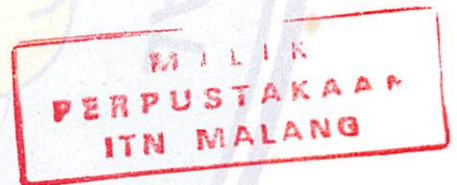


**PRA RENCANA PABRIK  
METHANOL DARI GAS NATUNA DENGAN GABUNGAN  
PROSES CRYOGENIC DAN LURGI  
KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

**Disusun oleh :**

<b>ARIEF ADI PRATAMA</b>	<b>07.14.903</b>
<b>RULY TYASING PUTRI</b>	<b>08.14.901</b>



**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG  
2010**

THE HONORABLE MEMBER  
MINISTER OF THE INTERIOR  
AND LOCAL GOVERNMENT  
DEPARTMENT OF LOCAL GOVERNMENT  
KUALA LUMPUR

REPLY

QUESTION NO.

100.01 TO  
100.02

AMOUNT OF  
REVENUE

100.01 TO  
100.02

MINISTER OF THE INTERIOR  
AND LOCAL GOVERNMENT  
DEPARTMENT OF LOCAL GOVERNMENT  
KUALA LUMPUR

**LEMBAR PERSETUJUAN**

**PRA RENCANA PABRIK  
METHANOL DARI GAS NATUNA DENGAN GABUNGAN  
PROSES CRYOGENIC DAN LURGI  
KAPASITAS 200.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

Diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana  
pada jenjang Strata Satu (S-1)  
di Institut Teknologi Nasional Malang

Disusun Oleh

**ARIEF ADI PRATAMA      07.14.903**  
**RULY TYASING PUTRI    08.14.901**

Malang, Maret 2010

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia  
Institut Teknologi Nasional Malang



**Ir. Muhyassaroh, MT**  
**NIP. Y. 1039700306**

Menyetujui,  
Dosen Pembimbing

**Faidliyah Nilna M, ST, MT**  
**NIP. P 1030400392**


**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama Mahasiswa : Arief Adi Pratama  
NIM : 07.14.903  
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / (S-1) Teknik Kimia  
Judul Skripsi : **Pra Rencana Pabrik Metanol dari Gas Natuna  
dengan Gabungan Proses Cryogenic dan Lurgi  
Kapasitas 200.000 ton/tahun.**

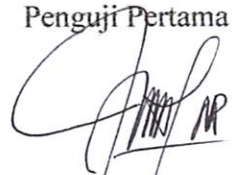
Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Skripsi jenjang Strata Satu (S-1) pada :

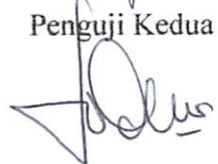
Hari : Sabtu  
Tanggal : 20 Februari 2010  
Nilai : A

  
Ketua  
**Ir. Sidik Noertjahono, MT**  
NIP.Y. 1028700163

Sekretaris  
  
**Ir. Muyassaroh, MT**  
NIP.Y. 1039700306

Anggota Penguji

Penguji Pertama  
  
**Ir. MUYASSAROH, MT**  
NIP.Y. 1039700306

Penguji Kedua  
  
**Ir. BAMBANG POERWADI, MS**  
NIP. 19600126 1986031001




**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama Mahasiswa : Ruly Tyasing Putri  
NIM : 08.14.901  
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia / (S-1) Teknik Kimia  
Judul Skripsi : **Pra Rencana Pabrik Metanol dari Gas Natuna  
dengan Gabungan Proses Cryogenic dan Lurgi  
Kapasitas 200.000 ton/tahun.**

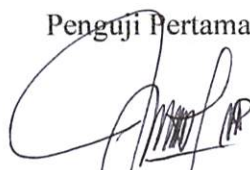
Dipertahankan dihadapan Tim Penguji Skripsi jenjang Strata Satu (S-1) pada :

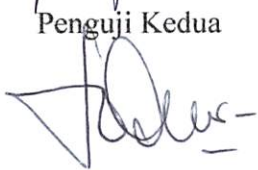
Hari : Sabtu  
Tanggal : 20 Februari 2010  
Nilai : A

