
 k : 0.0484 Btu/j.ft. °F

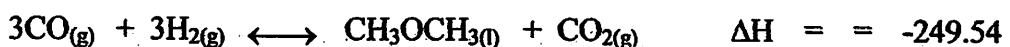
#### - Gas Panas Masuk Reaktor

Suhu : 260 °C = 500 °F  
 Massa : 43697.015 kg/jam  
 Cp : 0.2750 Btu/lb. °F  
 μ : 0.84 cp = 2.032 lb/ft.jam  
 k : 0.1680 Btu/j.ft. °F

#### - Air pendingin masuk

Suhu : 30 °C = 86 °F  
 Massa : 5020.964 lb/jam  
 Cp : 0.9963 Btu/lb. °F  
 μ : 1.329 cp = 3.215 lb/ft.jam  
 k : 0.1680 Btu/j.ft. °F

#### Reaksi Overall:



Btu/kmol

Mol DME terbentuk = 185.474 kmol/jam

Mgas .(Cp gas + Cp oil ) . ΔT + n.ΔH = m . Cp air . Δt

676584.491 + -46283.746 = m 125.534

m = 5020.964 lb/jam

Q = 630300.744 btu/jam

2.  $\Delta t$ 

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
500	Suhu tinggi	212	288
474.8	Suhu rendah	86	388.8
25.2	Beda	126	-100.8

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} = \frac{288 - 388.8}{\ln(288/388.8)} = 335.88 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{500 - 474.8}{212 - 86} = 0.20$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{126 - 86}{500 - 86} = 0.304$$

Dari Kern fig 19 hal 829 didapatkan  $F_T = 0.883$

$$\begin{aligned} \Delta T &= F_T \times \Delta T_{LMTD} \\ &= 0.978 \times 335.88 \\ &= 328.49 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

## 3. Menentukan suhu kalorik

$$T_c = \frac{T_1 - T_2}{2} = \frac{500 - 474.8}{2} = 487.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 - t_2}{2} = \frac{86 - 212}{2} = 149 \text{ } ^\circ\text{F}$$

## 4. Menentukan diameter coil

Dicoba ukuran pipe tube 1 ½ in dan 18 BWG :

$$d_i = 1.4 \text{ in} \quad a' = 1.5 \text{ in}^2$$

$$d_o = 1.5 \text{ in} \quad a'' = 0.3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

pitch = 1 ¼ in square pitch

$$C' = 1 \frac{1}{4} - 1 \frac{1}{2} = 0.25 \text{ in}$$



Fluida panas, shell, gas dalam liquid	Fluida dingin, Coil, water
<p>5'. Flow area</p> $a_s = \frac{ID.C.B}{144.P.T.n'}$ $= \frac{79.63 \times 0.25 \times 15.93}{144.1 \cdot \frac{1}{4} \cdot 1}$ $= 1.761 \text{ ft}^2$ <p>6'. <math>G_s = \frac{W_s}{a_s} = \frac{11368.05}{1.761}</math></p> $= 6454.901 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2$ <p>7'. Pada <math>T_{am} = 487.4 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> $D_e = \frac{1.48}{12} = 0.1233 \text{ ft}$ $Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu} = 25840.640$ <p>8'. <math>j_H = 100</math> (Kern .Gb.28)</p> <p>9'. Pada <math>T_{am} = 487.4 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> $(C_p \cdot \mu / k)^{1/3} = 1.4927$ <p>10'. <math>h_o = j_H (k/D_e) (c\mu/k)^{1/3} \times 1</math></p> $= 203.3357 \text{ Btu/j} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$	<p>5. Flow area</p> $a' = 1.5 \text{ in}^2 \text{ (tabel 10)}$ $a_t = a' = 0.0107 \text{ ft}^2$ <p>6. <math>G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{5020.964}{0.0107}</math></p> $= 4.69E+05 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2$ <p>7. Pada <math>T_{am} = 149 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> $D = \frac{1.5}{12} = 0.125 \text{ ft}$ $Re_t = \frac{D_i \cdot G_t}{\mu} = 7543.043$ <p>8. <math>j_H = 36</math> (Kern .Gb.28)</p> <p>9. Pada <math>T_{am} = 487.4 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> $(C_p \cdot \mu / k)^{1/3} = 2.6715$ <p>10. <math>h_i = j_H (k/D) (c\mu/k)^{1/3} \times 1</math></p> $= 129.257 \text{ Btu/j} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$ $h_{io} = h_i \times ID / OD$ $= 129.25709 \text{ Btu/j} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$

11. Mencari tahanan panas pipa bersih ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 79.023 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$$

12. Mencari  $U_d$  dengan  $R_d$  tetapan =  $0.00035 \text{ j} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F/Btu}$ 

$$0.00035 = \frac{U_c - U_D \text{ Koreksi}}{U_c \times U_D \text{ Koreksi}}$$

$$U_D = 76.896 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$$

## 13. Menghitung luas permukaan perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{630300.744}{76.896 \times 328.49} = 24.953 \text{ ft}^2$$

### 13. Menghitung Panjang coil pendingin

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{24.953}{0.3925} = 63.573 \text{ ft}$$

Banyaknya putaran Coil ( $N_c$ ):

diambil diameter coil < diameter bejana =  $d_c = 10 \text{ ft}$

$$N_c = \frac{L}{\rho \cdot D_c} = \frac{63.573}{0.7942 \times 10} = 8 \text{ buah}$$

Ditetapkan jarak antar coil =  $h_c = 2 \text{ in}$ , maka tinggi coil:

$$\begin{aligned} L_c &= (N_c - 1)(h_c + d_o) + d_o \\ &= 5.0862 \text{ in} = 0.4238 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 6.3 Perhitungan Sparger

Data Perancangan :

diameter dalam reaktor =  $79.63 \text{ in}$

Asumsi susunan lubang spray berbentuk pipa

Luas Sparger =  $33.1459 \text{ in}^2$

Superficial velocity gas =  $0.233 \text{ ft/det}$

Rate volumetric gas =  $161490.826 \text{ ft}^3/\text{jam} = 44.859 \text{ ft}^3/\text{detik}$

Jarak antar lubang  $P_T = 1 \text{ in}$

$$\begin{aligned} \text{Luas satu segitiga} &= \frac{1}{2} (P_T \times \sin 60) \times P_T \\ &= \frac{1}{2} (1 \times 0.866) \times 1 \text{ in} = 0.433 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang} &= \frac{\text{Luas Sparger}}{\text{Luas satu segitiga}} = \frac{33.1459}{0.433} \\ &= 76.5517 \text{ buah} \approx 76 \text{ buah} \end{aligned}$$

### 6.4 Perancangan Nozzle

#### Dasar Perancangan

- Nozzle pada tutup bawah standart dished
  - Nozzle untuk pemasukan gas sintesis
- Nozzle pada tutup atas standart dished
  - Nozzle untuk pengeluaran gas produk
  - Nozzle untuk pemasukan katalis slurry
- Nozzle untuk silinder reactor
  - Nozzle untuk pemasukan coil pendingin
  - Nozzle untuk pengeluaran coil pendingin

## Perhitungan

### A. Nozzle untuk pemasukan gas sintesis

$$\text{Rate massa gas} : 21754.168 \text{ kg/jam} = 47959.674 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas gas} : 1.070 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas gas} : 1.03\text{E-}05 \text{ lb/ft.det}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik} &= \frac{47959.674 \text{ lb/jam}}{1.070 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 44814.015 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 12.4483 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi: Aliran turbulen

Dari Peter & Timmerhaus edisi 4, hal 365., didapat<sup>(Peters & Timmerhaus, 1991)</sup>:

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3.9 (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \\ &= 12.13011 \times 1.0089 \\ &= 12.238 \text{ in} = 1.02 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, App K., hal. 389:

$$\begin{aligned} \text{DNom} &= 14 \text{ in sch 60} \\ \text{ID} &= 12.500 \text{ in} = 1.04166667 \text{ ft} \\ \text{OD} &= 14 \text{ in} = 1.16666667 \text{ ft} \\ \text{A} &= 122.7 \text{ in}^2 = 0,0884 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Pengecekan asumsi:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{12.4483}{0.85208279} = 14.6093 \text{ ft/det}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\text{di.v. } \rho}{\mu} = \frac{1.0417 \times 14.6093 \times 17.1428}{1.03207\text{E-}05} \\ &= 25277443.69 > 2100 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

### B. Nozzle untuk pemasukan katalis slurry

$$\text{Rate massa katalis slurry} : 43705.837 \text{ kg/jam} = 96354.762 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas camp.} : 57.062 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik} &= \frac{96354.762 \text{ lb/jam}}{57.062 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1688.596 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.4691 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dari Peter & Timmerhaus edisi 4, hal 365., didapat:

$$\begin{aligned}
 Di \text{ opt} &= 3.9 (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \\
 &= 2.774055 \times 1.6917 \\
 &= 4.693 \text{ in} = 0.3911 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, App K., hal. 389:

$$\begin{aligned}
 D_{\text{Nom}} &= 5 \text{ in sch 40} \\
 ID &= 4.85 \text{ in} = 0.40416667 \text{ ft} \\
 OD &= 5.563 \text{ in} = 0.46358333 \text{ ft} \\
 A &= 18.54 \text{ in}^2 = 0.12874992 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

### C. Nozzle untuk pemasukan katalis slurry

$$\text{Rate massa katalis slurry} : 21754.168 \text{ kg/jam} = 47959.674 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas camp.} : 1.922 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{47959.674 \text{ lb/jam}}{1.922 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 24956.241 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 6.9323 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dari Peter & Timmerhaus edisi 4, hal 365., didapat:

$$\begin{aligned}
 Di \text{ opt} &= 3.9 (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \\
 &= 9.320927 \times 1.0886 \\
 &= 10.147 \text{ in} = 0.8456 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, App K., hal. 389:

$$\begin{aligned}
 D_{\text{Nom}} &= 10 \text{ in sch 20} \\
 ID &= 10.25 \text{ in} = 0.85416667 \text{ ft} \\
 OD &= 10.750 \text{ in} = 0.89583333 \text{ ft} \\
 A &= 82.5 \text{ in}^2 = 0.5729163 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

### D. Nozzle untuk pemasukan air pendingin

$$\text{Rate massa air} : 5020.9644 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air pada suhu } 30 : 62.1583 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas air} : 5.38\text{E-}04 \text{ lb/ft.s}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{5020.9644 \text{ lb/jam}}{62.1583 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 80.777 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0.0224 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Asumsi : Aliran turbulen

Dari Peter & Timmerhaus edisi 4, hal 365., didapat:

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3.9 (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \\ &= 0.706331 \times 1.7106 \\ &= 1.208 \text{ in} = 0.1007 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, App K., hal. 389:

$$\begin{aligned} D_{Nom} &= 1 \text{ in sch 20} \\ ID &= 1.049 \text{ in} = 0.08741667 \text{ ft} \\ OD &= 1.315 \text{ in} = 0.10958333 \text{ ft} \\ A &= 1.864 \text{ in}^2 = 0.01294444 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Pengecekan asumsi:

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A} = \frac{0.0224}{0.01294444} = 1.7334 \text{ ft/det} \\ NRe &= \frac{di \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.0874 \times 1.7334 \times 62.1583}{5.38E-04} \\ &= 17505.58713 > 2100 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

#### E. Nozzle untuk pengeluaran steam

Rate massa air : 5020.9644 lb/jam

Densitas air pada suhu 100 : 25.0673 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas air : 1.87E-04 lb/ft.s

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik} &= \frac{5020.9644 \text{ lb/jam}}{25.0673 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 200.300 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.0556 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Asumsi : Aliran turbulen

Dari Peter & Timmerhaus edisi 4, hal 365., didapat:

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3.9 (Q)^{0.45} (\rho)^{0.13} \\ &= 1.062881 \times 1.5201 \\ &= 1.616 \text{ in} = 0.1346 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, App K., hal. 389:

$$\begin{aligned} D_{Nom} &= 2 \text{ in sch 80} \\ ID &= 1.939 \text{ in} = 0.16158333 \text{ ft} \\ OD &= 2.375 \text{ in} = 0.19791667 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$A = 2.953 \text{ in}^2 = 0.02050693 \text{ ft}^2$$

Pengecekan asumsi:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.0556}{0.02050693} = 2.7132 \text{ ft/det}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\text{di.v. } \rho}{\mu} = \frac{0.1616 \times 2.7132 \times 25.0673}{1.87\text{E} - 04} \\ &= 58686.25533 > 2100 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

#### F. Penentuan Flange pada Nozzle

Dari Brownell & Young tabel 12.2 hal. 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standar type welding neck dengan dimensi nozzle sebagai berikut :

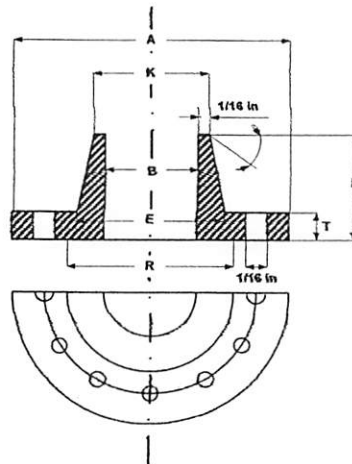
- Nozzle A = Nozzle untuk pemasukan gas sintesis
- Nozzle B = Nozzle untuk pemasukan katalis slurry
- Nozzle C = Nozzle untuk pengeluaran gas produk
- Nozzle D = Nozzle untuk pemasukan pendingin
- Nozzle E = Nozzle untuk pengeluaran pendingin

Dimana :

- NPS = Ukuran pipa nominal, in
- A = Diameter luar flange, in
- T = Ketebalan flange minimum, in
- R = Diameter luar bagian yang menonjol, in
- E = Diameter hubungan atas, in
- K = Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L = Panjang julakan, in
- B = Diameter dalam flange, in

**Tabel 6.1 Dimensi Nozzle**

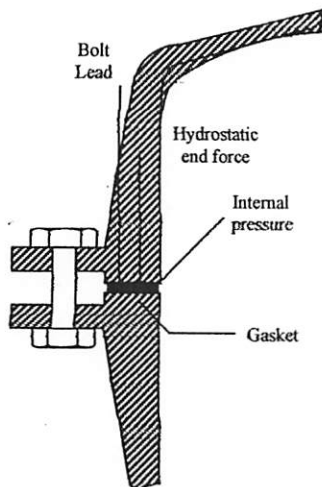
Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	14	21	1 3/8	16 1/4	15 3/4	14.00	5	13.25
B	5	10	15/16	7 5/16	6 7/16	5.560	3 1/2	5.05
C	10	16	1 3/16	12 3/4	12	10.750	4	10.02
D	1	4 1/4	9/16	2	1 15/16	1.320	2 3/16	1.05
E	2	6	3/4	3 5/8	3 1/16	2.38	2 1/2	2.07



Gambar 6.7 Dimensi Flange pada Nozzle

### 6.5. Perancangan dimensi Gasket, Bolting dan Flange tangki reaktor

Bagian tutup reaktor dan bagian shell reaktor dihubungkan secara flange dan bolting untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.



Gambar 6.8 Dimensi Gasket dan Bolting

Dari perancangan silinder reaktor dapat diketahui data sebagai berikut :

- tebal silinder ( $t_s$ ) = 2.188 in
- Diameter dalam silinder ( $d_i$ ) = 79.63 in
- Diameter luar silinder ( $d_o$ ) = 84 in
- Tekanan internal tangki ( $P_i$ ) = 725.58 psia
- Stress yang diijinkan ( $f$ ) = 17200
- Faktor korosi yang dipakai ( $C$ ) = 1/16 in

### A. Dimensi Gasket

Dari Brownell & Young, Fig. 12.11 hal. 228, didapatkan :

Bahan konstruksi : Flat metal, jacketed, asbestos filled (stainless steel)

Gasket factor (m) : 3.75

Min design seating stress (y) : 9000

#### • Perhitungan Lebar Gasket

Dari Brownell & Young, persamaan 12.2 hal 226 :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \times m}{y - p(m+1)}}$$

Dimana :

$d_o$  = diameter luar gasket

$d_i$  = diameter dalam gasket

y = yield stress

p = internal pressure

m = gasket faktor

Diketahui  $d_i$  gasket =  $d_o$  shell = 84 in = 7 ft

Sehingga :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000 - (725.39 \times 3.75)}{9000 - 725.39(3.75 + 1)}}$$

$$\frac{d_o}{84} = 1.0633$$

$$d_o = 89.32 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} = \frac{89.32 - 84}{2} \\ &= 2.66 \times \frac{16}{16} = \frac{42.55}{16} \approx \frac{43}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Diambil gasket (n)} = \frac{43}{16} \text{ in}$$

Diameter rata-rata gasket (G) :

$$\begin{aligned} G &= d_i + n = 84 \text{ in} + 3/16 \text{ in} \\ &= 84.188 \text{ in} \end{aligned}$$



- **Menghitung beban gasket ( $W_{m2}$ )**

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y \quad (\text{Brownell and Young, pers 12.88, hal. 240})$$

dimana,

$b$  = beban efektif gasket

$G$  = diameter rata-rata gasket

$y$  = 9000

Dari Brownell & Young, fig. 12.12 hal. 229 :

Lebar setting gasket bawah

$b = b_0$  dimana  $b_0 \leq \frac{1}{4}$  in

$$b = \sqrt{\frac{b_0}{2}} \quad \text{dimana } b_0 > \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Lebar setting gasket bawah} = b_0 = \frac{n}{2} = \frac{3/16}{2} = 0.094 \text{ in}$$

$$b = b_0 = 0.1 \text{ in}$$

Sehingga didapatkan  $H_y$  :

$$\begin{aligned} H_y &= W_{m2} = \pi \cdot b \cdot G \cdot y \\ &= 3.14 \times 0.1 \times 84.1875 \times 9000 \\ &= 223044.258 \text{ lb} \end{aligned}$$

- **Menghitung beban operasi total pada kondisi kerja ( $W_{m1}$ )**

$$W_{m1} = H + H_p \quad (\text{Brownell and Young, pers 12.91, hal. 240})$$

➤ **Beban untuk menjaga sambungan ( $H_p$ )**

$$H_p = 2\pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p \quad (\text{Brownell and Young, pers 12.90, hal. 240})$$

$$H_p = 2\pi \times 0.09375 \times 84.1875 \times 3.75 \times 725.5764$$

$$H_p = 134863.0419 \text{ lb}$$

➤ **Beban karena tekanan dalam ( $H$ )**

$$H = \frac{\pi}{4} \cdot G^2 \cdot p \quad (\text{Brownell and Young, pers 12.89, hal. 240})$$

$$H = \left(\frac{\pi}{4}\right) \times 7087.5352 \times 725.5764$$

$$H = 4036900.388 \text{ lb}$$

Sehingga dari Brownell & Young, persamaan 12.91 hal. 240 didapatkan total berat beban pada kondisi operasi ( $W_{m1}$ ) sebagai berikut :

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \\ &= 4036900.388 \text{ lb} + 134863.0419 \text{ lb} \\ &= 4171763.430 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dapat dilihat bahwa  $W_{m1} > W_{m2}$ , sehingga dapat disimpulkan bahwa beban kerja yang digunakan dalam proses adalah  $W_{m1}$ .