  
Ketua  
**Ir. Sidik Noertjahono, MT**  
NIP.Y. 1028700163

Sekretaris  
  
**Ir. Muhyassaroh, MT**  
NIP.Y. 1039700306

Anggota Penguji

Penguji Pertama  
  
**Ir. Muhyassaroh, MT**  
NIP.Y. 1039700306

Penguji Kedua  
  
**Ir. Bambang Poerwadi, MS,**  
NIP. 19600126 1986031001

## **PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Arief Adi Pratama  
NIM : 07.14.903  
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia/ (S-1) Teknik Kimia  
Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul

**“ Pra Rencana Pabrik Metanol dari Gas Natuna dengan Gabungan Proses  
Cryogenic dan Lurgi Kapasitas 200.000 ton/tahun ”**

adalah Tugas Akhir hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi orang lain  
serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain,  
kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya

Malang, 29 Maret 2010

Yang membuat pernyataan



**ARIEF ADI PRATAMA**

## **PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Ruly Tyasing Putri  
NIM : 08.14.901  
Jurusan/Program Studi : Teknik Kimia/ (S-1) Teknik Kimia  
Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul

**“ Pra Rencana Pabrik Metanol dari Gas Natuna dengan Gabungan Proses  
Cryogenic dan Lurgi Kapasitas 200.000 ton/tahun ”**

adalah Tugas Akhir hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi orang lain  
serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain,  
kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya

Malang, 29 Maret 2010

Yang membuat pernyataan



**RULY TYASING PUTRI**

## ABSTRAKSI

Metanol, dikenal juga sebagai *metil alcohol/wood alcohol* dengan rumus kimia  $\text{CH}_3\text{OH}$  merupakan senyawa yang banyak digunakan untuk pembuatan bahan kimia lainnya seperti *formaldehyde*. Proses pembuatan methanol ini merupakan gabungan proses *low temperature distillation (cryogenic)* dan sintesis *Lurgi* dimana  $\text{CO}_2$  dipisahkan dari gas alam kemudian direaksikan dengan menambahkan gas hydrogen. Mekanisme proses ini juga merupakan pemanfaatan  $\text{CO}_2$  pada gas alam natuna serta wujud penanggulangan dampak pemanasan global. Pabrik direncanakan didirikan di daerah sungai Paloh Kabupaten Sambas Pontianak Kalimantan barat dengan kapasitas 200.000 ton/tahun dan direncanakan mulai beroperasi tahun 2013 dengan waktu operasi 330 hari/tahun selama 24 jam/hari. Bentuk perusahaan adalah persero terbatas (PT) dan manajemen organisasi berbentuk garis dan staff. Dari hasil analisa ekonomi didapatkan harga TCI \$ 145.623.836 ; ROIBT 23.4524 %; ROIA 16.4167 %; POT 3.8 tahun; BEP 49.24 % ; NPV \$ 391.590.094; IRR 20.1 %.

Kata kunci :  $\text{CO}_2$ , *Cryogenic dan Sintesis*

## KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Allah SWT atas segala rahmat dan hidayah-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan laporan skripsi yang berjudul ” **Pra Rencana Pabrik Metanol dari Gas Natuna dengan Gabungan Proses Cryogenic dan Lurgi Kapasitas 200.000 ton/tahun**”.

Skripsi ini dilakukan sebagai persyaratan dalam menyelesaikan studi Tingkat Sarjana di lingkungan Institut Teknologi Nasional Malang.

Dalam penyusunan laporan ini penyusun banyak mendapatkan banyak bantuan dari berbagai pihak. Untuk itu penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Eng. Ir. Abraham Lomi, MSEE selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjahjono, MT selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang.
3. Ibu Ir.Muyassaroh, MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang.
4. Bapak M. Istnaeny Hudha, ST, MT, selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang.
5. Ibu Dr. Ir. Tri Poespowati, MT dan Faidliyah Nilna M, ST, MT selaku Dosen Pembimbing.
6. Dosen penguji yang telah memberikan masukan dan saran.



7. Bapak dan ibu dosen pengajar yang telah memberikan masukan dan saran hingga terselesainya laporan skripsi ini.
8. Rekan-rekan mahasiswa dan semua pihak yang telah membantu hingga terselesaikannya laporan skripsi ini.

Penyusun menyadari bahwa laporan penelitian ini masih banyak kekurangan, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat penyusun harapkan guna penyempurnaan laporan skripsi ini.

Malang, Maret 2010

Penyusun

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN .....	i
BERITA ACARA .....	ii
PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR.....	iii
KATA PENGANTAR .....	iv
DAFTAR ISI .....	v
DAFTAR TABEL .....	vii
DAFTAR GAMBAR .....	ix
ABSTRAKSI .....	x
BAB I PENDAHULUAN .....	I – 1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES .....	II – 1
BAB III NERACA MASSA .....	III – 1
BAB IV NERACA PANAS .....	IV – 1
BAB V SPESIFIKASI ALAT.....	V – 1
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA .....	VI – 1
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA .....	VII – 1
BAB VIII UTILITAS .....	VIII – 1
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK .....	IX – 1
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN.....	X – 1
BAB XI ANALISA EKONOMI .....	XI – 1
BAB XII KESIMPULAN .....	XII – 1

DAFTAR PUSTAKA

APPENDIKS A .....	APP.A - 1
APPENDIKS B .....	APP.B - 1
APPENDIKS C .....	APP.C - 1
APPENDIKS D .....	APP.D - 1
APPENDIKS E .....	APP.E - 1

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Kemajuan industri di dunia menyebabkan meningkatnya jumlah CO<sub>2</sub> di atmosfer bumi. Setiap tahunnya lebih dari 1,8 x 10<sup>10</sup> ton CO<sub>2</sub><sup>[4]</sup> dibuang ke atmosfer akibat dari aktivitas manusia. Kita ketahui bahwa gas CO<sub>2</sub> ini termasuk gas rumah kaca akan dapat meningkatkan panas global dunia dan panas ini nantinya akan mampu mencairkan es di kutub utara dan selatan. Bila hal itu terjadi maka diperkirakan permukaan air laut akan naik dan sebagian besar daratan dunia akan digenangi air. Hal ini akan berdampak besar bagi Indonesia sebagai negara kepulauan yang akan kehilangan banyak kota-kota besar dan kecilnya yang umumnya terletak di pesisir pantai.

Natuna dengan total cadangan gas mencapai 210 TSCF (trillion standard cubic feet)<sup>[4]</sup> merupakan salah satu cadangan gas yang terbesar di dunia saat ini akan mampu memenuhi kebutuhan energi dalam jangka panjang. Namun, karena jumlah komposisi kandungan CO<sub>2</sub> yang sangat tinggi menjadikan proyek gas alam Natuna menjadi sorotan dan sangat populer berbagai kalangan. Oleh karena pertimbangan lingkungan menyebabkan proyek Natuna memerlukan pengolahan secara khusus.

Exxon mengusulkan kepada Pertamina melalui proposalnya untuk menggunakan teknologi pengolahan konvensional (penginjeksian kembali CO<sub>2</sub>), yang sudah dapat dipastikan akan memerlukan biaya yang sangat tinggi. Dalam kontrak Exxon Pertamina tersebut, diusulkan untuk menginjeksikan kembali CO<sub>2</sub> ke lapisan terdalam dari sumur (batu karang bawah laut) yang mengakibatkan tambahan biaya 50 - 60%<sup>[4]</sup> dari total investasi yang diperlukan atau jauh lebih besar dari biaya investasi untuk ladang gas alam Arun dan Bontang sehingga akan mengakibatkan secara umum LNG Natuna menjadi produksi biaya tinggi dibandingkan ladang gas lainnya di Indonesia. Sebaliknya, bila cadangan CO<sub>2</sub> sebesar 3,03 TSCM (sekitar 5 milyar ton ekuivalen karbon)<sup>[4]</sup> ini dapat kita manfaatkan sebagai sumber karbon alternatif akan dapat memberikan dampak

langsung tidak hanya pada LNG Natuna tetapi juga pada sistem penyediaan energi nasional Indonesia di masa mendatang. Proses pemanfaatan menjadi karbon alternatif (metan, metanol dsb) ini melalui penerapan teknologi maju yang dapat dijadikan sebagai upaya untuk mengatasi produk biaya tinggi proyek gas alam Natuna.