## B. Perancangan Bolting

Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 344, didapatkan :

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type 347

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 15000

### • Perhitungan luas minimum bolting area

$$A_{m1} = \frac{W_{m1}}{fb} = \frac{4171763.430}{15000} = 278.1176 \text{ in}^2$$

(Brownell & Young, pers. 12.92 hal.240)

Dari tabel 10.4 Brownell & Young, hal. 188 untuk ukuran baut 3 in :

$$\text{Jumlah bolting optimum} = \frac{A_{m1}}{\text{root area}} = \frac{278.1176}{5.621} = 49.4783 \approx 50 \text{ buah}$$

Kemudian dari tabel yang sama diperoleh :

- Bolt size : 3 in
- Root area = 5.621 in<sup>2</sup>
- Bolt spacing ( $B_s$ ) : 6 1/4 in
- Min. radial distance (R) : 3 5/8 in
- Edge distance (E) : 2 7/8 in
- Nut dimension : 4 5/8 in
- Max. Fillet radius : 1 5/16 in

### • Evaluasi lebar gasket

$$\begin{aligned} A_{b \text{ actual}} &= \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \\ &= 50 \times 5.621 \text{ in}^2 \\ &= 281.0500 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

- Lebar gasket minimum (W)

$$W = A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G}$$

$$= 281.0500 \times \frac{15000}{2 \times \pi \times 9000 \times 84.188} = 0.885982375 \text{ in}$$

Dari sini dapat dilihat bahwa nilai  $W <$  lebar *gasket* yang telah ditentukan (43/16 in) sehingga lebar *gasket* telah memadai.

### C. Perancangan Flange

Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 342, didapatkan :

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 18750

Type flange : Ring flange

- Menghitung diameter luar flange (A) :

$$\text{Flange OD} = \text{bolt circle diameter} + 2E$$

$$= C + 2E$$

Dari dimensi baut didapatkan :

$$R = 3 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$E = 2 \frac{7}{8} \text{ in}$$

- Menentukan bolt circle diameter (C) :

$$C = \text{di gasket} + 2 (1.415 \times g_o \times R)$$

Dimana :

$$\text{di gasket} = 84 \text{ in}$$

$$g_o = \text{tebal shell } (t_s) = 6/16 \text{ in}$$

Maka bolting circle diameter (C) :

$$C = 84 + 2 [(1.415) \times (6/16 \text{ in}) + (3 \frac{5}{8})]$$

$$= 87.8470 \text{ in}$$

$$\text{Flange OD} = \text{bolt circle diameter} + 2E$$

$$= 87.8470 + (2 \times 2 \frac{7}{8})$$

$$= 93.5970 \text{ in}$$

• **Perhitungan moment**

Total moment pada kondisi operasi :

$$M_o = M_D + M_G + M_T$$

Dari (Brownell & Young 1959), persamaan 12.94 hal. 242, untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$W = \left( \frac{A_{m1} + A_b}{2} \right) \times f_a$$

$$W = \left( \frac{278.1176 + 281.0500}{2} \right) \times 18750$$

$$= 5242195.8937 \text{ lb}$$

➤ Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle

Dari Brownell & Young, persamaan 12.101 hal. 242 :

$$h_G = \frac{C - G}{2}$$

$$h_G = \frac{87.8470 \text{ in} - 84.1875 \text{ in}}{2} = 1.82977 \text{ in}$$

➤ Moment flange ( $M_a$ )

$$M_a = W \times h_G \quad (\text{Hal.243, Brownell and Young, 1959})$$

$$M_a = (5242195.8937 \text{ lb}) \times (1.8298 \text{ in})$$

$$M_a = 9591989.8458 \text{ lb.in}$$

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{m1} = 4171763.430 \text{ lb} \quad (\text{Brownell \& Young, Pers. 12.95, hal. 242})$$

➤ Menghitung moment  $M_D$  (Hal.243, Brownell and Young, 1959)

$$M_D = H_D \times h_D$$

Tekanan Hidrostatik pada daerah dalam flange ( $H_D$ )

$$H_D = 0.785 \times B^2 \times P \quad (\text{Hal.243, Brownell and Young, 1959})$$

Dimana :

$$B = \text{do shell} = 60 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan operasi} = 15,97 \text{ psia}$$

Maka :

$$H_D = 0.785 \times 7056 \times 725.5764 = 4018938.673 \text{ lb}$$

Jarak jari-jari dari bolt circle pada  $H_D$  ( $h_D$ )

$$h_D = \frac{C - B}{2} \quad (\text{Hal.243, Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{87.8470 - 84}{2} = 1.9235156 \text{ in}$$

Moment komponen  $M_D$

$$M_D = H_D \times h_D \quad (\text{Hal.243, Brownell and Young, 1959})$$

$$= (4018938.673 \text{ lb}) \times (1.92352 \text{ in})$$

$$= 7730491.3340 \text{ lb.in}$$

➤ Menghitung komponen moment ke  $M_G$

$$M_G = H_G \times h_G \quad (\text{Hal.243, Brownell and Young, 1959})$$

Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total :

$$H_G = W - H$$

$$= 4171763.430 - 4036900.3880 \text{ lb}$$

$$= 134863.0419 \text{ lb}$$

$$h_G = \frac{C - B}{2} = \frac{87.8470 - 84.1875}{2} = 1.8297656 \text{ in}$$

Sehingga:

$$M_G = H_G \times h_G$$

$$= (134863.0419 \text{ lb}) \times (1.82977 \text{ in})$$

$$= 246767.7582 \text{ lb.in}$$

➤ Menghitung komponen moment ke  $M_T$

$$M_T = H_T \times h_T \quad (\text{Hal.244, Brownell and Young, 1959})$$

Perbedaan antara hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam area flange ( $H_T$ ) :

$$H_T = H_D - H$$

$$= (4036900.3880 - 4018938.6733 \text{ lb})$$

$$= 17961.7147 \text{ lb}$$

$$h_T = \frac{h_D + h_G}{2} \quad (\text{Hal.244, Brownell and Young, 1959})$$

$$= \frac{1}{2} (1.9235156 \text{ in} + 1.82977 \text{ in}) = 1.87664 \text{ in}$$

Sehingga,

$$M_T = (17961.7147 \text{ lb}) \times (1.87664 \text{ in})$$

$$= 33707.6835 \text{ lb.in}$$

➤ Moment total pada keadaan operasi ( $M_o$ )

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= (7730491.3340 + 246767.7582 + 33707.6835) \text{ lb.in} \\ &= 8010966.7757 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Karena  $M_a > M_o$ , maka  $m_{\max} = M_a = 9591989.8458 \text{ lb.in}$

• **Perhitungan Tebal Flange**

$$f_T = \frac{Y \cdot M_o}{t^2 \cdot B} \quad (\text{Hal.244, Brownell and Young, 1959})$$

Sehingga didapatkan rumus :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}} \quad \text{dan} \quad k = A/B$$

Dimana :

A = diameter luar flange

B = diameter luar silinder

f = stress yang diijinkan untuk bahan flange

Maka :

$$k = A/B = (93.5970 \text{ in}) / (84 \text{ in}) = 1.1143$$

Dari Brownell & Young, fig. 12.22 hal 238, didapatkan :

$$Y = 20$$

$$M_{\max} = M_a = 8010966.7757 \text{ lb.in}$$

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{(20) \times (8010966.7757 \text{ lb.in})}{(18750 \text{ psia}) \times (84 \text{ in})}} = 10.0860 \text{ in}$$

**Kesimpulan Perancangan :**

**Flange pada tangki :**

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310

Tensile strength min. : 75000 psi

Type flange : Loose ring flange

Allowable stress (f) : 18750

Tebal flange : 10.0860 in

**Bolting pada tangki :**

Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304
Tensile strength min.	: 75000 psi
Ukuran baut	: 3 in
Allowable stress (f)	: 15000
Jumlah baut	: 50 buah
Bolt spacing ( $B_s$ )	: 6 1/4 in
Min. radial distance (R)	: 3 5/8
Edge distance (E)	: 2 7/8 in

**Gasket pada tangki :**

Bahan konstruksi	: Flat metal, jacketed, asbestos filled (stainless steel)
Gasket factor (m)	: 3.75
Min design seating stress (y):	Loose ring flange
Allowable stress (f)	: 9000
Lebar gasket	: 43/16 in

**6.6 Perancangan sistem penyangga reaktor****A. Menentukan berat total reaktor**

Dari perancangan silinder reaktor dapat diketahui data sebagai berikut :

- Bahan konstruksi = Stainless Steel SA-240 Grade M type 316
- tebal silinder ( $t_s$ ) = 2 1/5 in
- Diameter dalam silinder ( $d_i$ ) = 6.635 ft = 79.625 in
- Diameter luar silinder ( $d_o$ ) = 7 ft = 84 in
- Tekanan internal tangki ( $P_i$ ) = 725.576 psia
- Stress yang diijinkan (f) = 17200 psia
- Tinggi badan silinder ( $L_s$ ) = 787.40 in = 65.617 ft

## Perhitungan

### a. Menentukan berat tangki kosong

Bahan konstruksi yang dipakai untuk pembuatan reaktor termasuk steel, densitasnya dapat dilihat pada tabel 2-118 (<sup>7th</sup> Perry's, 1999), yaitu :

$\rho$  = Densitas dari bahan konstruksi = 481 lb/ft<sup>3</sup>

$$W_s = \frac{\pi}{4} (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho \quad (\text{Stanley M. Walas, 1988})$$

Berat shell Reaktor :

$$\begin{aligned} W_s &= 0.785 (49 - 44.029) \times 65.618 \times 481 \\ &= 123166.9316 \text{ lb} \\ &= 55867.28853 \text{ kg} \end{aligned}$$

### b. Menentukan berat tutup atas reaktor

Tutup atas dan bawah berbentuk standard dished

$$t_{ha} = t_{hb} = 59/16 \text{ in} = 0.3073 \text{ ft}$$

$$V_{\text{tutup dalam}} = 0.0847 \times d_i^3 = 0.0847 \times 292.149 = 24.745 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{tutup atas}} = 0.0847 \times (D_i + t_h)^3 = 0.0847 \times 334.647 = 28.345 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} V_{\text{dinding tutup}} &= V_{\text{tutup atas luar}} - V_{\text{tutup dalam atas}} \\ &= (28.345 - 24.745) \text{ ft}^3 = 3.600 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berat tutup atas :

$$\begin{aligned} W_{\text{tutup atas dan bawah}} &= V_{\text{dinding tutup}} \times \rho \\ &= 3.600 \text{ ft}^3 \times 481 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 1731.387 \text{ lb} = 785.34 \text{ kg} \end{aligned}$$

### c. Menentukan berat gas dalam reaktor

Rumus :

$$W = m \times t$$

$$\text{dimana, } m = \text{berat gas dalam reaktor} = 47959.6744 \text{ lb/jam}$$

$$t = \text{waktu tinggal gas dalam reaktor} = 0.01 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{gas masuk}} &= 47959.6744 \times 0.01 \\ &= 501.4984 \text{ lb} = 227.4747 \text{ kg} \end{aligned}$$



**d. Menentukan berat slurry dalam reaktor**

$$m = \text{berat slurry dalam reaktor} = 96354.7622 \text{ lb/jam}$$

$$t = 0.01 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{slurry masuk}} &= 96354.7622 \times 0.01 \\ &= 1007.5497 \text{ lb} = 457.0145 \text{ kg} \end{aligned}$$

**e. Menentukan berat gas dalam reaktor**

$$W_{\text{Air pendingin}} = 5020.9644 \text{ lb} = 2277.4593 \text{ kg}$$

**f. Menentukan berat coil**

$$W_j = \frac{\pi}{4} (D_o^2 - D_i^2) H \rho \quad (\text{stanley M. Walas, 1988})$$

Keterangan :

Dimana :  $W_c$  = berat coil pendingin dalam reaktor (lb)

$D_o$  = diameter luar pipa coil pendingin = 0.1250 ft

$D_i$  = diameter dalam pipa coil pendingin = 0.1167ft

$H$  = panjang coil pendingin = 63.573 ft

$\rho$  = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft<sup>3</sup>

Berat coil pendingin :

$$\begin{aligned} W_c &= \pi/4 \cdot (0.125^2 - 0.1167^2) \times 63.573 \times 489 \\ &= 48.3421 \text{ lb} \\ &= 21.9275 \text{ kg} \end{aligned}$$

**g. Menghitung berat perlengkapan lain-lain (*attachment*)**

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti nozzle, dan sebagainya dari (Brownell dan Young 1959), halaman 157 diperoleh:

$$W_a = 18 \% W_s$$

Dimana :

$W_a$  = berat attachment, lb

$W_s$  = berat shell Reaktor = 3763,8947 kg

Sehingga :

$$\begin{aligned} W_a &= 0.18 \times 55867.2885 \\ &= 10056.1119 \text{ kg} \end{aligned}$$

**h. Menghitung berat total reaktor**

$$\begin{aligned}
 W_T &= W_s + W_{\text{tutup atas}} + W_{\text{tutup bawah}} + W_{\text{Gas}} + W_{\text{Slurry}} + W_{\text{coil}} + W_{\text{air}} + W_{\text{attachment}} \\
 &= (55867.289 + 785.3401 + 785.3401 + 227.475 + 457.0145 + 21.927 \\
 &\quad + 2277.4593 + 10056.1119) \text{ kg} \\
 &= 70477.9564 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Dengan memperhatikan faktor keamanan sebesar 10% maka berat total beban reaktor adalah :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{Total}} &= (1,1) (70477.9564 \text{ kg}) \\
 &= 77525.75208 \text{ kg} = 170913.273 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

**B. Perancangan leg support (penyangga)**

Perencanaan :

- Menggunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Jenis kolom yang digunakan : I beam

Perhitungan :

- **Beban tiap kolom**

Dari Brownell & Young, persamaan 10.76 hal. 197 :

$$P = \frac{4 \cdot P_w (H - L)}{n \cdot D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n}$$

Dimana :

P = beban tiap kolom, lb

$P_w$  = total beban permukaan karena angin, lb

$V_w$  = kecepatan angin = 10 knot = 18.52 km/jam = 11.5078 mph

H = tinggi vessel dari pondasi, ft

L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft

$D_{bc}$  = diameter anchor bolt circle = 79.6250 in

n = jumlah support = 4 buah

$\Sigma W$  = berat total = 170913.2730 lb

P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

Reaktor diletakkan diluar ruangan, sehingga dipengaruhi adanya tekanan angin (beban tekanan angin dikontrol).

Maka berlaku rumus :

$$\begin{aligned} P_w &= 0.004 \cdot V_w^2 \cdot F_s \\ &= 0.004 \times 132.4292 \times 1 \\ &= 0.5297 \text{ lb.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= (L_s + h_a + h_b) + L \\ &= 824.7420 + 60 \\ &= 884.7420 \text{ in} = 73.7285 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{1}{2} H + 2 \frac{1}{2} \text{ ft} \\ &= 0.5 \times 73.7285 + 2 \frac{1}{2} \\ &= 39.3643 \text{ ft} = 472.371 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P &= \frac{4 \times 0.5297 (884.7420 - 1)}{4 \times 79.625} + \frac{170913.2730}{4} \\ &= 5.8792 + 42728.31826 = 42734.1975 \text{ lb} \end{aligned}$$

- **Trial ukuran I beam**

Trial I-Beam 7 in ukuran  $7 \times 3 \frac{5}{8}$  dengan pemasangan memakai beban eksentrik (terhadap sumbu).

Dari Brownell & Young, App. G-3 hal. 355, didapatkan :

Nominal size =  $7 \times 3 \frac{5}{8}$  in

Berat = 20 lb

Area of section ( $A_y$ ) =  $5.83 \text{ in}^2$

Dept of beam = 7 in

Width of flange (b) = 3.86 in

Axis (r) = 41.90 in

$I_{1-1}$  =  $2.68 \text{ in}^2$

**Menghitung bearing capacity ( $f_c$ )**

$$L/r = (472.3710 / 2.680) = 176.2578$$

karena  $L/r$  antara 60-200, maka :

$$f_c \text{ aman} = \frac{18000}{1 + \left[ \frac{(L/r)^2}{18000} \right]} = \frac{18000}{1 + \left[ \frac{(176.2578)^2}{18000} \right]} = 6603.239 \text{ psia}$$

$$f_{\text{eksentrik}} = \frac{P(a + 0.5b)}{I_{1-1} / 0.5b} = 6751.697 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned}
 f_{c \text{ aman}} &= f_c - f_{\text{aksentrik}} \\
 &= 6603.239 - 6751.697 = 13354.937 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

**Luas yang dibutuhkan (A)**

$$A = \frac{P}{f_{c \text{ aman}}} = \frac{42734.1975 \text{ lb}}{13354.937 \text{ lb/in}^2} = 3.199 \text{ in}^2 < A_y$$

Karena  $A < A_y$  yang tersedia ( $A_y$ ) maka trial I-Beam sudah memadai.

**Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :**

Ukuran I beam =  $7 \times 3 \frac{5}{8}$  in

Berat = 20 lb

Jumlah penyangga = 4 buah

Peletakan beban dengan beban eksentrik.

### C. Perancangan base plate

Perencanaan :

- Dibuat base plate dengan toleransi panjang adalah 5% dan toleransi lebar 20% [Hesse, hal. 163]
- Digunakan besi cor sebagai bahan konstruksi dari base plate

**Perhitungan :**

#### • Luas base plate

Rumus :

$$A_{bp} = \text{luas base plate, in}^2$$

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate, in}^2$$

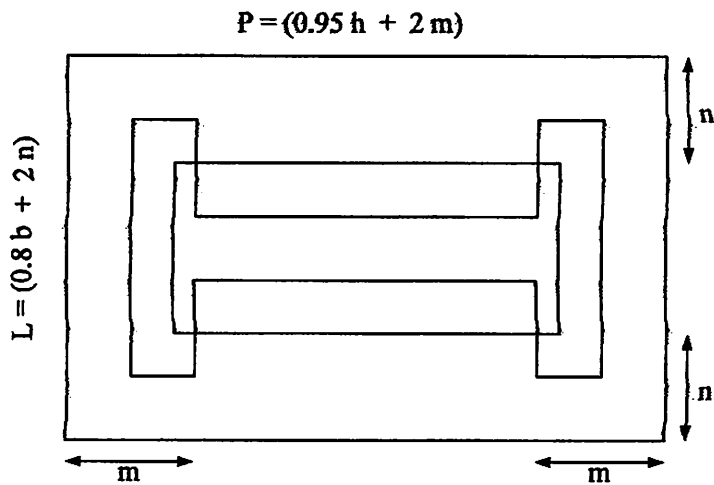
$$P = \text{beban dari tiap-tiap base plate} = 42734.1975 \text{ lb}$$

$$f_{bp} = \text{stress yang diterima oleh pondasi (bearing capacity yang terbuat dari beton} = 600 \text{ lb/in}^2 \text{) (Hesse, tabel 7-7 hal. 162)}$$

Sehingga :

$$A_{bp} = \frac{42734.197}{600 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 71.2237 \text{ in}^2$$



Gambar 6.9 Sketsa Base Plate

- Panjang dan lebar base plate

$$A_{bp} = p \times l$$

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate}$$

$$= 71.2237 \text{ in}^2$$

$$p = \text{panjang base plate, in}$$

$$= 2m + 0.95h$$

$$l = \text{lebar base plate, in}$$

$$= 2n + 0,8b$$

Diasumsikan  $m = n$

Maka :

$$A_{bp} = (2 m + 0,95 h) \times (2 n + 0,8 b)$$

$$71.22366 \text{ in}^2 = (2m + 6.65) \times (2 n + 3.088)$$

$$71.22366 \text{ in}^2 = 4m^2 + 19.476m + 20.5352$$

$$0 = 4m^2 + 19.476 m - 50.688$$

$$m = 1.8781 \text{ in}$$

sehingga :

$$\text{Panjang base plate (p)} = 2m + 0,95h$$

$$= 2.(1.8781) + (0,95 \times 7)$$

$$= 10.406 \text{ in} \approx 11 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar base plate (l)} &= 2n + 0,8b \\
 &= 2.(1.8781) + (0.8 \times 3.86) \\
 &= 6.844 \text{ in} \approx 7 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 11 in dan lebar base plate 7 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah  $11 \times 7 \text{ in}$  dengan luas  $(A) = 77 \text{ in}^2$ .

- **Peninjauan terhadap bearing capacity**

$$f = \frac{P}{A}$$

Dengan :

$$f = \text{bearing capacity, lb/in}^2$$

$$p = \text{beban tiap kolom} = 42734.1975 \text{ lb}$$

$$A = \text{luas base plate} = 77 \text{ in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 f &= \frac{P}{A} \\
 &= \frac{42734.1975 \text{ lb}}{77 \text{ in}^2} \\
 &= 554.99 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Karena  $f < f_{bp}$ , maka dimensi base plate sudah memenuhi

- **Peninjauan terhadap harga m dan n**

➤ Panjang base plate (p)

$$p = 2m + 0.95h$$

$$11 = 2m + (0.95 \times 7)$$

$$m = 2.1750$$

➤ Lebar base plate (l)

$$l = 2n + 0.8b$$

$$7 = 2n + (0.8 \times 3.86)$$

$$n = 1.9560$$

Karena harga  $m > n$ , maka tebal base plate dihitung berdasarkan harga m

- **Tebal base plate**

$$t = \sqrt{0.00015 \times p \times n^2} \quad [\text{Hesse, pers 7-12 hal. 163}]$$

Dengan :

$t$  = tebal base plate, in

$p$  = actual unit pressure yang terjadi pada base plate = 554.9896 psi

$m$  = 2.1750 in

Tebal base plate :

$$\begin{aligned} t &= \sqrt{0.00015 \times (554.9896) \times (2.1750)^2} \\ &= 0.6275 \text{ in} \approx 1 \text{ in} \end{aligned}$$

- **Menghitung dimensi baut dari base plate**

Diketahui :

Gaya yang bekerja pada 1 Leg : 42734.1975 lb

Jumlah baut pada setiap Leg : 4 buah

Maka beban tiap baut :

$$P_{\text{baut}} = \frac{P}{n_{\text{baut}}} = \frac{42734.1975}{4} = 10683.549 \text{ lb}$$

Bahan baut : High Alloy Steel SA-193 grade B type 321

Max. Allowable stress ( $f$ ) : 15000 psi

$$\begin{aligned} A_{\text{baut}} &= \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}} \\ &= \frac{10683.549}{15000} \\ &= 0.7122 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{\pi}{4} db^2$$

$$0.7122 = \frac{\pi}{4} db^2$$

$$db^2 = 0.9073 \text{ in}^2$$

$$db = 0.9525 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 diperoleh ukuran baut

1 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

Ukuran baut : 1 in

Root area	: 0,551 in <sup>2</sup>
Bolt spacing min	: 2 ¼ in
Min radial distance	: 1 ¾ in
Edge distance	: 1 ⅙ in
Nut dimension	: 1 ⅝ in
Max filled radius	: 7/16 in

#### D. Perancangan lug dan gusset

Perencanaan :

- Digunakan 2 buah plate horisontal (untuk lug) dan 2 buah plate vertikal (untuk gusset).
- Type : Double gusset plate
- Bahan : High Alloy Steel SA-193 Grade B8 type 321
- $f$  : 15000 psi
- $\mu$  : passion ratio : 0.33

#### Menghitung tebal horizontal plate (thp)

Dengsn Pers. 10.41 Brownell & Young, hal: 192

$$\text{thp} = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{\text{allowable}}}}$$

$$M_y = \frac{P}{\pi} \times \left( (1 + \mu) \times \ln \frac{2 \times l}{\pi} + (1 - \gamma_1) \right)$$

Menentukan gusset spacing (b')

Diketahui :

Lebar flange (b): 3.86 in

$d_{\text{baut}}$  : 1 in

$$\begin{aligned} b' &= b + (2 \times d_{\text{baut}}) \\ &= 3.86 + (2 \times 1) = 5.86 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan panjang lug (l) dengan konstanta  $\gamma_1$

Diketahui :

$$l = b_{\text{I-Beam}} = \text{lebar flange} = 3.86 \text{ in}$$

$$\frac{b'}{l} = \frac{5.86}{3.86} = 1.5181 \text{ in}$$



**Menentukan radius (e)**

Dari tabel 10.6, hal 192, Brownell didapat  $\gamma_1 = 0.125$

$$e = \frac{1}{2} t_s + 1 \frac{1}{2} + \frac{1}{2} b_{1-Beam}$$

$$= \frac{1}{2} \times 35/16 + 1 \frac{1}{2} + \frac{1}{2} 3.86 = 4.52375$$

Sehingga dapat dihitung :

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[ (1 + \mu) \times \ln \frac{2L}{\pi \cdot e} + (1 - \gamma_1) \right]$$

$$= \frac{42734.1975}{3.14} \times \left( (1 + 0.33) \times \ln \frac{2 \times 1}{3.14} + (1 - 0.125) \right)$$

$$= 36910.296 \text{ lb}$$

$M_y$  distubtitusikan ke persamaan 10.41, hal 193, Brownell diperoleh :

$$thp = \sqrt{\frac{6 \cdot M_y}{f_{allowable}}}$$

$$thp = \sqrt{\frac{6 \times 36910.29551}{15000}} = 3.8424 \text{ in}$$

maka digunakan plate dengan tebal 3.8424 in

**Menghitung tebal gusset ( $t_g$ )**

Dari fig 10.6, hal 191, Brownell dan pers 10.47 hal 194, diperoleh tebal gusset

$$\text{minimal} = 3/8 thp = 3/8 \times 3.8424 = 1.4409 \text{ in}$$

**Menghitung tinggi gusset ( $h_g$ )**

Tinggi gusset =  $h_g = A + \text{ukuran baut}$

$$\text{dimana: } = A = \text{lebar lug} = \text{Ukuran baut} + 6 \text{ in}$$

$$= 1 + 7 = 7 \text{ in}$$

maka :

$$h_g = A + \text{ukuran baut}$$

$$= 7 + 1 = 8 \text{ in}$$

**Menghitung tinggi lug (h)**

$$\text{Tinggi lug} = h_g + 2 thp$$

$$= 8 + 2 (.8424)$$

$$= 15.685 \text{ in}$$

## 6.7. Perancangan pondasi

Perencanaan :

1. Beban total yang harus ditahan pondasi :

- Berat reaktor total
- Berat kolom penyangga
- Berat base plate

2. Ditentukan :

- Masing-masing penyangga diberi pondasi
- Spesifik untuk semua penyangga sama

Perhitungan :

$$W = 42734.197 \text{ lb}$$

• **Beban yang harus ditanggung tiap kolom**

Rumus :

$$W_{bp} = p.l.t.\rho$$

Dimana :

$$p = \text{panjang base plate} = 11 \text{ in} = 0.9167 \text{ ft}$$

$$l = \text{lebar base plate} = 7 \text{ in} = 0.5833 \text{ ft}$$

$$t = \text{tebal base plate} = 0.628 \text{ in} = 0.0523 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas dari bahan konstruksi} = 481 \text{ lb/ft}^3$$

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$\begin{aligned} W_{bp} &= (0.9167 \text{ ft}) \times (0.5833 \text{ ft}) \times (0.0523 \text{ ft}) \times (481 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 13.4505 \text{ lb} \end{aligned}$$

**Beban tiap penyangga ( $W_p$ )**

Rumus :

$$W_p = L.A.F. \rho$$

Dimana :

$$L = \text{tinggi kolom} = 0.5833 \text{ ft}$$

$$A = \text{luas kolom I beam} = 5.830 \text{ in}^2 = 0.0405 \text{ ft}^2$$

$$F = \text{faktor koreksi} = 3.4$$

$$\rho = \text{densitas dari bahan konstruksi} = 481 \text{ lb/ft}^3$$

Beban tiap penyangga :

$$\begin{aligned} W_p &= (0.5833 \text{ ft}) \times (0.0405 \text{ ft}^2) \times (3.4) \times (481 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 38.6231 \text{ lb} \end{aligned}$$

• **Beban total**

$$\begin{aligned} W_T &= W + W_{bp} + W_p \\ &= (42734.197 + 13.4505 + 38.6231) \text{ lb} \\ &= 42786.271 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dianggap hanya ada gaya vertikal dan berat kolom itu sendiri bekerja pada pondasi, maka ditetapkan :

- Luas pondasi atas =  $20 \times 20$  in
- Luas pondasi bawah =  $40 \times 40$  in
- Tinggi = 25 in
- Luas permukaan tanah rata-rata :

$$A = \left\{ \left( \frac{20 \times 20}{2} \right) + \left( \frac{40 \times 40}{2} \right) \right\} = 1000 \text{ in}^2$$

➤ **Volume pondasi :**

$$\begin{aligned} V &= A \times t \\ &= (1000 \text{ in}^2) \times (25 \text{ in}) \\ &= 25000 \text{ in}^3 = 14.4676 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

➤ **Berat pondasi**

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

$$\rho = \text{densitas semen} = 144 \text{ lb/ft}^3$$

maka :

$$\begin{aligned} W &= (14.4676 \text{ ft}^3) \times (144 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 2083.3333 \text{ lb} \\ &= 944.9792 \text{ kg} \end{aligned}$$

➤ **Tekanan tanah :**

Pondasi didirikan diatas semen sand dan gravel, dengan Tabel 12.2 Hesse hal.327:

- Save bearing minimum =  $5 \text{ ton/ft}^2$
- Save bearing maximum =  $10 \text{ ton/ft}^2$

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$\begin{aligned} P &= 10 \text{ ton/ft}^2 \\ &= 22046 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 153,0972 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah :

$$P = \frac{W}{A}$$

Dimana :

W = berat beban total + berat pondasi

A = luas bawah pondasi =  $(40 \times 40) \text{ in}^2 = 1600 \text{ in}^2$

Sehingga :

$$\begin{aligned} P &= \frac{42786.271 \text{ lb} + 944.9792 \text{ lb}}{1600 \text{ in}^2} \\ &= 27.3320314 \text{ lb/in}^2 \\ &= 3935.920685 \text{ lb/ft}^2 \end{aligned}$$

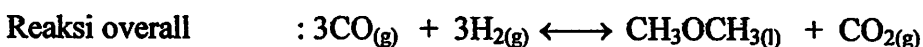
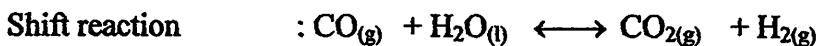
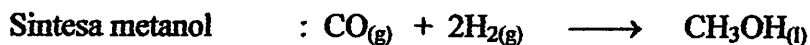
Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi, maka pondasi dengan ukuran  $(20 \times 20) \text{ in}$  luas atas dan  $(40 \times 40) \text{ in}$  luas bawah dengan tinggi pondasi 25 in dapat digunakan.

### Spesifikasi Reaktor Sintesa DME

Nama alat : Reaktor

Fungsi : Untuk mengkonversi gas sintesa menjadi Dimethyl Ether.

Dengan reaksi sebagai berikut :



Tipe : Fixed Bed Reaktor

Jenis : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head yang dilengkapi dengan coil pendingin.

### Dasar Perencanaan

Untuk mengendalikan temperatur operasi pada reaktor, yaitu pada suhu  $260^\circ \text{C}$  dan tekanan  $49.35 \text{ atm}$ , maka reaktor dilengkapi dengan coil pendingin.

## Spesifikasi Reaktor Sintesa DME :

### 1. Bagian silinder

- Diameter luar : 84 in
- Diameter dalam : 79.625 in
- Tinggi silinder : 787.4 in
- Tebal silinder : 35/16 in
- Tinggi tutup atas : 18.671 in
- Tebal tutup atas : 59/16 in
- Tinggi tutup bawah : 18.671 in
- Tebal tutup bawah : 59/16 in
- Tinggi Reaktor : 824.742 in
- Bahan konstruksi : Stainless steel, SA-240 M 316

### 2. Coil Pendingin

- Panjang coil : 63.573 ft
- Jumlah lilitan : 8 buah
- Jarak antar coil : 2 in
- Tinggi lilitan coil : 5.0862 in

### 3. Sparger

- Luas Sparger : 33.1459 in<sup>2</sup>
- Jarak antar lubang P<sub>T</sub> : 1 in
- Jumlah lubang : 76 buah

### 4. Nozzle

#### a. Nozzle untuk pemasukan gas sintesis

- Type : Welding Neck
- Ukuran NPS : 14 in
- Diameter luar flange (A) : 21 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 3 3/8 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) : 16 1/4 in
- Diameter hubungan pada alas (E) : 15 3/4 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 14.00 in
- Panjang ke dalam shell (L) : 5 in
- Diameter dalam flange (B) : 13.25 in

**b. Nozzle untuk pemasukan katalis slurry**

- Type : Welding Neck
- Ukuran NPS : 5 in
- Diameter luar flange (A) : 10 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 15/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) : 7 5/6 in
- Diameter hubungan pada alas (E) : 6 7/16 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 5.560 in
- Panjang ke dalam shell (L) : 3 1/2 in
- Diameter dalam flange (B) : 5.05 in

**c. Nozzle untuk pengeluaran gas produk**

- Type : Welding Neck
- Ukuran NPS : 10 in
- Diameter luar flange (A) : 16 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 1 3/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) : 12 3/4 in
- Diameter hubungan pada alas (E) : 12 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 10.750 in
- Panjang ke dalam shell (L) : 4 in
- Diameter dalam flange (B) : 10.02 in

**d. Nozzle untuk pemasukan air pendingin**

- Type : Welding Neck
- Ukuran NPS : 1 in
- Diameter luar flange (A) : 4 1/4 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 9/16 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) : 2 in
- Diameter hubungan pada alas (E) : 1 15/16 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 1.320 in
- Panjang ke dalam shell (L) : 2 3/16 in
- Diameter dalam flange (B) : 1.05 in

**e. Nozzle untuk pengeluaran air pendingin**

- Type : Welding Neck
- Ukuran NPS : 2 in
- Diameter luar flange (A) : 6 in
- Ketebalan flange minimum (T) : 3/4 in
- Diameter luar bagian yang menonjol (R) : 3 5/8 in
- Diameter hubungan pada alas (E) : 3 1/16 in
- Diameter hubungan pada titik pengelasan (K) : 2.380 in
- Panjang ke dalam shell (L) : 2 1/2 in
- Diameter dalam flange (B) : 2.07 in

**5. Gasket**

- Bahan konstruksi : Flat metal, jacketed, asbestos filled (stainless steel)
- Gasket factor (m) : 3.75
- Min design seating stress(y) : 9000 psia
- Lebar gasket : 43/16 in

**5. Bolting**

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-193 Grade B8 Type 304
- Tensile strength min : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 15000
- Ukuran baut : 3 in
- Jumlah baut : 50 buah
- Bolt spacing : 6 1/4 in

**5. Flange**

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Type 310
- Tipe : Loose ring flange
- Tensile strength min : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 18750
- Tebal flange : 10.086 in

**5. Penyangga**

- Jenis : I beam
- Ukuran : 7 x 3 5/8 in



- Berat (W) : 20 lb
- Luas penyangga (Ay) : 5.83 in<sup>2</sup>
- Tinggi (h) : 7 in
- Lebar penyangga (b) : 3.86 in
- Jumlah penyangga : 4 buah

#### 6. Base Plate

- Bahan : Besi cor
- Panjang (P) : 11 in
- Lebar (l) : 7 in
- Luas (A) : 77 in<sup>2</sup>
- Tebal (t) : 1 in
- Ukuran baut : 1 in
- Root area : 0,551 in<sup>2</sup>
- Bolt spacing min : 2 ¼ in
- Min radial distance : 1 ⅜ in
- Edge distance : 1 ⅙ in
- Nut dimension : 1 ⅝ in
- Max filled radius : 7/16 in

#### 7. Lug dan Gusset

- Tebal plate horizontal : 3.842 in
- Tebal plate vertikal : 1.441 in
- Lebar lug dan gusset : 7 in
- Tebal lug : 3.842 in
- Tebal gasket : 1.441 in
- Tinggi lug dan gusset : 15.685 in

#### 12. Pondasi

- Bahan : cemented sand and gravel
- Luas pondasi atas (A) : 20 × 20 in
- Luas pondasi bawah (A) : 40 × 40 in
- Tinggi pondasi (h) : 25 in



## **BAB VII**

### **INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA**

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk DME yang diinginkan maka diperlukan adanya suatu alat kontrol jalannya proses suatu industri. Selain itu juga peranan sumber daya manusia sangat penting dalam menentukan suatu produksi. Dengan pertimbangan tersebut maka perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

#### **7.1. Instrumentasi**

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam pengendalian proses suatu industri. Pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik maupun hanya pada beberapa unit pabrik yang benar – benar harus diperhatikan secara cermat dan akurat.