Menurut skenario perencanaan Exxon-Pertamina akan dibangun secara bertahap sejumlah instalasi lepas pantai dan di daratan pulau Natuna. Tahap pertama akan dibangun 2 buah instalasi lepas pantai yang setiap anjungan mampu mengolah gas alam Natuna sebesar  $1,8 \times 10^9$  SCF per hari untuk menghasilkan metan sebesar 400 MMSCF per hari<sup>[4]</sup>. Perihal inilah yang dimaksudkan untuk memberikan alternatif proses produksi komersial metanol dari CO<sub>2</sub> Natuna guna dapat memperoleh manfaat yang sebesar besarnya dari ladang gas alam raksasa tersebut .

### **1.2.Perkembangan Industri**

Metanol, juga dikenal sebagai metil alkohol, *wood alcohol* atau spiritus, adalah senyawa kimia dengan rumus kimia CH<sub>3</sub>OH. Ia merupakan bentuk alkohol paling sederhana. Pada "keadaan atmosfer" ia berbentuk cairan yang ringan, mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, dan beracun dengan bau yang khas (berbau lebih ringan daripada etanol). Ia digunakan sebagai bahan pendingin anti beku, pelarut, bahan bakar dan sebagai bahan aditif bagi etanol industri. Metanol diproduksi secara alami oleh metabolisme anaerobik oleh bakteri. Hasil proses tersebut adalah uap metanol (dalam jumlah kecil) di udara. Setelah beberapa hari, uap metanol tersebut akan teroksidasi oleh oksigen dengan bantuan sinar matahari menjadi karbon dioksida dan air.

Metanol kadang juga disebut sebagai *wood alcohol* karena ia dahulu merupakan produk samping dari distilasi kayu. Saat ini metanol dihasilkan melalui proses multi tahap. Secara singkat, gas alam dan uap air dibakar dalam tungku untuk membentuk gas hidrogen dan karbon monoksida. Kemudian, gas hidrogen dan karbon monoksida ini bereaksi dalam tekanan tinggi dengan bantuan katalis untuk menghasilkan metanol. Tahap pembentukannya adalah endotermik



dan tahap sintesisnya adalah eksotermik. Saat ini gas sintesis umumnya dihasilkan dari metana yang merupakan komponen dari gas alam.

Walaupun gas alam merupakan bahan yang paling ekonomis dan umum digunakan untuk menghasilkan metanol, bahan baku lain juga dapat digunakan. Ketika tidak terdapat gas alam, produk petroleum ringan juga dapat digunakan. Di Afrika Selatan, sebuah perusahaan (Sasol) menghasilkan metanol dengan menggunakan gas sintesis dari batu bara <sup>[3]</sup>.

### 1.3. Sifat-sifat Bahan Baku dan Produk

#### 1.3.1. Sifat Bahan Baku

##### 1.3.1.1. Gas Alam <sup>[4]</sup>

###### Sifat fisik :

- Fase = Gas
- Kenampakan = Tidak bewarna
- Bau = Berbau

###### Sifat kimia :

Komponen	Fraksi mol
CH <sub>4</sub>	0.2500
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0020
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.0020
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0030
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0025
CO <sub>2</sub>	0.6665
H <sub>2</sub> S	0.0050
N <sub>2</sub>	0.0040
H <sub>2</sub> O	0.0650
TOTAL	1.0000

Tekanan : 47.63 atm

Suhu : 127 °C

### 1.3.1.2.Hidrogen

#### Sifat Fisik <sup>[1]</sup>

- Fase = Gas
- Kenampakan = Tidak bewarna
- Bau = Tidak berbau

#### Sifat Kimia <sup>[1]</sup>

- Rumus Kimia =  $H_2$
- Berat molekul = 1,008 g/mol
- Berat jenis = 0,08988 g/L
- Titik didih =  $-252,87\text{ }^{\circ}C$
- Kelarutan dalam air = 0.019 mL/ 100 ml ( pada  $15.6\text{ }^{\circ}C$ , 1 atm)
- Kemurnian = 99,4 % sisanya adalah  $C_2H_2$
- Spesifik gravity = 11.99 ( pada  $21.1\text{ }^{\circ}C$ , 1 atm)

### 1.3.2. Sifat Katalis

#### 1.3.2.1.ZnO

#### Sifat Fisik <sup>[15]</sup>

- Fase = Padat
- Kenampakan = Padatan bewarna putih

#### Sifat Kimia <sup>[15]</sup>

- Rumus Kimia = ZnO
- Berat molekul = 81.408 g/mol
- Berat jenis =  $5.606\text{ g/cm}^3$
- Titik didih =  $2360\text{ }^{\circ}C$
- Kelarutan dalam air = 0.16 mg/100 mL (pada  $30\text{ }^{\circ}C$ , 1 atm)

#### 1.3.2.2.CuO

#### Sifat Fisik <sup>[12]</sup>

- Kenampakan = Padatan bewarna putih
- Fase = Padat

#### Sifat Kimia <sup>[12]</sup>

- Rumus Kimia = Cu

- Berat molekul = 101.96 g/mol
- Berat jenis = 3.95 g/cm<sup>3</sup>
- Titik didih = 2977 °C
- Titik leleh = 2072 °C

### 1.3.2.3. Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

#### Sifat Fisik <sup>[10]</sup>

- Fase = Padat

#### Sifat Kimia

- Rumus Kimia = Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>
- Berat molekul = 63.546 g/mol
- Berat jenis = 8.94 g/cm<sup>3</sup>
- Titik didih = 2835 °C
- Titik leleh = 135.77 °C

### 1.3.3. Sifat Kimia Adsorbents (Tipe 13X) <sup>[28]</sup>

- Porositas internal = ~ 38%
- Bulk densitas = 0,58 – 0,64 kg/L
- Diameter pori-pori rata-rata = 1,0 nm
- Luas permukaan = ~ 0,6 km<sup>2</sup>/kg
- Kapasitas serap = 0,25 – 0,36 kg/kg (kering)

### 1.3.4. Sifat Produk Utama

#### 1.3.4.1. Methanol

##### Sifat Fisik <sup>[3]</sup>

- Fase = Cair

##### Sifat Kimia

- Rumus kimia = CH<sub>3</sub>OH
- Berat molekul = 32.04 g/mol
- Berat jenis = 0.7918 g/cm<sup>3</sup>
- Titik didih = 64.7 °C,
- Kelarutan dalam air = Larut Sempurna

- Kekentalan = 0.59 mPa·s (pada 20 °C, 1 atm)
- Kemurnian = 99,85 %
- Spesifik gravity = 0,7883 – 0,7893 (pada 20 °C, 1 atm)

### 1.3.5. Sifat Produk Samping

#### 1.3.5.1. ZnS

##### Sifat Fisik <sup>[16]</sup>

- Fase = Padat

##### Sifat Kimia

- Rumus kimia = ZnS
- Berat molekul = 97.474 g/mol
- Berat jenis = 4.090 g/cm<sup>3</sup>
- Titik leleh = 1185 °C
- Kelarutan dalam air = diabaikan

#### 1.3.5.2. Methane

##### Sifat Fisik <sup>[13]</sup>

- Fase = Gas

##### Sifat Kimia

- Rumus kimia = CH<sub>4</sub>
- Berat molekul = 16.042 g/mol
- Berat jenis = 0.717 kg/m<sup>3</sup>
- Titik didih = -161.6 °C,
- Kelarutan dalam air = 35 mg/L (17 °C)
- Titik nyala = -188 °C

#### 1.3.5.3. Nitrogen

##### Sifat Fisik <sup>[14]</sup>

- Fase = Gas

##### Sifat Kimia

- Rumus kimia = N<sub>2</sub>
- Berat molekul = 28.02 g/mol
- Berat jenis = 1.251 g/L (0 °C, 1 atm)
- Titik didih = -195.79 °C,

- Kalor Peleburan = 0.720 kJ/mol
- Kalor penguapan = 5.57 kJ/mol

#### 1.4. Kegunaan Methanol

Methanol mempunyai peranan yang sangat penting dalam kehidupan sehari-hari, antara lain digunakan untuk <sup>[3]</sup> :

1. Metanol digunakan secara terbatas dalam mesin pembakaran
2. Metanol juga digunakan sebagai pelarut dan sebagai *antifreeze*, dan fluida pencuci kaca depan mobil.
3. Penggunaan metanol terbanyak adalah sebagai bahan pembuat bahan kimia lainnya. Sekitar 40% metanol diubah menjadi formaldehid dan dari sana menjadi berbagai macam produk seperti plastik, *plywood*, cat, peledak, dan tekstil.
4. Dalam beberapa pabrik pengolahan air limbah, sejumlah kecil metanol digunakan ke air limbah sebagai bahan makanan karbon untuk denitrifikasi bakteri, yang mengubah nitrat menjadi nitrogen.