Instrumentasi dipasang untuk mengatur dan mengendalikan variabel variabel proses yang sangat penting selama proses berlangsung. Instrumentasi dapat bekerja baik secara manual, secara otomatis dan semi otomatis. Variabel variabel yang dikendalikan umumnya adalah tekanan, temperatur, laju air dan tinggi permukaan cairan.

Adapun tujuan pemasangan alat instrumentasi secara spesifik adalah :

1. Untuk menjaga keamanan operasi suatu proses, dengan jalan :
  - Menjaga variabel – variabel proses berada dalam batas operasi aman.
  - Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda – tanda bahaya dan memutuskan hubungan secara otomatis.
2. Untuk mendapatkan rate atau laju produksi yang diinginkan.
3. Untuk menjaga kualitas produksi.
4. Untuk mempermudah pengoperasian alat.
5. Keselamatan dan efisiensi kerja lebih terjamin.

Faktor – faktor yang harus diperhatikan dalam pemeliharaan instrumentasi :

- Jenis instrumentasi
- Range yang diperhatikan untuk pengukuran
- Ketelitian yang diperlukan
- Bahan konstruksi serta pengaruh instrumentasi pada kondisi operasi
- Faktor ekonomi

Macam – macam alat kontrol yang umum digunakan dalam industri, antara lain :

1. Pressure control (PC) : Merupakan alat pengontrol tekanan
2. Pressure indicator (PI) : Merupakan alat penunjuk tekanan
3. Temperature control (TC): Merupakan alat pengontrol suhu
4. Level indicator (LI) : Merupakan alat penunjuk tinggi permukaan cairan  
liquida
5. Flow control (FC) : Merupakan alat pengontrol laju alir
6. Weight control (WC) : Merupakan alat pengontrol jumlah/berat bahan
7. Ratio control (PC) : Merupakan alat pengontrol ratio bahan

Jenis – jenis pengontrolan yang dilakukan adalah :

- Indicator : Alat yang menunjukkan kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu peralatan
- Controller : Alat yang dapat menunjukkan kondisi operasi dan mengendalikannya sehingga sesuai dengan yang diinginkan

Instrumentasi yang digunakan antara lain :

- Pressure indicator (PI) yang berfungsi sebagai petunjuk takanan pada alat yang beroperasi
- Pressure Controller (PC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tekanan pada alat yang beroperasi
- Temperature Controller (TC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol temperatur pada alat yang beroperasi
- Flow control (FC), berfungsi sebagai alat pengontrol laju alir
- Weight control (WC) berfungsi sebagai pengontrol jumlah/berat bahan

Pemasangan instrumentasi pada alat – alat proses yang terdapat pada pabrik Dimetil Eter adalah :

**Tabel : 7.1. Instrumentasi Pabrik Dimetil Eter**

No.	Kode Alat	Nama Alat	Instrumentasi	jumlah
1	F-115A	Bin TKKS	WC	1
2	F-115B	<i>Storage Bahan Bakar</i>	LI	1
3	Q-119	<i>Furnace</i>	FC, TC	1
4	R-110	<i>Gasifier Reactor</i>	TC, PC, FC	1
5	R-120	<i>Water Gas Shift Reaktor</i>	TC, PC	1
6	F-133	<i>Storage MDEA</i>	LI	1
7	M-135	<i>Amine Mixer</i>	FC	1
8	D-130	<i>Kolom Absorber</i>	TC, PC	1
9	F-139	Tangki Katalis	FC	1
10	R-130	<i>Slurry Bubble Reactor</i>	TC, FC, PC	1
11	D-143	<i>Flash Separator I</i>	PC, TC	1
12	D-140	<i>Kolom Destilasi I</i>	LI	1
13	F-153	<i>Storage Produk Samping CO<sub>2</sub></i>	PC	1
14	F-166	<i>Storage Produk DME</i>	PC	1

## 7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja pada suatu pabrik harus mendapatkan perhatian cukup besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan manusia dan keselamatan kerja dengan baik dan teratur. Dengan memperhatikan keselamatan kerja dengan baik dan teratur, secara psikologi akan membuat para pekerja merasa aman sehingga konsentrasi para pekerja pada pekerjaannya meningkat, dengan demikian produktivitas dan efisiensi kerja akan meningkat pula.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata – mata ditujukan pada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Dengan terpeliharannya peralatan dengan baik maka peralatan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama. Usaha lain yang dapat dilakukan adalah dengan mengadakan penyuluhan, sosialisasi, atau pelatihan akan pentingnya penerapan K3 di dalam Industri khususnya pabrik ini.

Secara umum ada 3 macam bahaya yang umumnya terjadi dalam pabrik, yang harus diperhatikan dalam perencanaannya, yaitu :

- Bahaya kebakaran dan peledakan
- Bahaya mekanik
- Bahaya kesehatan

### **7.2.1. Bahaya kebakaran dan peledakan**

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan adanya kecelakaan yang membahayakan pekerja, kerusakan pada peralatan serta terhentinya proses produksi, oleh sebab itu diperlukan pengaman yang sebaik – baiknya.

Adapun beberapa penyebab terjadi kebakaran antara lain :

- a. Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari utilitas, workshop, laboratorium dan unit proses lainnya.
- b. Terjadinya loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak serta pada alat lainnya.
- c. Kemungkinan terjadi ledakan pada tangki penyimpan bahan baku karena adanya kenaikan suhu dan tekanan.

Cara mengatasi bahaya kebakaran meliputi :

#### **1. Pencegahan bahaya kebakaran :**

- a. Penempatan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power plant tetapi praktis dari unit proses.
- b. Bangunan seperti workshop, laboratorium dan kantor sebaiknya diletakkan sejauh mungkin dari unit proses.
- c. Pemasangan instrumen pendeteksi (aliran, temperature, maupun tekanan) apabila terdapat kebocoran gas di sekitar ruangan proses.
- d. Bila terpaksa antara unit yang satu dengan yang lainnya harus dipisahkan dengan dinding beton agar dapat dihindari pengaruh kebakaran dari unit yang satu dengan unit yang lain.
- e. Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh panel transmisi yang ada.
- f. Diberi tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok.
- g. Penempatan bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak di tempat yang tertutup dan jauh dari sumber api.

- h. Penempatan pipa air yang melingkari seluruh lokasi pabrik.
- i. Penempatan kabel dan kawat listrik yang diatur rapi dan jauh dari tempat panas.
- j. Pemasangan alat pemadam kebakaran di setiap tempat yang paling rawan dan pemasangannya harus pada tempat yang mudah dijangkau.

## 2. Pengamatan dan pengontrolan kebakaran

Apabila terjadi kebakaran api harus dilokalisir, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi. Untuk pemakaian alat-alat pemadam kebakaran harus diketahui jenis-jenis api, yang dibedakan atas :

### a. Kelas A

Api yang ditimbulkan oleh barang-barang yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat di dalam pabrik. Untuk penanganan jenis api ini diperlukan pembahasan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

### b. Kelas B

Api yang ditimbulkan oleh cairan yang mudah terbakar seperti residu. Penanganan api jenis ini, dengan cara memberikan penutup atau pembungkus bahan-bahan tersebut.

### c. Kelas C

Api dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Penanganan api jenis ini, alat harus tidak mengandung listrik

### d. Kelas D

Api yang ditimbulkan oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal ini diperlukan jenis pengamatan tertentu.

Media atau zat-zat yang dapat digunakan untuk jenis-jenis api di atas antara lain sebagai berikut :

- Dry Chemical Extinguished untuk api kelas A,B,C dan D
- Soda Extinguished untuk api jenis A, C dan D

### 7.2.2. Bahaya mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi. Bentuk kerusakan yang umum adalah karena panas dan ledakan. Kejadian ini selain mengakibatkan kerugian material juga dapat mengakibatkan cacat atau meninggalnya pekerja. Secara umum tindakan pencegahan yang dilakukan untuk menghindari bahaya mekanik adalah :

- Perencanaan tangki dan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor korosi dan lain-lain.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai serta pemberian alat pengaman bagi proses-proses yang berbahaya.
- Sistem penerangan yang baik.
- Pemasangan tanda-tanda bahaya dan instruksi keselamatan kerja di tempat-tempat yang dianggap berbahaya.
- Pengaturan peralatan sedemikian rupa sehingga para pekerja dapat mengoperasikannya dengan aman.

Beberapa kemungkinan kecelakaan mekanik :

#### a. Tangki – tangki

Bahaya yang paling besar adalah tangki – tangki yang bertekanan tinggi.

Hal – hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan tangki harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, memperhitungkan faktor – faktor korosi dan lain – lain.
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai yaitu pressure kontrol, level kontrol dan temperatur kontrol.

#### b. Reaktor

Hal – hal yang perlu diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan reaktor harus sesuai dengan ketentuan – ketentuan yang berlaku mengenai bahan konstruksi, faktor korosi dan lain – lain.
- Perencanaan isolasi harus baik dengan memperhatikan perpindahan panas yang terjadi karena reaksi bersifat eksotermis
- Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai, temperatur kontrol, pressure kontrol, flow kontrol dan lain – lain.

### c. Perpipaan

Kecelakaan yang terjadi karena perpipaan antara lain karena kebocoran zat – zat yang berbahaya.

Hal – hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Pemasangan pipa hendaknya pada tempat tinggi atau ditempat – tempat yang jarang dilalui pekerja dan diusahakan pemasangan pipa tidak didalam tanah karena menimbulkan kesulitan bila terjadi kebocoran.
- Sebelum dipakai hendaknya dicoba kekuatan tekanan dan kekuatan terhadap suhu, terutama pada daerah sambungan.
- Pemasangan valve yang mudah terjangkau.
- Pemasangan isolasi yang baik untuk mencegah kecelakaan luka bakar karena tersentuh, juga untuk mencegah lolosnya panas dalam proses.

#### 7.2.3. Bahaya Kesehatan

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan jiwa orang lain. Untuk itu pengetahuan akan bahaya masing – masing alat sangatlah penting untuk diketahui oleh semua karyawan terutama operator kontrol. Baik didukung oleh kualitas peralatan yang memadai dan selalu terawat dengan baik.

Karyawan harus menggunakan pelindung diri seperti helm, sepatu, sarung tangan dan masker. Selain itu untuk menghindari bahaya mekanik maka alat – alat yang bergerak harus diberi pengaman. Dan untuk menghindari panas maka alat – alat seperti : reaktor, heater dan lain – lain dapat menggunakan isolasi sebagai pengaman.

Selain itu bahaya kesehatan karyawan perlu diwaspadai. Umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan produk. Karena itu usahakan agar ruangan proses maupun ruangan lainnya memiliki ventilasi yang cukup agar pertukaran udara dapat berlangsung dengan baik.

**Tabel 7.2.1. Tabel Alat Keselamatan Kerja Pabrik Dimetil Eter**

No	Nama alat pengaman	Lokasi penggunaan
1.	<b>Alat pelindung diri (APD)</b> Masker penyerap uap / mist a. Helm b. Sepatu pengaman c. Sarung tangan	Di ruangan petugas yang bekerja pada areal proses
2.	Hydrant / unit pemadam kebakaran	Semua ruangan
3.	Isolasi panas	Alat alat proses, dan Perpipaian
4.	Alarm Kebakaran	Petugas di semua ruangan
5.	Isolasi dan panel-panel	Kabel-kabel listrik
6.	Pagar pelindung	Alat transportasi seperti belt conveyer
7.	Kotak P3K	Petugas di semua ruangan



## **BAB VIII**

### **UTILITAS**

Unit utilitas merupakan sarana yang sangat penting bagi kelangsungan proses produksi. Unit utilitas yang diperlukan pada pra rencana pabrik Dimetil Eter (DME) dari tandan kosong kelapa sawit (TKKS) ini meliputi :

- Air yang berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan air untuk pemadam kebakaran.
- Steam sebagai media pemanas dalam proses produksi.
- Listrik yang berfungsi untuk menjalankan alat-alat produksi, utilitas dan untuk penerangan.
- Bahan bakar untuk mengoperasikan generator, furnace dan boiler

Dari kebutuhan unit utilitas yang diperlukan, maka utilitas tersebut dibagi menjadi tiga unit, antara lain :

1. Unit Penyediaan Air
2. Unit Penyediaan Tenaga Listrik
3. Unit Penyediaan Bahan Bakar

#### **8.1. Unit Penyediaan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air pada pabrik, maka direncanakan diambil dari air sungai. Pengambilan air sungai ditampung dalam bak penampung air sungai untuk mengalami pengolahan selanjutnya yang dipergunakan sebagai air sanitasi. Sedangkan untuk air proses, air pendingin dan air umpan boiler akan diolah lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan masing-masing. Unit pengolahan air dalam Pra Rencana Pabrik Dimetil Eter adalah sebagai berikut :

##### **8.1.1. Air Sanitasi**

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, dan kebutuhan air lainnya. Air sanitasi yang dibutuhkan sebesar 2905.850 kg/jam. Air sanitasi yang dipergunakan harus memenuhi syarat kualitas sebagai berikut:

- a. Syarat Fisik
  - Berada di bawah suhu udara
  - Tidak berwarna
  - Tidak berasa

- Tidak berbau
- pH netral
- Tidak berbusa

**b. Syarat kimia**

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, Hg
- Tidak mengandung zat-zat kimia beracun

**c. Syarat mikrobiologis**

Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen.

**8.1.2. Air Pendingin**

Air berfungsi sebagai pendingin pada alat perpindahan panas dengan kebutuhan sebanyak 1817352.131 kg/jam. Untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka setelah didinginkan pada quench tower air digunakan lagi. Air digunakan sebagai media pendingin dengan alasan sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang banyak didapat
- Mudah dikendalikan dan mudah dalam penggunaannya
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Sebagai media pendingin, air harus memenuhi persyaratan tertentu, yaitu tidak mengandung :

- Hardness, yang memberikan efek pada pembuatan kerak
- Besi yang menyebabkan korosi
- Silika yang menyebabkan kerak
- Minyak yang menyebabkan menurunnya efisiensi heat transfer yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

**8.1.3. Air Umpan Boiler**

Air umpan boiler merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media pemanas.

Kebutuhan air umpan boiler adalah sebanyak 11738.412 kg/jam

#### 8.1.4. Air Proses

Air proses merupakan bahan baku yang berfungsi sebagai media pengencer larutan MDEA di Amine Mixer. Air yang digunakan untuk harus memenuhi persyaratan sebagai berikut :

- Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S dan NH<sub>3</sub>.
- Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik dan zat-zat tak larut dalam jumlah yang besar.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut dan mencegah kerusakan pada reaktor, sebelum digunakan air harus diolah terlebih dahulu melalui :

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut.

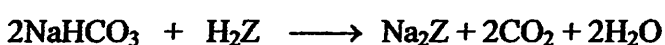
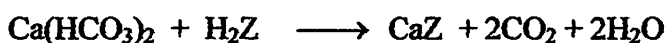
#### 8.2. Unit Pengolahan Air

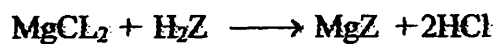
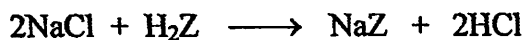
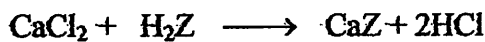
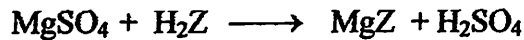
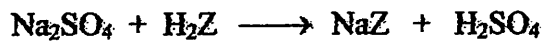
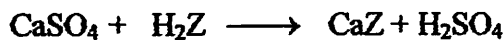
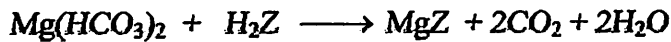
Air sungai digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, air sanitasi, air pendingin, dan air proses. Adapun proses pengolahannya adalah :

Air dipompa (L-212) menuju bak sedimentasi (F-213) untuk mengendapkan kotoran – kotoran pada air sungai. Setelah itu air dipompa (L-214) menuju bak skimmer (L-215) untuk mengambil kotoran – kotoran yang mengapung dan memisahkan endapannya. Keluar dari bak skimmer air dipompa (L-216) menuju tangki *clarifier* (H-210) untuk ditambah alum sehingga terjadi flokulasi. Air tersebut dipompa (L-211) menuju sand filter (H-221) untuk menghilangkan bau dan warnanya. Dan ditampung pada bak air bersih (F-222). Air pada bak air bersih siap untuk diolah lagi sesuai dengan fungsinya masing – masing yaitu :

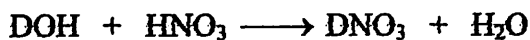
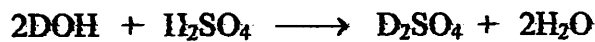
##### a. Pengolahan air proses

Pelunakan air dilakukan dengan proses pertukaran ion dalam demineralizer yang terdiri dari dua tangki yaitu tangki kation exchanger (D-220A) dan tangki kation exchanger (D-220B). Kation exchanger yang digunakan adalah resin zeolit (Hidrogen exchanger) dan anion exchanger yang digunakan adalah de-acidite (DOH). Air dari bak penampung air bersih akan dialirkan ke (F-222) menuju tangki kation exchanger sehingga terjadi reaksi :





Ion – ion bikarbonat, sulfat, dan klor akan diikat oleh ion Z membentuk  $\text{CO}_2$  dan air,  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , dan  $\text{HCl}$ . Selanjutnya air ini dialirkan ke tangki anion exchanger untuk menghilangkan anion – anion yang tidak dikehendaki dengan reaksi :



Jadi keluaran dari tangki demineralizer adalah garam – garam kalsium, natrium, dan magnesium terikat oleh ion kation exchanger dalam bentuk  $\text{CaZ}$ ,  $\text{NaZ}$ , dan  $\text{MgZ}$ . Sedangkan  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{HCl}$ ,  $\text{HNO}_3$  akan terikat oleh anion exchanger dalam bentuk  $\text{D}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{DCl}$ ,  $\text{DNO}_3$ . setelah keluar dari anion exchanger tersebut maka air telah terbebas dari ion – ion pengganggu.

Keluar dari tangki anion exchanger air dialirkan pada bak air lunak (F-224). Air dipompa (L-231) ke dalam unit proses produksi

#### b. Pengolahan air pendingin

Air dari bak air bersih (F-222) dipompa (L-221) menuju bak air pendingin (F-242). Keluar itu air dipompa menuju peralatan dengan pompa (L-225) dan air sisa pendingin tersebut dialirkan kembali ke bak air pendingin.

#### c. Pengolahan air sanitasi

Air dari bak air bersih dipompa (L-226) menuju bak klorinasi (F-230) dan ditambahkan desinfektan  $\text{Cl}_2$  sebanyak 1 ppm. Dari bak klorinasi tersebut dipompa (L-243) dan digunakan sebagai air sanitasi.

### **8.3. Unit Penyediaan Tenaga Listrik**

Kebutuhan listrik disuplai dari generator. Kebutuhan listrik pada Pra Rencana Pabrik DME digunakan untuk :

- Keperluan proses
- Keperluan utilitas
- Keperluan penerangan seluruh area pabrik

Dari Appendik D, didapatkan daya listrik yang dibutuhkan untuk Pra Rencana Pabrik DME adalah sebesar 97,848.4796 kW. Kebutuhan listrik tersebut sebesar 40 % dipenuhi oleh PLN dan pabrik ini memiliki satu buah generator 58709.0878 KVA.

### **8.4. Unit penyediaan Bahan Bakar**

Bahan bakar merupakan bahan padat, cair maupun gas yang dapat bereaksi dengan oksigen secara eksotermal. Bahan bakar yang dipakai dalam Pra Rencana Pabrik DME adalah solar yang merupakan produk utama pabrik ini. Jumlah solar yang dibutuhkan adalah 7263.4584 L/jam.

## **BAB IX**

### **LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK**

#### **9.1. Lokasi Pabrik**

Dasar pemilihan untuk penentuan lokasi pabrik dari suatu perusahaan adalah sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat, karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan dalam persaingan dan menentukan kelangsungan hidup perusahaan.

Oleh karena itu, perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi terpilih benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala aspek. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua faktor, yaitu faktor utama dan faktor-khusus.

##### **9.1.1. Faktor utama, meliputi :**

###### **a. Penyediaan bahan baku**

Ditinjau dari tersedianya bahan baku dan harga bahan baku, maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku. Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan pengadaannya.
- Kualitas bahan baku yang ada dan apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.
- Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutan

###### **b. Pemasaran**

Pemasaran merupakan salah satu faktor yang paling penting dalam industri kimia karena berhasil atau tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Dimana produksi akan dipasarkan
- Kebutuhan produk saat sekarang dan akan datang
- Pengaruh persaingan yang ada

- Jarak pemasaran dari lokasi dan bagaimana sarana pengangkutan untuk sampai ke daerah pemasaran.

**c. Utilitas**

Unit utilitas dalam suatu pabrik sangatlah penting karena merupakan sarana bagi kelancaran proses produksi. Unit utilitas terdiri dari :

- **Air**

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, air sanitasi dan kebutuhan lainnya.

Untuk memenuhi kebutuhan ini air diambil dari air sungai.

Bila air dibutuhkan dalam jumlah besar, maka pengambilan air sungai (sumber) akan lebih ekonomis. Hal-hal yang diperhatikan dalam pemilihan sumber air :

- Kemampuan sumber air untuk melayani pabrik
- Kualitas air yang disediakan
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air

- **Listrik**

Listrik dalam industri mempunyai peranan penting terutama sebagai motor penggerak selain penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang harus diperhatikan :

- Ada tidaknya jumlah tenaga listrik yang tersedia didaerah itu
- Harga tenaga listrik dimasa yang akan datang

**d. Iklim dan alam sekitarnya**

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Keadaan alamnya, keadaan alam yang menyulitkan akan mempengaruhi spesifikasi peralatan serta konstruksi peralatan.
- Keadaan angin (kecepatan dan arah angin) pada situasi terburuk yang pernah terjadi pada tempat tersebut.
- Gempa bumi yang mungkin pernah terjadi
- Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang

### 9.1.2. Faktor Khusus

Yang termasuk faktor khusus :

#### a. Transportasi

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pembekalan (*supply*) bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan fasilitas-fasilitas yang ada, seperti :

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor
- Adanya pelabuhan laut dan lapangan udara
- Sungai atau laut yang dapat dilalui perahu atau kapal

#### b. Tenaga kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut

#### c. Karakteristik dari lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam memilih lokasi adalah :

- Apakah daerah tersebut merupakan lokasi bebas sawah, rawa, bukit, dsb
- Harga tanah dan fasilitas lainnya

#### d. Faktor lingkungan (komunitas)

- Adat istiadat atau kebudayaan di daerah sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, sekolah, poliklinik dan tempat ibadah
- Apakah merupakan daerah pedesaan atau perkotaan

#### e. Peraturan dan perundang-undangan

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada bagi industri di daerah tersebut



**f. Buangan pabrik**

Apabila buangan pabrik berbahaya bagi kehidupan di sekitarnya, maka ada beberapa yang harus di perhatikan :

- Cara pengeluaran bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat
- Masalah pencemaran yang mungkin timbul

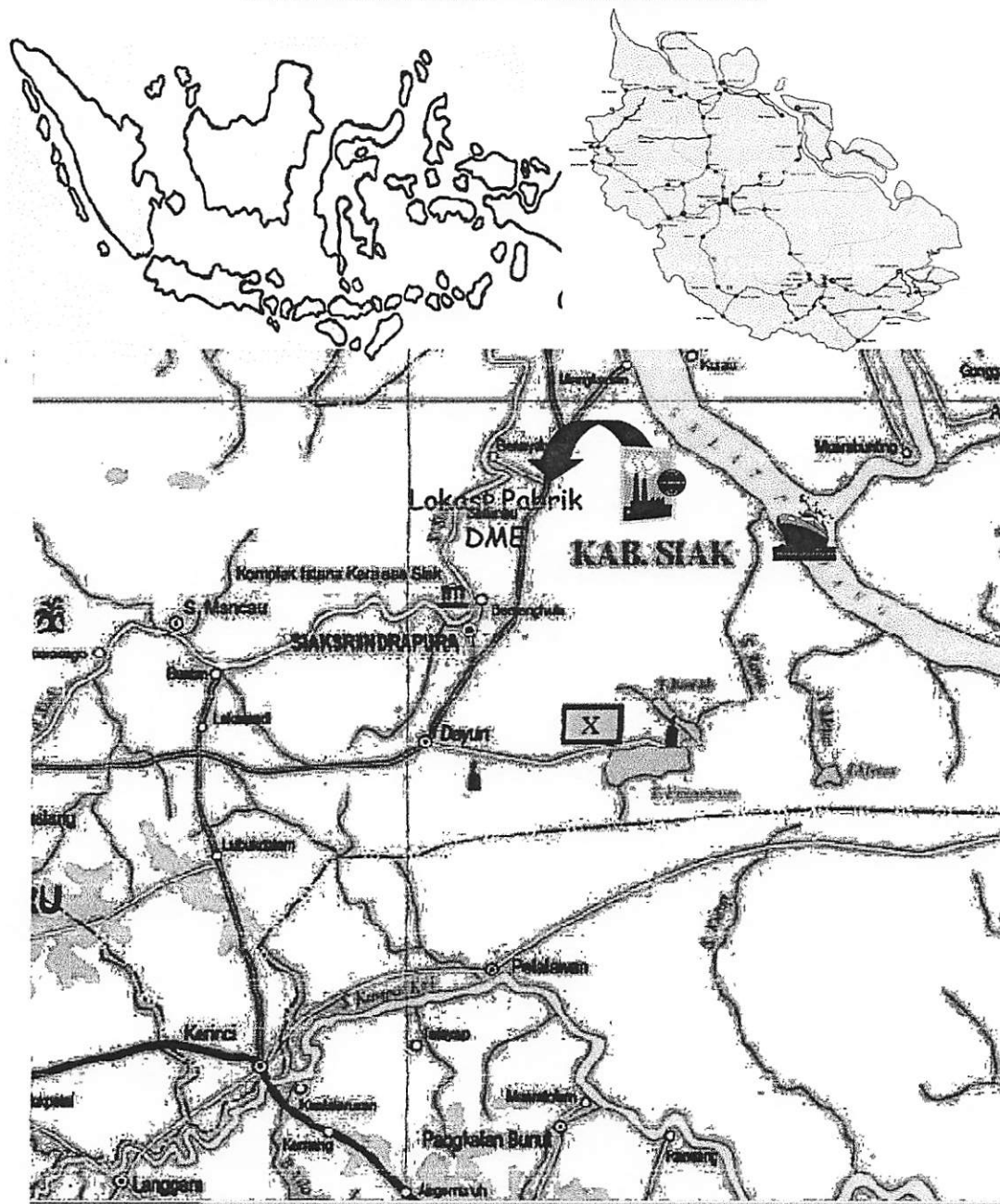
Berdasarkan pertimbangan dari kedua faktor tersebut maka pabrik Dimetil

Eter ini layak didirikan di daerah Kab. Siak, Provinsi Riau.

Adapun pertimbangannya karena :

1. Penyediaan air sangat mudah karena berdekatan dengan sungai.
2. Dekat dengan bahan baku tandan kosong dari kabupaten-kabupaten yang ada di Riau.
3. Mudah dalam pendistribusian produk DME baik untuk konsumsi dalam negeri maupun untuk ekspor. Dalam hal ini, Riau mempunyai jalur transportasi darat yang cukup memadai, serta dekat dengan transportasi laut sehingga sangat menguntungkan dalam mendistribusikan produk.
4. Faktor-faktor yang menyangkut iklim, karakteristik lingkungan dan faktor-faktor sosial yang tidak menjadi masalah bila ditinjau dari industri-industri yang telah berdiri di Kabupaten Siak, Provinsi Riau.

### Peta Kab. Siak – Provinsi Riau



Skala : 1 : 650.000

Gambar 9.1.1. Peta Lokasi Pabrik DME

## **9.2. Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik adalah pengaturan atau peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik, yaitu meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efektif dan efisien. Tujuan utama dari tata letak pabrik adalah :

- Untuk mengatur alat-alat serta fasilitas produksi
- Untuk menjaga keselamatan
- Supaya pemeliharaan dapat diatur dengan mudah
- Pembiayaan dapat ditekan seminimal mungkin
- Fungsi dari peralatan dan bangunan dapat dipakai seefisien mungkin

Tata letak pabrik dapat dibagi menjadi 2 bagian :

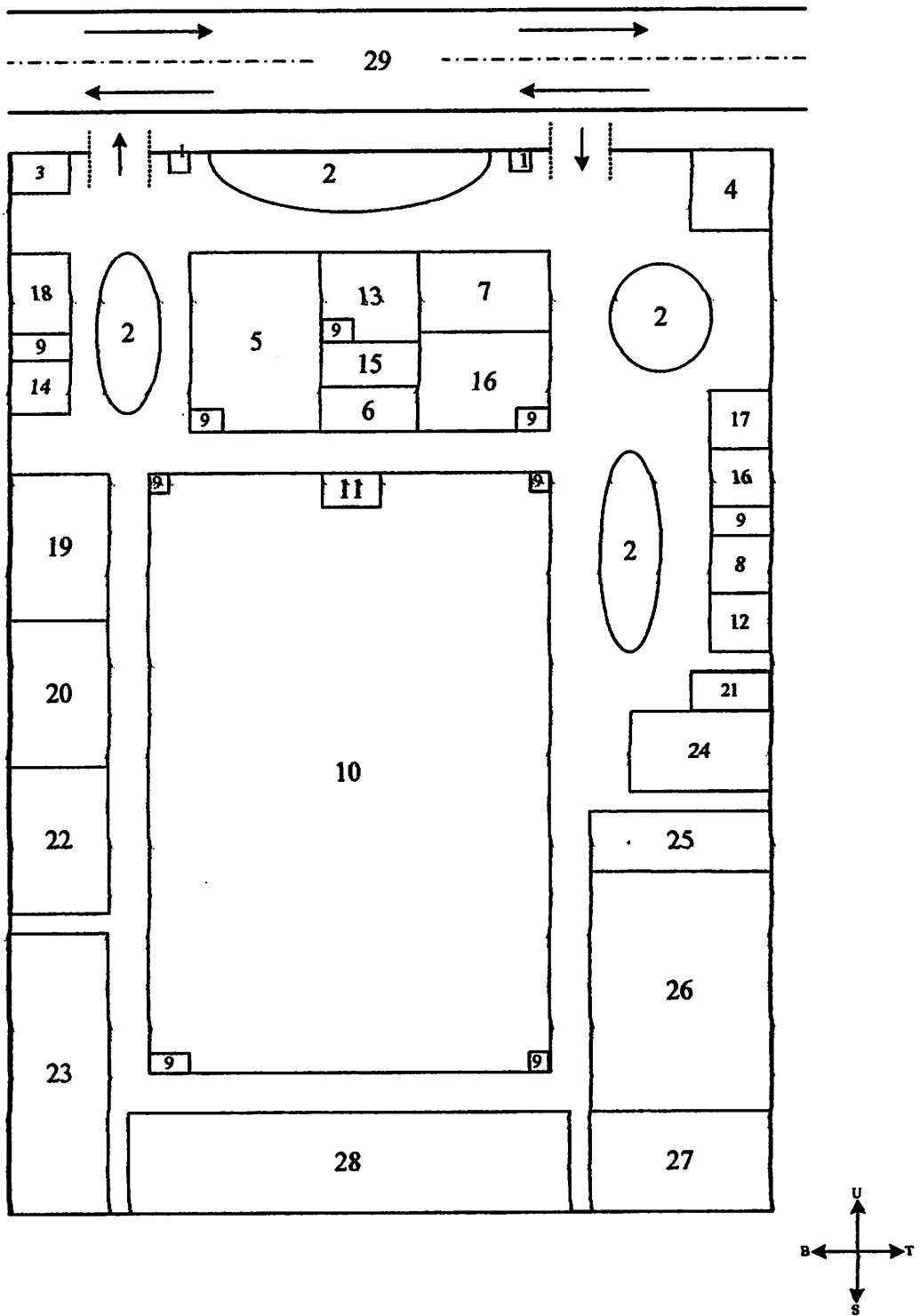
1. Tata letak bangunan
2. Tata letak peralatan

### **9.2.1. Tata letak bangunan pabrik**

Pengaturan tata letak ruangan daripada unit-unit bangunan dalam satu pabrik, dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga ;

- a. Pemakaian areal tanah sekecil mungkin.
- b. Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
- c. Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah, hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul
- d. Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah
- e. Terjadinya areal tanah jalan maupun perluasan pabrik
- f. Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik

Rencana tata letak Pabrik DME dapat dilihat pada gambar 9.2.1



**Gambar 9.2.1. Tata Letak Bangunan Pabrik DME**

**Keterangan Gambar 9.2.1**

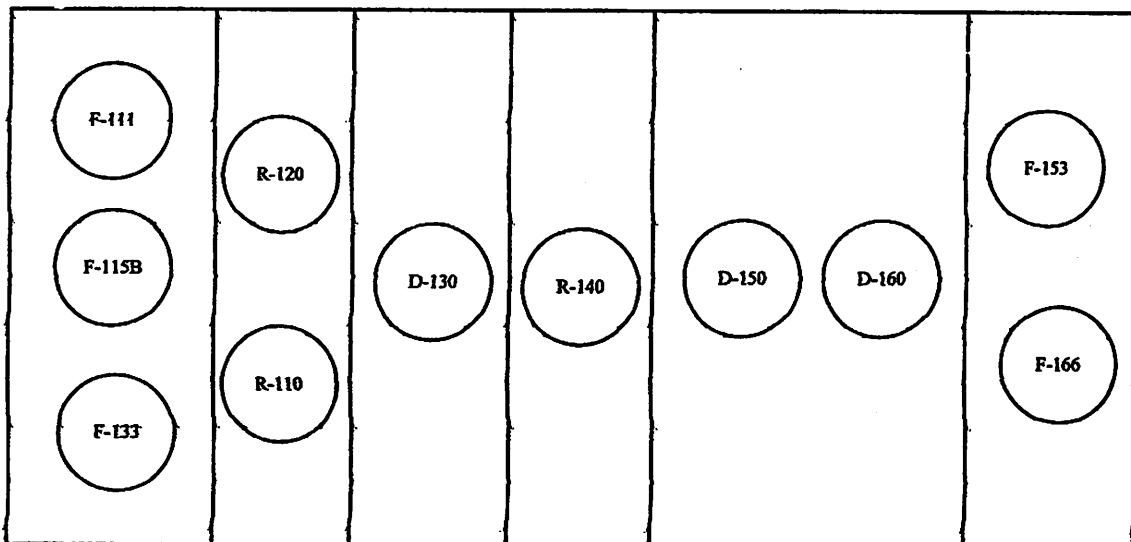
1. Pos keamanan
2. Taman
3. Parkir kendaraan tamu
4. Parkir kendaraan karyawan
5. Perkantoran administrasi
6. Perpustakaan
7. Departemen produksi
8. Quality Control
9. Toilet
10. Area proses produksi
11. Ruang control
12. Laboratorium
13. Aula
14. Poliklinik
15. Kantor divisi Litbang
16. Departemen teknik
17. Kantin
18. Mushola
19. Pemadam kebakaran dan K3
20. Ruang generator
21. Timbang truk
22. Bengkel
23. Storage produk
24. Storage bahan baku
25. Area pembangkit listrik
26. Area pengolahan air
27. Area pengolahan limbah
28. Area perluasan pabrik
29. Jalan

### 9.2.2. Tata Letak Peralatan Pabrik

Tata letak peralatan adalah cara menempatkan peralatan-peralatan didalam pabrik sedemikian rupa sehingga pabrik dapat bekerja secara efektif dan efisien. Perencanaan yang baik dalam tata letak pabrik harus mencakup arus proses, storage dan material yang efisien serta diharapkan adanya kombinasi yang sempurna. Dalam menentukan tata letak peralatan maka perlu diperhatikan beberapa faktor :

- Letak ruangan yang cukup antara peralatan yang satu dengan yang lainnya untuk memudahkan pemeriksaan, perawatan, serta dapat menjamin keselamatan kerja.
- Diusahakan agar setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan pengoperasian
- Walaupun dalam ruangan yang penuh alat, harus diusahakan agar dapat menimbulkan suasana kerja yang menyenangkan
- Letak peralatan yang harus memperhatikan keselamatan kerja operatornya.