#### 1.5. Kapasitas Produksi Pabrik Baru Methanol

Kapasitas produksi suatu pabrik perlu direncanakan terlebih dahulu dalam mendirikan pabrik, hal tersebut dilakukan untuk mengantisipasi permintaan baik di dalam negeri maupun di luar negeri serta mengurangi laju impor Methanol dalam negeri. Pabrik methanol direncanakan didirikan pada tahun 2013 dengan peluang kapasitas yang ditujukan untuk menutupi nilai impor dari luar negeri. Untuk menghitung kapasitas menggunakan rumus :

$$X = X_0 (1+i)^n$$

Dimana : X = peluang kapasitas pada tahun yang diinginkan

X<sub>0</sub> = data terakhir

i = tingkat kebutuhan

n = selisih tahun 2008 dan 2013 (5 tahun)



Tabel 1.5.1. Data Kebutuhan methanol di Indonesia tahun 2004-2008 <sup>[2]</sup>

Tahun	Impor (kg)	Tingkat pertumbuhan
2004	28.412.720	-
2005	46.591.876	39,0179%
2006	31.026.783	-50,1666%
2007	63.764.484	51,3416%
2008	68.461.110	6,8603%
Rata-rata		13,3976%

Dari data pada tabel 1.4.1. didapatkan rata-rata persen kenaikan kebutuhan methanol sebesar 13,3976% Oleh karena itu, perkiraan kapasitas produksi methanol pada tahun 2013 adalah :

$$X = X_0 (1+i)^n$$

$$X = 68.461.110 (1+0.13976)^5$$

$$X = 128.369.958 \text{ kg/tahun}$$

$$X = 128.369,958 \text{ kg/tahun}$$

Pada umumnya agar suatu pabrik dapat berjalan lancar maka perlu adanya ekspor dimana diasumsikan untuk ekspor adalah 45 % dari kapasitas pabrik dan ditambahkan dalam kapasitas pabrik sehingga kapasitas pabrik baru pada tahun 2013 adalah :

$128.369,958 \times (1+0,45) = 186.136.439 \text{ kg/tahun} \approx 186.136,439$   
ton/tahun sehingga didapatkan kapasitas pabrik baru pada tahun 2013 adalah 186.136,439 ton/tahun. Sehingga, pada perancangan kali ini diambil kapasitas produksi sebesar 200.000 ton/tahun.

## **BAB II**

### **SELEKSI PROSES**

#### **2.1. Pemilihan Proses**

Sudah lama diketahui bahwa CO<sub>2</sub> dapat dikonversikan menjadi metanol melalui proses reformasi dan hidrogenasi. Namun, dengan tingginya kandungan CO<sub>2</sub> yang ada dalam gas alam Natuna ini maka dalam pembuatan metanol dilakukan dalam dua proses, yaitu proses pemisahan CO<sub>2</sub> dari gas alam Natuna dan proses sintesis metanol. Ditinjau dari rasio kandungan gas alam Natuna dan jumlah produksi harian untuk setiap anjungan campuran gas Natuna sebesar 1,8x10<sup>9</sup> TSCF<sup>[4]</sup>, kemungkinan teknologi proses dalam skala komersial dapat diaplikasikan pada kondisi kandungan gas Natuna melalui gabungan kombinasi proses yang sudah dikenal secara luas. Berikut merupakan uraian lengkap dari proses pembuatan metanol dengan kombinasi proses secara komersial.