Rencana tata letak peralatan Pabrik DME terlihat pada gambar 9.3.1. berikut :



**Gambar 9.3.1. Tata Letak Peralatan Pabrik DME**

**Keterangan gambar 9.3.1.**

#### 1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Gudang TKKS (F-111)

Storage Bahan Bakar (F-115B)

Storage MDEA (F-133)

#### 2. Tahap Reaksi Gasifikasi

Gasifier Reaktor (R-110)

3. Tahap Pengkondisian Komposisi dan Pembersihan Gas Sintesis  
Water Gas Shift Reactor (R-120)  
Kolom Absorber (D-130)
4. Tahap Reaksi Sintesis DME dari Gas Sintesis  
Slurry Bubble Reactor (R-140)
5. Tahap Pemurnian Produk  
Flash Serapator (D-150)  
Kolom Destilasi (D-160)
6. Tahap Penanganan Produk  
Storage produk samping CO<sub>2</sub> (F-153)  
Storage produk utama DME (F-166)

## **BAB X**

### **STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN**

Suatu perusahaan biasanya memiliki suatu bentuk organisasi yang berfungsi sebagai suatu bentuk hubungan yang memiliki sifat dinamis, dalam arti dapat menyesuaikan diri terhadap segala perubahan, yang pada hakekatnya merupakan suatu bentuk yang dengan sadar diciptakan manusia untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

Pada umumnya organisasi dibuat dalam suatu struktur yang merupakan gambaran secara skematis tentang hubungan atau kerjasama antar departemen yang terdapat dalam kerangka usaha untuk mencapai suatu tujuan tertentu.

#### **10.1. Dasar Perusahaan**

- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Memproduksi Dimetil Eter (DME)
- Kapasitas : 50.000 ton/tahun
- Status perusahaan : Swasta
- Modal : Penanaman Modal Dalam Negeri

#### **10.2. Bentuk Perusahaan**

Pabrik DME merupakan perusahaan swasta berskala nasional yang berbentuk perusahaan terbatas (PT). Pemilihan bentuk perusahaan ini didasarkan pada pertimbangan sebagai berikut :

1. Mudah mendapatkan modal, dengan cara menjual sahamnya kepada sekutu- sekutu perusahaan.
2. Kekayaan Perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi pemilik saham.
3. Pemilik dalam pelaksanaan terpisah satu sama lain. Pemilik adalah pemegang saham, sedangkan pelaksana adalah direksi yang mampu mengelola perusahaan sehingga perusahaan mendapatkan keuntungan.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya seorang pemegang saham, direksi atau pegawai.
5. Wewenang pemegang saham terbatas, sebab segala sesuatu yang berkaitan dengan aktifitas perusahaan dipegang oleh pemimpin perusahaan.
6. Adanya efisiensi dalam perusahaan, karena tiap bagian dalam PT dipegang oleh seorang yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau bagian mempunyai tugas yang



jelas sehingga ada dorongan untuk mengerjakan tugas dengan sebaik-baiknya. Dan jika pengurus atau direksi perusahaan tidak cakap maka dapat diganti dengan yang lebih cakap.

### **10.3. Struktur Organisasi Perusahaan**

Struktur perusahaan yang digunakan adalah sistem garis dan staff yaitu kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi kepada kepala bagian dan diteruskan kepada kepala seksi dan selanjutnya ke karyawan di bawahnya. Alasan memakai sistem ini adalah :

1. Sering digunakan dalam perusahaan yang berskala besar dengan produksi yang kontinyu.
2. Dapat digunakan untuk organisasi yang besar
3. Hanya ada seorang pemimpin, sehingga tidak terjadi ketimpangan dalam menerima dan menjalankan tugas.
4. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah sehingga disiplin kerja dapat berjalan dengan baik.
5. Adanya staf yang terdiri atas beberapa ahli, sehingga dapat terjalin kelancaran dan kemajuan perusahaan.
6. Masing-masing kepala bagian atau manager secara langsung bertanggungjawab atas aktifitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
7. Pimpinan tertinggi perusahaan dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggungjawab terhadap dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff atau yang bertugas memberikan nasehat dan saran kepada direktur.

### **10.4. Pembagian tugas dan tanggungjawab**

Pembagian kerja dalam organisasi perusahaan merupakan pembagian jabatan dan tanggungjawab antara satu pengurus dan pengurus yang lain sesuai dengan strukturnya. Penjelasan dari setiap jabatan dalam organisasi perusahaan ini diterangkan sebagai berikut :

#### **A. Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung sesuai dengan besarnya

saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan sahamnya paling sedikit satu tahun. Rapat umum pemegang saham adalah rapat dari pemegang saham. Mereka mempunyai kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT)

Rapat umum pemegang saham biasanya diadakan paling sedikit sekali dalam satu tahun, dan selambat-lambatnya enam bulan sesudah tahun buku yang bersangkutan.

Dimana melalui rapat pemegang saham mereka menetapkan :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha neraca perhitungan laba dan rugi tahunan

### **B. Dewan Komisaris**

Dalam menjalankan tugas harian, para pemilik saham diwakili oleh Dewan komisaris yang diangkat melalui rapat anggota. Biasanya sebagai ketua dewan komisaris adalah salah seorang pemegang saham. Masa kerja dewan komisaris adalah dua tahun atau ditentukan sesuai dengan perjanjian.

Tugas Dan wewenang Dewan Komisaris

- a. Mengawasi kerja dewan direksi
- b. Memberhentikan sementara dewan direksi bila teguran dewan komisaris diabaikan serta dapat merugikan perusahaan.
- c. Menilai program dan rencana kerja yang diajukan dewan direksi.
- d. Meminta pertanggung jawaban dewan direksi
- e. Mempertanggung jawabkan perusahaan kepada pemegang saham.

### **C. Direktur Utama**

Direktur utama merupakan pimpinan tinggi secara langsung dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Dengan membawahi :

- Direktur Teknik
- Direktur Administrasi

Tugas direktur utama adalah :

1. Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana kerja dan cara-cara pelaksanaannya.
2. Mengangkat dan memberhentikan karyawan perusahaan.

3. Mengurus dan mewakili perseroan didalam dan luar negeri
4. Memberikan instruksi resmi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing
5. Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris segala anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
6. Selain tugas diatas, direktur utama berhak mewakili perseroan secara sah dan langsung dalam hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perseroan. Dan harus meminta ijin kepada dewan komisaris bila akan melakukan tindakan yang brehubungan dengan perseroan (peminjaman uang di Bank, memindahtangankan perseroan untuk menanggung hutang dan lain sebagainya).

Direktur teknik dan produksi bertanggung jawab keada direktur utama dalam hal:

- a. Kelancaran produksi serta peralatan
- b. Mutu dan jumlah produksi
- c. Perbaikan dan pemeliharaan alat-alat produksi
- d. Mengkoordinir serta mengawasi pekerjaan dari kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Direktur Administrasi dan keuangan bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal :

- a. Perencanaan dan penyusunan neraca keuangan
- b. Kelancaran administrasi perusahaan
- c. Biaya dan sumber dana perusahaan

Direktur pembelian dan pemasaran bertanggung jawab kepada direktur utama dalam hal menjaga kelancaran pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang masing-masing

#### **D. Penelitian dan Pengembangan ( Litbang )**

Litbang merupakan staff direktur utama yang terdiri dari ahli teknik dan ahli ekonomi.

Tugas dan wewenang litbang :

1. Memberikan nasehat dan informasi mengenai masalah teknik dan ekonomi kepala direktur utama.
2. Membantu direktur utama dalam bidang penelitian dan pengembangan organisasi perusahaan, teknik proses sehingga dapat memajukan perusahaan.

## **E. Kepala Bagian**

- **Kepala Bagian Teknik**

Kepala bagian teknik adalah kepala bagian yang bertanggungjawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung, tetapi sebagai penunjang dalam proses produksinya. Seksi-seksi yang dibawahinya adalah :

1. **Seksi Utilitas**

Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk kebutuhan proses seperti air dan tenaga listrik

2. **Seksi Perawatan**

Mengatur dan melaksanakan sarana proses untuk keamanan alat serta memperbaiki alat yang rusak

3. **Seksi K<sub>3</sub>**

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi semua kegiatan yang berhubungan dengan keselamatan kerja termasuk memberikan pelatihan-pelatihan keselamatan kerja.

- **Kepala Bagian Produksi**

Kepala Bagian Produksi bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam hal:

1. Kontrol mutu bahan baku

2. Proses produksi dan mutu produksi

3. Mengawasi dan mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya.

- a. **Seksi Proses**

Bertugas untuk mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang terjadi serta realisasi rencana dan bertanggungjawab atas jalannya masing-masing proses.

- b. **Seksi QC dan Laboratorium**

Bertugas menganalisa bahan baku, mutu produksi maupun air proses agar produk yang diterima konsumen mempunyai kualitas yang sesuai dengan standart yang telah ditetapkan.

**c. Seksi Gedung**

Bertugas dalam penyediaan bahan baku, pengepakan atau pengemasan produk jadi dan menimbun atau menyimpan dalam gudang serta merencanakan pengiriman produk ke luar pabrik.

• **Kepala Bagian Umum**

Kepala Bagian Umum dan Personalia bertanggung jawab kepada direktur administrasi dan keuangan dalam hal:

1. Administrasi
2. Personalia Dan Tenaga Kerja
3. Humas
4. Poliklinik Dan Keamanan

**a. Seksi Personalia**

Melaksanakan penerimaan tenaga kerja, mengawasi maupun menilai aktifitas karyawan, memberi sanksi kepada karyawan yang melanggar peraturan, serta mengusulkan promosi untuk kenaikan golongan karyawan

**b. Seksi Keamanan**

Bertugas untuk memperhatikan dan menjaga keamanan pabrik , para staff dan karyawan.

**c. Seksi Kesejahteraan Pekerja**

Bertugas untuk mengatur semua kegiatan yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan, mulai dari tunjangan , memberikan cuti, JAMSOSTEK sampai mengatur pensiunan karyawan.

• **Kepala bagian pemasaran**

Kepala Bagian Penjualan/Pemasaran bertanggung jawab kepada direktur pembelian dan pemasaran dalam hal:

1. Peningkatan omset penjualan
2. Perluasan daerah pemasaran
3. Mengawasi dan mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahannya.

**a. Seksi Market dan Riset**

Bertugas untuk meneliti dan mengupayakan agar hasil produksi dapat disalurkan ke jalur-jalur distribusi yang tepat sehingga hasil produksi mempunyai harga jual yang terjangkau. Seksi ini juga bertugas mengenalkan

produk kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lain yang menggunakan produk sebagai bahan baku produk lain dan bertugas dalam menarik minat konsumen untuk membeli produk yang dihasilkan.

**b. Seksi Pemasaran**

Bertugas dalam menjual hasil produksi dengan harga jual yang telah ditetapkan.

• **Kepala Bagian Keuangan**

Kepala Bagian Keuangan bertanggung jawab kepada direktur administrasi dan keuangan dalam hal:

1. Perencanaan keuangan
2. Mengevaluasi dan mengatur kelancaran keuangan perusahaan dan neraca keuangan.

**a. Seksi keuangan dan pembukuaan**

Bertugas dalam mengamankan keuangan perusahaan, perencanaan keuangan dimasa yang akan datang, perhitungan uang perusahaan dan membayar gaji karyawan.

**b. Seksi Penyediaan dan Pembelian**

Bertugas dalam penyediaan dan pembelian bahan baku serta peralatan lainnya.

**10.5. Jam Kerja**

Pabrik direncanakan bekerja atau beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan selama 24 jam dalam sehari, sisa harinya digunakan untuk perbaikan dan perawatan serta *shut down*.

Sesuai dengan peraturan pemerintah jumlah jam kerja untuk karyawan yang bekerja di kantor, total jam kerja 40 jam dalam seminggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu:

**a. Untuk pegawai non shift**

Senin – kamis	:	08.00-16.00 ( istirahat 12.00-13.00)
Jum'at	:	08.00-16.00 ( istirahat 11.00-13.00)
Sabtu	:	08.00-12.00
Minggu	:	Libur, begitu juga dengan hari libur yang telah ditetapkan oleh pemerintah sebagai hari libur

b. Untuk pegawai shift

Shift I : 07.00-15.00

Shift II : 15.00-23.00

Shift III : 23.00-07.00

Untuk kegiatan produksi ini diperlukan 4 regu karyawan dimana jam kerja setiap shiftnya selalu bergantian setiap minggunya, dan jadwal kerja dapat ditabelkan sebagai berikut :

Regu	Hari										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
I	P	P	P	S	S	S	M	M	M	L	L
II	S	S	S	M	M	M	L	L	P	P	P
III	M	M	M	L	L	P	P	P	S	S	S
IV	L	L	P	P	P	S	S	S	M	M	M

Keterangan :

L : Libur                                      S : Siang

P : Pagi                                        M : Malam

#### 10.6. Penggolongan dan Tingkat Pendidikan Karyawan

Penggolongan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi pada pra rencana pabrik DME ini adalah :

1. Direktur Utama
2. Direktur ( Direktur Teknik dan Direktur Administrasi )
3. Kepala Bagian
4. Kepala Seksi (Kasie)
5. Staff kepala seksi
6. Operator (tenaga pelaksana)

Sedangkan latar belakang pendidikan yang harus dimiliki oleh karyawan berdasarkan kedudukannya dan struktur organisasi pada Pra rencana DME dapat diuraikan sebagai berikut :

1. Direktur Utama : Magister Teknik Kimia (S<sub>2</sub>)
2. Direktur :
  - Direktur Teknik : Sarjana Teknik Kimia

- Direktur Adiministrasi : Sarjana Administrasi (FIA)
- 3. Direktur Litbang : Sarjana Teknik Kimia
- 4. Sekretaris Direktur : Sarjana Administrasi
- 5. Kepala Bagian :
  - Kabag Teknik : Sarjana Teknik Mesin
  - Kabag Produksi : Sarjana Teknik Kimia
  - Kabag Pemasaran : Sarjana Ekonomi – Manajemen
  - Kabag Umum : Sarjana Psikologi
  - Kabag Keuangan : Sarjana Ekonomi – Akuntansi
- 6. Kepala Seksi
  - Seksi Utilitas : Sarjana Teknik Kimia
  - Seksi perawatan : Sarjana Teknik Mesin
  - Seksi Proses : Sarjana Teknik Kimia
  - Seksi QC & Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia
  - Seksi Gudang : Diploma 3 Teknik Kimia
  - Seksi Personalia : Sarjana Psikologi
  - Seksi Humas : Sarjana Psikologi
  - Seksi Keamanan : Purnawirawan ABRI
  - Seksi Kesejahteraan Pekerja : Sarjana Psikologi
  - Seksi Market dan Riset : Sarjana ekonomi – Manajemen
  - Seksi Pemasaran : Sarjana Ekonomi – Manajemen
  - Seksi Keuangan : Sarjana Ekonomi-Akuntansi
  - Seksi Penyed & Pembelian : Sarjana Ekonomi-Akuntansi
  - Karyawan : Diploma dan SLTA
  - Satpam : Purnawirawan ABRI
  - Dokter : Sarjana Kedokteran
  - Kebersihan / Taman : SLTA
  - Parkir : SLTA



### 10.7 Perincian jumlah karyawan

Perhitungan jumlah tenaga operasional dilakukan berdasarkan pembagian proses yang dilakukan. Pada pra rencana pabrik DME, proses yang dilakukan terbagi dalam beberapa tahap, yaitu :

1. Proses Penyiapan Bahan Baku
2. Proses Reaksi
3. Proses Pemisahan produk
4. Proses Penanganan Produk
5. Proses Penyediaan Utilitas (Air, Listrik)

Sehingga jumlah proses keseluruhan yang membutuhkan tenaga operasional adalah 5 tahap. Dari vilbrant & Dryen, Fig.6-35, hal. 235, maka dibutuhkan karyawan 50 orang-jam/hari/tahap untuk kapasitas 50.000 ton/tahun dan beroperasi selama 330 hari/tahun, yaitu :

Karena jumlah proses keseluruhan terbagi dalam 5 tahap, maka:

Jumlah karyawan proses = 50 orang/jam  $\times$  5 = 250 orang jam/hari

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam/hari, maka :

Karyawan proses =  $31,25 \approx 32$  orang hari/shift

Karena karyawan shift terdiri atas 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu libur, maka :

Jumlah karyawan proses keseluruhan = 32 orang hari/shift  $\times$  4 regu = 128 orang setiap hari (untuk 4 regu).

Jumlah karyawan staf = 102 orang

Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik DME ini adalah 230 orang. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja dapat dilihat pada tabel 10.2.

**Tabel 10.7.1. Perincian Kebutuhan Tenaga Kerja**

No.	Jabatan (Tugas)	JUMLAH
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Produksi dan Teknik	1
3.	Direktur Administrasi	1
4.	Sekretaris Direktur	3
5.	Kepala LITBANG (R&D)	1

6.	Karyawan LITBANG (R&D)	2
7.	Kepala Dept. QC	1
8.	Karyawan QC	3
9.	Kepala Dept. Produksi	1
10.	Kepala Dept. Teknik	1
11.	Kepala Dept. Pemasaran	1
12.	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1
13.	Kepala Dept. SDM	1
14.	Kepala Dept. Umum	1
15.	Kepala Divisi Produksi	1
16.	Karyawan Divisi Produksi	128 (3 Shift)
17.	Kepala Divisi Gudang	1
18.	Karyawan Gudang	5
19.	Kepala Divisi Utilitas	1
20.	Karyawan Utilitas	5
21.	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1
22.	Staff Bengkel & Perawatan	5
23.	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1
24.	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5
25.	Kepala Divisi Penjualan	1
26.	Staff Penjualan	5
27.	Kepala Divisi Promosi & Periklanan	1
28.	Staff Promosi dan Periklanan	3
29.	Kepala Divisi Research Marketing	1
30.	Staff Research Marketing	2
31.	Kepala Divisi Transportasi	1

32.	Staff Transportasi	5
33.	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1
34.	Staff Pembukuan Keuangan	2
35.	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelian	1
36.	Staff Penyediaan & Pembelian	3
37.	Kepala Divisi Kesehatan	1
38.	Staff Kesehatan	3
41.	Kepala Divisi Personalia	1
42.	Staff Divisi Personalia	2
43.	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1
44.	Staff Ketenagakerjaan	2
45.	Kepala Divisi Keamanan	1
46.	Staff Keamanan	10
47.	Kepala Divisi Kebersihan	1
48.	Staff Kebersihan	10
<b>JUMLAH</b>		<b>230</b>

### 10.8. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melakukan pekerjaan.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan adalah:

#### a. Tunjangan

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja shift).

**b. Fasilitas**

Fasilitas yang diberikan berupa seragam kerja untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja (misal helm, sarung tangan, sepatu boot, kacamata pelindung, masker dan lain-lain), antar jemput bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

**c. Pengobatan**

Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan dengan ketentuan sebagai berikut:

- Untuk pengobatan dan perawatan yang dilakukan pada rumah sakit yang telah ditunjuk akan diberikan secara cuma – cuma.
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan penuh.

**d. Insentif atau bonus**

Insentif diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya insentif ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian insentif untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

**e. Cuti**

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti hamil selama 3 bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

### 10.9. Sistem Pengupahan Karyawan.

Pra Rencana DME, besar kecilnya upah uang yang didasarkan pada :

- a. Tingkat pendidikan
- b. Pengalaman kerja
- c. Tanggungjawab dan kedudukan
- d. Keahlian yang dimiliki

Dengan didasarkan atas kebutuhan dan perbedaan status ini, maka sistem pengupahan pada pabrik Asetilena dibedakan menjadi :

#### a. Upah bulanan

Upah bulanan diberikan kepada karyawan bulanan tetap yang sesuai dengan bidangnya, kedudukan serta keahlian yang dimiliki dan diberikan pada akhir bulan.

#### b. Upah mingguan

Upah mingguan diberikan kepada karyawan mingguan tetap yang besarnya berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada akhir pekan.

#### c. Upah Borongan

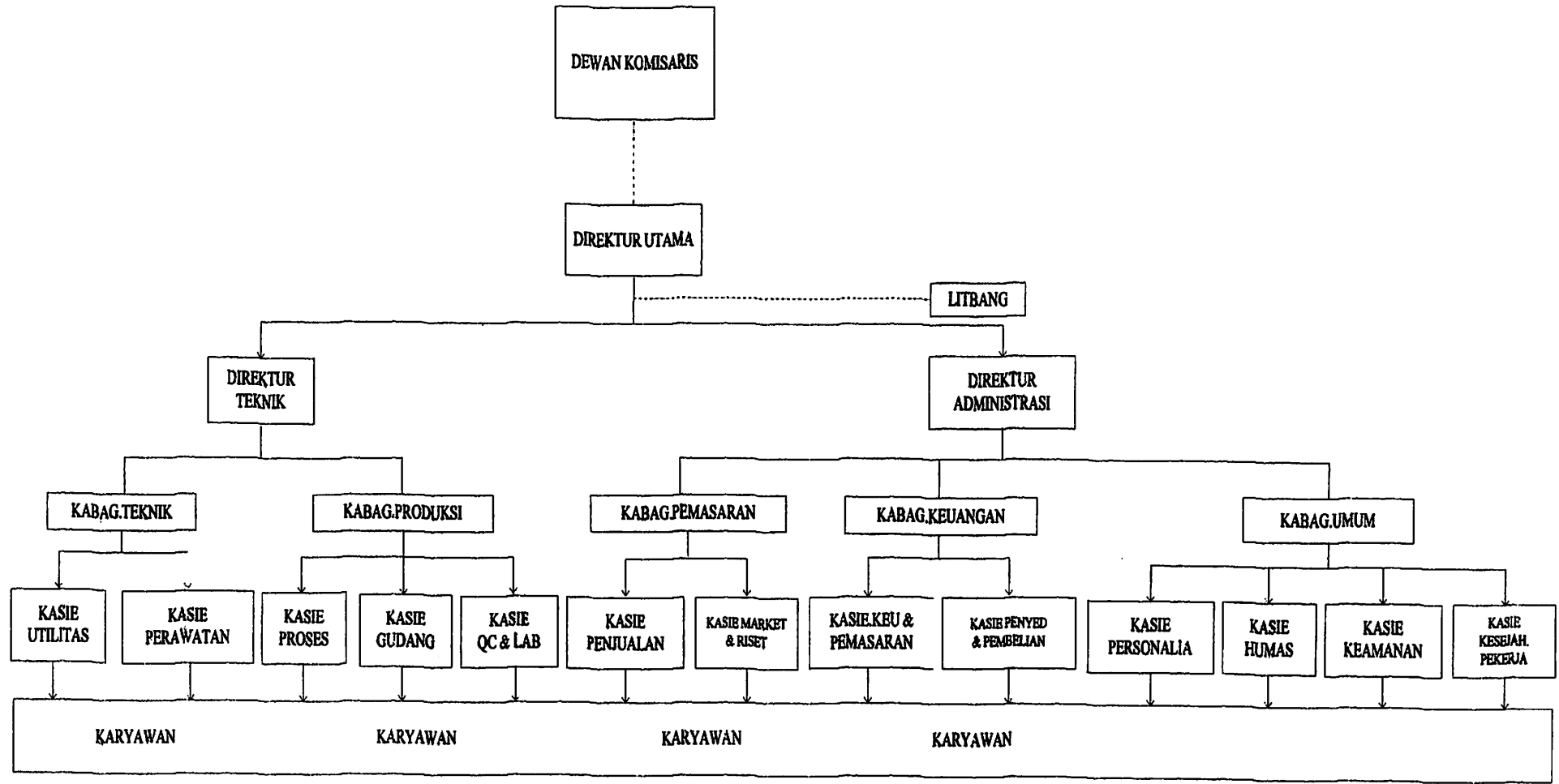
Upah borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau karyawan borongan yang besarnya tidak tetap, tergantung pada macam pekerjaan yang dilakukan dan diberikan setelah pekerjaan itu selesai.

Tabel 10.9.1. Daftar Upah (Gaji) Karyawan

No.	Jabatan	Jml	Gaji (Rp/orang)	TOTAL
1	Dewan komisaris	5	5.000.000	25.000.000
2	Direktur utama	1	15.000.000	15.000.000
3	Direktur produksi dan teknik	1	9.000.000	9.000.000
4	Direktur manager administrasi	1	9.000.000	9.000.000
5	Sekretaris direktur	3	2.000.000	6.000.000
6	Kepala LITBANG (R & D)	1	5.000.000	5.000.000
7	Karyawan LITBANG (R & D)	2	1.500.000	3.000.000
8	Kepala Dept. QC	1	5.000.000	5.000.000
9	Karyawan QC	3	1.500.000	4.500.000

10	Kepala Dept. Produksi	1	5.000.000	5.000.000
11	Kepala Dept. Teknik	1	5.000.000	5.000.000
12	Kepala Dept. Pemasaran	1	5.000.000	5.000.000
13	Kepala Dept. Keuangan & Akuntansi	1	5.000.000	5.000.000
14	Kepala Dept. SDM	1	5.000.000	5.000.000
15	Kepala Dept. Umum	1	5.000.000	5.000.000
16	Kepala Divisi Produksi	1	2.500.000	2.500.000
17	Staff Divisi Produksi	4	1.250.000	5.000.000
18	Karyawan Divisi Produksi	128	1.000.000	128.000.000
19	Kepala Divisi Gudang	1	2.000.000	2.000.000
20	Staff Divisi Gudang	2	1.250.000	2.500.000
21	Karyawan Gudang	3	1.000.000	3.000.000
22	Kepala Divisi Utilitas	1	2.000.000	2.000.000
23	Staff Divisi Utilitas	2	1.250.000	2.500.000
24	Karyawan Utilitas	3	1.000.000	3.000.000
25	Kepala Divisi Bengkel & Perawatan	1	2.000.000	2.000.000
26	Staff Bengkel & Perawatan	5	1.100.000	5.500.000
27	Kepala Divisi Pengendalian Proses	1	2.000.000	2.000.000
28	Karyawan Divisi Pengendalian Proses	5	1.000.000	5.000.000
29	Kepala Divisi Penjualan	1	2.000.000	2.000.000
30	Staff Penjualan	5	1.250.000	6.250.000
31	Kepala Divisi Promosi dan Periklanan	1	2.000.000	2.000.000
32	Staff Promosi dan Periklanan	3	1.000.000	3.000.000
33	Kepala Divisi Research Marketing	1	2.000.000	2.000.000
34	Staff Research Marketing	2	1.000.000	2.000.000
35	Kepala Divisi Transportasi	1	2.000.000	2.000.000
36	Staff Transportasi	2	1.000.000	2.000.000

37	Sopir	3	800.000	2.400.000
38	Kepala Divisi Pembukuan Keuangan	1	2.000.000	2.000.000
39	Staff Pembukuan Keuangan	2	1.000.000	2.000.000
40	Kepala Divisi Penyediaan & Pembelanjaan	1	2.000.000	2.000.000
41	Staff Penyediaan & Pembelanjaan	3	1.000.000	3.000.000
42	Kepala Divisi Kesehatan	1	5.000.000	5.000.000
43	Staff Kesehatan	3	1.250.000	3.750.000
44	Kepala Divisi Personalia	1	2.500.000	2.500.000
45	Staff Divisi Personalia	2	1.100.000	2.200.000
46	Kepala Divisi Ketenagakerjaan	1	2.000.000	2.000.000
47	Staff Ketenagakerjaan	2	1.000.000	2.000.000
48	Kepala Divisi Keamanan	1	1.500.000	1.500.000
49	Staff Keamanan	10	800.000	8.000.000
50	Kepala Divisi Kebersihan	1	1.500.000	1.500.000
51	Staff Kebersihan	10	800.000	8.000.000
<b>Total</b>		<b>230</b>		<b>485.500.000</b>



**Gambar 10.1. Bagan Struktur Organisasi Pra Rencana Pabrik Dimetil Eter**



## BAB XI

### ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik DME adalah sebagai berikut :

- *Return on Investment* (ROI)
- *Pay Out Time* (POT)
- *Break Even Point* (BEP)
- *Internal Rate of Return* (IRR)

Sedangkan untuk menghitung faktor-faktor di atas perlu diadakan penaksiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

#### a. *Total Capital Investment* (TCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi. TCI ini terdiri atas :

##### 1. *Fixed Capital Investment* (FCI)

1.1. Biaya Langsung (*Direct Cost*), meliputi :

- Peralatan :
  - Peralatan sesuai diagram alir
  - Suku cadang
  - Peralatan tambahan
  - Biaya inflasi
  - Pajak dan asuransi
  - Modifikasi selama “*start up*”
- Instalasi peralatan :
  - Instalasi sesuai diagram alir
  - Pondasi, isolasi, cat
- Instrumen dan kontrol
- Perpipaian
- Peralatan listrik

- Motor, kabel, bahan listrik, dll
- Bangunan
  - Proses, perawatan pelayanan.
- Lahan pengembangan
- Fasilitas pelayanan
  - Utilitas (steam, listrik, air)
  - U P L (Unit Pengolahan Limbah)
  - Distribusi dan pengemasan
- Tanah

### 1.2. Biaya Tak Langsung ( *Indirect Cost* )

- Teknik dan supervisi
- Konstruksi
- Kontraktor
- Biaya tak terduga

### 2. *Working Capital Investment (WCI)*

Yaitu modal untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi, meliputi :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Gaji dalam waktu tertentu
- c. Supervisi
- d. Utilitas dalam waktu tertentu
- e. Laboratorium
- f. Pemeliharaan
- g. Uang tunai
- h. *Patent* dan *royalty*
- i. Pengemasan produk dalam waktu tertentu.

Maka:  $TCI = FCI + WCI$

**b. Total Biaya Produksi**

Yaitu biaya yang digunakan untuk operasi pabrik dan biaya perjalanan produk, meliputi :

**1. Biaya pembuatan, terdiri atas :**

- Biaya produksi langsung (DPC)
- Biaya produksi tetap (FC)
- Biaya overhead pabrik

**2. Biaya umum (*general expenses*)**

- Administrasi
- Distribusi dan pemasaran
- Litbang
- Biaya tak terduga

Biaya produksi total terbagi menjadi :

**a. Biaya variabel (VC ), yaitu semua biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi yang meliputi :**

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

**b. Biaya Semi Variabel (SCV), yaitu biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi, meliputi :**

- Upah karyawan
- *Plant Over Head*
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- Operating supplies
- General expenses

**c. Biaya Tetap (FC)**

- Depresiasi
- Asuransi
- Pajak
- Bunga

### c. Penaksiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam pra rencana pabrik DME ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat dalam literatur :

- Peter & Timmerhaus
- Ulrich

Dan [www.matche.com](http://www.matche.com) sebagai pembandingan.