#### **2.1.1. Kombinasi Proses Pembuatan Metanol secara Komersial**

##### **2.1.1.1. Proses metan konversi CO<sub>2</sub>**

Proses metan konversi CO<sub>2</sub> adalah gabungan dari proses pemisahan dan konversi CO<sub>2</sub> menjadi metanol dengan penambahan hidrogen (hidrogenasi). Pada proses ini, setelah sebelumnya campuran gas Natuna dibersihkan dari bahan pengotor (sulfur dan merkuri), metan (25% )<sup>[4]</sup> dipisahkan untuk dikirim ke instalasi LNG. CO<sub>2</sub> dialirkan ke konverter metanol. Bersamaan dengan itu dialirkan pula hidrogen dalam jumlah yang jauh lebih besar dari CO<sub>2</sub>. Di dalam konverter ini terjadi reaksi kimia, dengan menggunakan katalis tertentu. Jumlah maksimal metanol yang dihasilkan yang diperkirakan dari proses ini adalah 66% dari total kandungan gas alam Natuna.

##### **2.1.1.2. Proses produksi massal metanol**

Produksi massal metanol adalah istilah yang dipopulerkan oleh Barnert untuk memberikan perhatian khusus pada proyek Natuna<sup>[4]</sup>. Proses ini adalah gabungan dari proses reformasi dan hidrogenasi CO<sub>2</sub>. Pada proses

ini campuran gas Natuna setelah dipisahkan sulfur dan merkurnya dialirkan ke reformer pada temperatur  $800\text{ }^{\circ}\text{C}$ , dan akan terbentuk syngas ( $\text{CO}+\text{H}_2$ ) dengan bantuan katalis yang sudah umum digunakan. Campuran syngas dan  $\text{CO}_2$  sisa dialirkan ke konverter metanol bersama sama dengan hidrogen dari instalasi eletrolisa. Di dalam konverter metanol ini selain terjadi reaksi pembentukan metanol dari sintesis gas, juga terjadi reaksi pembentukan metanol dari  $\text{CO}_2$  karena adanya tambahan hidrogen dari luar.

Mengingat kebutuhan Indonesia yang besar akan LNG maka dipilihlah skenario yang pertama yaitu pemisahan antara metan dan  $\text{CO}_2$  sebagai komposisi terbanyak pada gas natuna dan kemudian gas  $\text{CO}_2$  yang sudah terpisahkan kemudian di reaksikan dengan gas  $\text{H}_2$  untuk membentuk Metanol.

### 2.1.2. Proses Pemisahan $\text{CO}_2$

Proses pemisahan gas asam ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  dan lain -lainnya) dari gas alam sering dikenal sebagai proses pemurnian gas (*sweetening*). Gas asam-arang yang ada perlu untuk dipisahkan untuk dapat meningkatkan proses pemanasan gas, mencegah korosi pada saluran gas dan peralatan proses gas lainnya serta mencegah terjadinya efek rumah kaca

Secara umum proses pemisahan gas asam dikelompokkan sebagai berikut

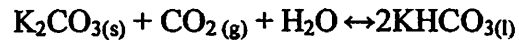
- Proses Penyerapan ( Proses kimia dan penyerapan secara fisik)
- Proses Adsorpsi ( Penyerapan oleh padat)
- Proses Fisik (Membran & destilasi suhu rendah / *cryogenic*)
- Penyelesaian Hybrid (Gabungan perlakuan fisik dan kimia)

Untuk lebih membatasi proses seleksi maka berikut adalah beberapa proses yang banyak digunakan secara komersil.

#### 2.1.2.1. Proses Kalium Karbonat

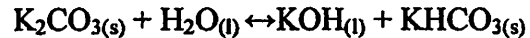
Dengan menggunakan kalium karbonat ( $\text{K}_2\text{CO}_3$ ) untuk memisahkan gas  $\text{CO}_2$  dari gas-alam. Kondisi operasi terbaik ada pada tekanan  $\pm 21.41\text{ atm}$  dan suhu  $110\text{ }^{\circ}\text{C}$  <sup>[17]</sup> Tekanan tinggi pada jalur transmisi gas alam menghasilkan gas  $\text{CO}_2$  secara relatif tinggi pada tekanan parsial

Reaksi utama di dalam proses ini adalah;

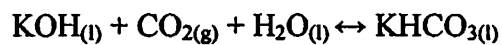


Namun reaksi yang lebih dianjurkan ada dua tahap yaitu :

1) Langkah yang pertama adalah hidrolisis karbonat kalium



2) Reaksi yang kedua yang melibatkan reaksi hidroksida kalium dan dilanjutkan reaksi hidrolisis untuk memproses gas CO<sub>2</sub> untuk membentuk bikarbonat kalium.