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2014 digunakan persamaan :

$$H_A = H_B \left( \frac{C_A}{C_B} \right)^n \quad (\text{Peter \& Timmerhaus edisi IV, hal. 169})$$

Di mana :

$H_A$  : harga alat A

$H_B$  : harga alat B

$C_A$  : kapasitas alat A

$C_B$  : kapasitas alat B

n : eksponen harga alat

**1. Penentuan Total Capital Investment (TCI)**

**A. Biaya Langsung ( Direct Cost, DC )**

1	Harga peralatan		E	Rp	787,222,707,412.31
2	Instalasi	39%	E	Rp	307,016,855,890.80
3	Instrumentasi dan kontrol	26%	E	Rp	204,677,903,927.20
4	Perpipaan (terpasang)	31%	E	Rp	244,039,039,297.82
5	Listrik (terpasang)	10%	E	Rp	<u>78,722,270,741.23</u>
	<i>Free on Board (FOB)</i>			Rp	1,621,678,777,269.37
6	Biaya angkutan kapal laut	10% FOB		Rp	<u>162,167,877,726.94</u>
	<i>Cost and Freight (CF)</i>			Rp	1,783,846,654,996.30
7	Biaya asuransi	1% CF		Rp	<u>17,838,466,549.96</u>
	<i>Cost of Insurance &amp; Freight (CIF)</i>			Rp	1,801,685,121,546.27
8	Biaya angkutan ke lokasi pabrik	17% CIF		Rp	180,168,512,154.63
9	Pemasangan alat	35% E		Rp	275,527,947,594.31
10	Service fasilitas dan yard improvemer	40% E		Rp	314,889,082,964.93
11	Tanah dan bangunan	App E		Rp	<u>11,585,310,000.00</u>
	<b>Total Biaya Langsung (DC)</b>			Rp	<b>2,583,855,974,260.13</b>

**B. Biaya tidak Langsung ( Indirect Cost, IC )**

1	Teknik dan Supervisi	10% DC		Rp	258,385,597,426.01
2	Biaya konstruksi	6% E		Rp	47,233,362,444.74
3	Biaya Kontraktor	15% FCI			0.15 FCI
4	Biaya tak terduga	5% FCI			<u>0.05 FCI</u>
	<b>Indirect Cost (IC)</b>	<b>0.2 FCI</b>	<b>+</b>		<b>305,618,959,871</b>

**C. Modal Tetap ( Fixed Capital Investment, FCI )**

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= 2,583,855,974,260.13 + ( 0.20 \text{ FCI} + 305,618,959,870.75 ) \\
 &= 2,889,474,934,131 + 0.20 \text{ FCI}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 0.8 \text{ FCI} &= 2,889,474,934,131 \\
 \text{FCI} &= 2,889,474,934,131 \quad : \quad 0.8 = \text{Rp}3,611,843,667,663.60 \\
 \text{IC} &= 0.2 \text{ FCI} + 305,618,959,871 \\
 &= \text{Rp}1,027,987,693,403.47
 \end{aligned}$$

**D. Modal Kerja ( Working Capital Investment, WCI )**

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 15\% \text{ TCI} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 \text{TCI} &= 3,611,843,667,663.60 + 0.15 \text{ TCI} \\
 0.85 \text{ TCI} &= 3,611,843,667,663.60 \\
 \text{TCI} &= \text{Rp} 4,249,227,844,310.12 \\
 \text{WCI} &= 15\% \text{ TCI} \\
 &= \text{Rp} 637,384,176,646.52
 \end{aligned}$$

**E. Total Capital Investment ( TCI )**

Modal tetap (FCI)	Rp	3,611,843,667,663.60
Modal kerja (WCI)	Rp	<u>637,384,176,646.52</u> +
<b>Total Investasi (TCI)</b>	<b>Rp</b>	<b>4,249,227,844,310.12</b>

**Modal Investasi terbagi atas :**

1. Modal sendiri (MS)	60% TCI =	Rp	2,549,536,706,586.07
2. Modal pinjaman bank (MP)	40% TCI =	Rp	1,699,691,137,724.05

**2. Penentuan Biaya Produksi**

**2.1. Manufacturing Cost**

**A. Biaya produksi langsung (Direct Production Cost, DPC)**

1	Bahan baku (1 tahun)		Rp	25,151,282,957
2	Tenaga kerja		Rp	5,826,000,000
3	Utilitas		Rp	634,976,305,988
4	Maintenance dan perbaikan	2% FCI	Rp	72,236,873,353
5	Operating supplies(penyediaan bahan)	0.5% FCI	Rp	1,805,921,834
6	Laboratorium	15% A.2	Rp	582,600,000
7	Biaya supervisi	12% A.2	Rp	699,120,000
8	Produk dan royalti	6% TPC		<u>0.06 TPC</u>
	<b>Total DPC (Direct Production Cost)</b>	0.06 TPC	+	<b>741,278,104,132</b>

**B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)**

1.	Depresiasi (peralatan,bangunan)	10% FCI	Rp	361,184,366,766
2.	Pajak	1% FCI	Rp	36,118,436,677
3.	Asuransi	0.4% FCI	Rp	14,447,374,671
4.	Bunga	13% MP	<u>Rp</u>	<u>220,959,847,904</u>
	<b>Total biaya tetap ( FC )</b>		<b>Rp</b>	<b>632,710,026,018</b>

**C. Biaya plant overhead (Plant Overhead Cost)**

Plant Overhead Cost (POC) = 70% dari ongkos buruh, supervisi, dan maintenance  
 = Rp 55,133,395,347

**Total biaya Manufacturing Cost :**

**1,429,121,525,497 + 0.06TPC**

**2.2. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)**

1	Biaya administrasi	15% TK	Rp	11,814,299,003
2	Biaya distribusi dan penjualan	2% TPC		0.02 TPC
3	Biaya R & D	2% TPC		0.02 TPC
4	Financing	1% TCI	<u>Rp</u>	<u>42,492,278,443.10</u>
	<b>Total pengeluaran umum (GE)</b>	0.04 TPC	+	54,306,577,446.09

**Total Production Cost (TPC)**

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} \\
 &= 1,429,121,525,497 + 0.06\text{TPC} + 0.04 \text{ TPC } 54,306,577,446.09 \\
 &= 1,483,428,102,944 + 0.1 \text{ TPC} \\
 0.9\text{TPC} &= 1,483,428,102,944 \\
 \text{TPC} &= \text{Rp } 1,648,253,447,715 \\
 - \text{ Total biaya Manufacturing Cost :} \\
 &= 1.42912\text{E}+12 + 0.06\text{TPC} \\
 &= \text{Rp } 1,528,016,732,360 \\
 - \text{ Total General Expenses :} \\
 &= 0.04 \text{ TPC} + 54,306,577,446.09 \\
 &= \text{Rp } 120,236,715,355
 \end{aligned}$$

**4. Analisis Probabilitas**

Asumsi yang diambil adalah

a. Modal

60% modal sendiri = Rp. 2,549,536,706,586

40% modal pinjaman = Rp. 1,699,691,137,724

b. Bunga kredit sebesar 13% per tahun

d. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun

e. Umur pabrik 10 tahun



f. Kapasitas produksi :

Tahun I	:	60%	dari produksi total
Tahun II	:	80%	dari produksi total
Tahun III	:	100%	dari produksi total

h. Pajak Penghasilan : 30% per tahun

\* Menghitung Biaya Variabel (VC)

- Bahan Baku pertahun	Rp.	22,577,674,708.80
- Biaya Utilitas pertahun	Rp.	634,976,305,988.45
- Biaya Pengemasan	Rp.	549,666,846.10
- Biaya angkutan kapal laut	Rp.	162,167,877,726.94
- Produk dan royalti	Rp.	<u>98,895,206,862.90</u>
<b>Total Biaya Variable (VC)</b>	<b>Rp.</b>	<b>919,166,732,133.19</b>

\* Menghitung Biaya Semi Variable (SVC)

- Biaya Umum (GE)	Rp.	120,236,715,354.69
- Biaya Overhead	Rp.	55,133,395,347.29
- Penyediaan operasi	Rp.	1,805,921,833.83
- Perawatan dan Pemeliharaan	Rp.	72,236,873,353.27
- Gaji karyawan langsung	Rp.	5,826,000,000.00
- Biaya laboratorium	Rp.	582,600,000.00
- Supervisi	Rp.	<u>258,385,597,426.01</u>
<b>Total Biaya Semi Variable (SVC)</b>	<b>Rp.</b>	<b>514,207,103,315.10</b>

\* Hasil Harga Penjualan (S) untuk kapasitas 100% adalah

$$S = \text{Rp. } 2,744,384,928,319.52$$

3. Laba Perusahaan untuk kapasitas 100%

Labanya Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

$$\text{Total penjualan pertahun} = \text{Rp. } 2,744,384,928,319.52$$

$$\text{Laba kotor} = \text{Harga Jual} - \text{Biaya Produksi}$$

$$= \text{Rp. } 2,744,384,928,320 - \text{Rp. } 1,648,253,447,715$$

$$= \text{Rp. } 1,096,131,480,604.5100$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pajak penghasilan} &= 30\% \times \text{Laba kotor} \\
 &= 30\% \times \text{Rp. } 1,096,131,480,604.5100 \\
 &= \text{Rp. } 328,839,444,181
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laba Bersih} &= \text{Laba kotor} \times (1 - \% \text{ pajak}) \\
 &= \text{Rp. } 1,096,131,480,605 \times (1 - 30\%) \\
 &= \text{Rp. } 767,292,036,423.16
 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak ( $C_A$ ) :

$$\begin{aligned}
 C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \text{Rp. } 767,292,036,423.16 + \text{Rp. } 361,184,366,766.36 \\
 &= \text{Rp. } 1,128,476,403,190
 \end{aligned}$$

### 3.1 Laju Pengembalian Modal ( Rate On Investment = ROI )

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 ROI_{BT} &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp. } 1,096,131,480,604.51}{\text{Rp. } 3,611,843,667,663.60} \times 100\% \\
 &= 30.3483\%
 \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned}
 ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp. } 767,292,036,423.16}{\text{Rp. } 3,611,843,667,663.60} \times 100\% \\
 &= 21.2438\% \text{ dari modal investasi}
 \end{aligned}$$

### 5. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan / waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun}$$



$$= \frac{\text{Rp } 3,611,843,667,663.60}{\text{Rp } 1,128,476,403,189.52} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 3.2006 \text{ tahun} \quad (\text{Vilbrant and Dryden, hal. 251})$$

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

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

Diketahui :

- FC ( biaya produksi tetap ) = Rp. 632,710,026,017.78
- SVC (semi variable cost) = Rp. 514,207,103,315.10
- VC (variable cost) = Rp. 919,166,732,133.19
- S (harga penjualan) = Rp. 2,744,384,928,319.52

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

$$= 53.71\%$$

Nilai BEP untuk Pabrik Metanol berada diantara nilai 30-60% sehingga nilai BEP diatas memadai.

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi

$$= \text{BEP} \times \text{Kapasitas/tahun}$$

$$= 53.71\% \times 50,000$$

$$= 26,854.1097 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{PB}_i = \frac{(100\% - \text{BEP}) - (100\% - \% \text{kapasitas})}{(100\% - \text{BEP})} \times \text{PB}$$

Dimana :

**PBi** = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

**PB** = keuntungan pada kapasitas 100%

**% kap** = % kapasitas yang tercapai

Tahun I diasumsikan kapasitas pabrik = 60% dari kapasitas produksi total, sehingga

$$\frac{\text{PBi}}{767,292,036,423.16} = \frac{(100 - 53.71\%) - (100 - 60\%)}{(100 - 53.71\%)}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp } 485,370,156$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak ( $C_A$ ) Tahun I:

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 485,370,156.17 + \text{Rp. } 361,184,366,766.36 \\ &= \text{Rp. } 361,669,736,922.53 \end{aligned}$$

Tahun II diasumsikan kapasitas pabrik = 80% dari kapasitas produksi total, sehingga

$$\frac{\text{PBi}}{767,292,036,423.16} = \frac{(100 - 53.71\%) - (100 - 80\%)}{(100 - 53.71\%)}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp } 2,028,240,712$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak ( $C_A$ ) Tahun II:

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp. } 2,028,240,712.04 + \text{Rp. } 361,184,366,766.36 \\ &= \text{Rp. } 363,212,607,478.40 \end{aligned}$$

## 7. Shutting Down Point (SDP)

SDP adalah titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

Diketahui :

- SVC (semi variable cost) = Rp. 514,207,103,315.10
- VC (variable cost) = Rp. 919,166,732,133.19
- S (harga penjualan) = Rp. 2,744,384,928,319.52

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{(0,3 \text{ SVC})}{S - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 10.53\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &\text{Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi} \\
 &= \text{SDP} \times \text{Kapasitas/tahun} \\
 &= 10.53\% \times 50,000 \\
 &= 5,263.9374 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

**8. Net Present Value (NPV)**

Motode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Diasumsikan masa kontruksi selama 2 tahun (tahun ke-1 = 40% & tahun ke-2 = 60%):

$$\begin{aligned}
 C_{A-2} &= 40\% \times \text{FCI} \times (1+i)^2 \\
 &= 40\% \times 3,611,843,667,663.60 \times 1.2769 \\
 &= \text{Rp. } 1,844,785,271,695.86 \\
 C_{A-1} &= 60\% \times \text{FCI} \times (1+i)^2 \\
 &= 60\% \times 3,611,843,667,663.60 \times 1.13 \\
 &= \text{Rp. } 2,448,830,006,675.92 \\
 C_{A0} &= -C_{A-1} - C_{A-2} \\
 &= -2,448,830,006,675.92 - 1,844,785,271,695.86 \\
 &= \text{Rp. } -4,293,615,278,371.78
 \end{aligned}$$

Menhitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times F_d$$

Dimana : 
$$F_d = \frac{1}{(1 + i)^n}$$

$F_d$  = Faktor diskon

$C_A$  = cash flow setelah pajak

$i$  = tingkat bunga bank

$n$  = tahun ke-n

Tabel 11.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke-	Cash Flow ( $C_A$ ) (Rp.)	$F_d$ $i = 13\%$	NPV (Rp.)
0	-4,293,615,278,371.78	1	-4,293,615,278,371.78
1	361,669,736,922.53	0.8850	320,061,714,090.74
2	363,212,607,478.40	0.7831	284,448,748,906.26
3	1,128,476,403,189.52	0.6931	782,090,754,357.05
4	1,128,476,403,189.52	0.6133	692,115,711,820.39
5	1,128,476,403,189.52	0.5428	612,491,780,372.03
6	1,128,476,403,189.52	0.4803	542,028,124,223.04
7	1,128,476,403,189.52	0.4251	479,670,906,392.07
8	1,128,476,403,189.52	0.3762	424,487,527,780.59
9	1,128,476,403,189.52	0.3329	375,652,679,451.85
10	1,128,476,403,189.52	0.2946	332,435,999,514.91
WCI			637,384,176,646.52
Total			1,189,252,845,183.65

Karena NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan

9. IRR (Internal Rate Of Return)

Tabel 11.2. Cash Flow untuk IRR

Tahun ke-	Cash Flow (C <sub>A</sub> ) (Rp.)	NPV	
		i = 13%	i = 14.00%
0	-4,293,615,278,371.78	-4,293,615,278,371.78	-4,293,615,278,371.78
1	361,669,736,922.53	320,061,714,090.74	317,254,155,195.20
2	363,212,607,478.40	284,448,748,906.26	279,480,307,385.66
3	1,128,476,403,189.52	782,090,754,357.05	761,689,428,859.03
4	1,128,476,403,189.52	692,115,711,820.39	668,148,621,806.16
5	1,128,476,403,189.52	612,491,780,372.03	586,095,282,286.11
6	1,128,476,403,189.52	542,028,124,223.04	514,118,668,672.02
7	1,128,476,403,189.52	479,670,906,392.07	450,981,288,308.79
8	1,128,476,403,189.52	424,487,527,780.59	395,597,621,323.50
9	1,128,476,403,189.52	375,652,679,451.85	347,015,457,301.32
10	1,128,476,403,189.52	332,435,999,514.91	304,399,523,948.52
WCI		637,384,176,646.52	637,384,176,646.52
Total		1,189,252,845,183.65	968,549,253,361.05

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana :  $i_1$  = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial

$i_2$  = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial

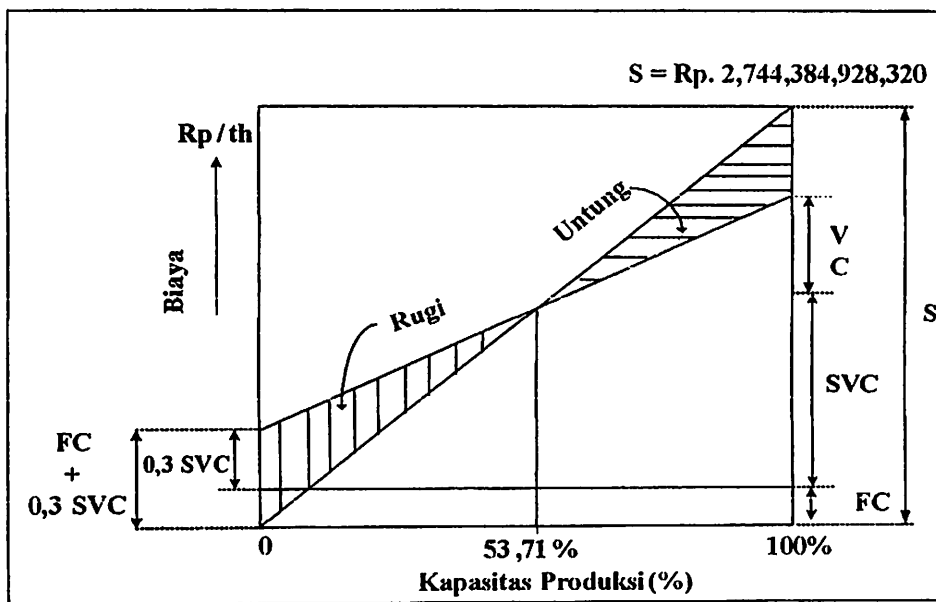
$$IRR = 13\% \frac{1,189,252,845,183.7}{1,189,252,845,184 - 968,549,253,361.1} \times 14.00\% - 13\%$$

$$= 18.39\%$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai IRR 18.39% per tahun

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (13%), maka Pabrik DME layak didirikan

Kapasitas	0%	100%
FC ( biaya produksi tetap )	Rp 632,710,026,018	Rp 632,710,026,018
SVC (semi variable cost)	Rp 154,262,130,995	Rp 514,207,103,315
VC (variable cost)	Rp -	Rp 919,166,732,133
S (harga penjualan)	Rp -	Rp 2,744,384,928,320
TPC	Rp 786,972,157,012	Rp 2,066,083,861,466



Gambar 11.1. Break Even Point (BEP) Pra Rencana Pabrik DME



## **BAB XII**

### **KESIMPULAN**

Pra Recana pabrik Dimetil Eter (DME) ini diharapkan akan mencapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan tujuan, sehingga dari hasil produksi tersebut akan dapat memenuhi konsumsi dalam negeri.

Dari hasil analisa, Pra Rencana pabrik DME ini cukup menguntungkan. Kesimpulan ini diambil dengan memperhatikan beberapa aspek berikut :

#### 12.1. Dari segi teknik

Bila ditinjau dari segi teknis, pembuatan DME ini adalah baik. Karena proses yang ada tidak terlalu rumit dan mempunyai kualitas atau kemurnian yang biasanya digunakan di pasaran

#### 12.2. Dari segi sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena :

- Menciptakan lapangan pekerjaan baru.
- Meningkatkan pendapatan perkapita daerah sekitar lokasi pabrik.

#### 12.3. Dari segi lokasi pabrik

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena :

- Dekat bahan baku
- Persediaan air yang memadai
- Dekat daerah pemasaran
- Tenaga kerja yang tersedia dan murah

#### 12.4. Dari segi pemasaran

Diharapkan dengan adanya pabrik DME ini dapat membantu mengurangi import.

### 12.5. Dari Segi Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk melihat layak atau tidaknya suatu pabrik didirikan baik untuk rencana jangka pendek maupun untuk rencana jangka panjang. Setelah dilakukan perhitungan analisa ekonomi terhadap Pra Rencana pabrik DME dari tandan kosong kelapa sawit, maka dapat diketahui data sebagai berikut :

- Internal Rate of Return (IRR) = 18.39 %
- Pay Out Time (POT) = 3.2 tahun
- Return of Investment (ROI<sub>AT</sub>) = 18.72 %
- Break Even Point (BEP) = 53.71 %