Kelebihan proses

- Kebutuhan steam untuk proses ini cukup rendah kerana sifat reaksi yang isotermis.
- Biaya operasi yang rendah.
- Degradasi bahan pelarut yang minimal.
- Bersifat berkelanjutan dengan harga pelarut yang murah.

Kelemahan proses

- Karbonat Kalium menyebabkan korosif.
- Bahan pelarut bereaksi dengan Inhibitor korosi sehingga menyebabkan erosi pada peralatan industry.
- Kecenderungan terbentuk busa / *foaming* dan pengasingan terbentuk sedimentasi yang mengurangi proses pelarutan CO<sub>2</sub>.
- Pelarut yang meninggalkan stripper ada pada temperatur *superheated* dan tekanan uap parsial yang dapat mengakibatkan getaran dan pengausan pada pompa.

#### 2.1.2.2. Proses Membran

Membran adalah suatu teknologi yang terbukti banyak digunakan untuk gas-alam Membran lebih sering dioperasikan pada ladang gas untuk memisahkan gas asam dan uap air untuk memenuhi spesifikasi dalam perpipaan dan pengolahan LNG. suatu gas sebelum menyebar keseluruh selaput membran, gas harus dulu dialirkan pada tekanan tinggi yang selanjutnya menyebar keseluruh dinding selaput, dan kemudian

menguapkan disisi bagian sebelahnya dengan tekanan yang rendah. Umpan gas sebelum masuk pada membran terlebih dahulu masuk pada *pre-treatment* untuk memastikan operasi lebih efisien. Jenis peralatan Pre-Treatment bervariasi tergantung pada kondisi dan komposisi umpan gas.

Kelebihan proses

- Membran lebih efektif untuk lingkungan tak jauh dari pantai.
- Mempunyai kemampuan beradaptasi yang tinggi terhadap variasi CO<sub>2</sub> pada umpan gas.
- Pemisahannya yang berkala dan tidak membutuhkan pelarut atau adsorben sehingga sistem ini lebih ramah lingkungan.
- Rendah resiko dalam pengoperasian karna peralatannya yang tidak bergerak

Kerugian proses

- CO<sub>2</sub> Yang telah dipisahkan ada berada pada tekanan yang rendah dan memerlukan sehingga memerlukan kompresi untuk menuju proses selanjutnya.
- Membutukan tekanan yang tinggi sebelum masuk pada membran.
- Membutuhkan biaya yang tinggi karena memerlukan kompresi.
- Umpan gas yang hilang lebih besar.

### 2.1.2.3. *Cryogenic*

Destilasi suhu rendah / *cryogenic* adalah suatu proses komersil biasa digunakan untuk mencairkan dan memurnikan gas asam yang tinggi > 90% <sup>[19]</sup> dari sumber. Proses ini berada pada suhu yang sangat rendah dibawah - 73.3 °C dan tekanan 17.011atm <sup>[30]</sup> atm dengan demikian gas asam dapat terpisahkan.

Kelebihan proses

- Sangat tepat digunakan untuk konsentrasi CO<sub>2</sub> yang tinggi pada umpan.
- Menghasilkan suatu cairan CO<sub>2</sub> siap untuk dialirkan menuju proses selanjutnya.



Kekurangan proses

- Energi pendingin yang dibutuhkan sangat tinggi sehingga meningkatkan biaya operasi.
- Kecenderungan kemacetan pada alat proses tinggi.
- Beberapa fluida yang dihasilkan umumnya bersifat racun dan mudah terbakar.

### 2.1.3. Proses Sintesis Metanol

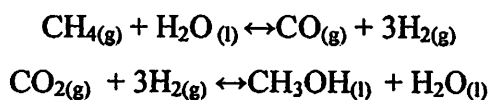
Dewasa ini proses komersil yang biasa dipakai untuk pembuatan methanol antara lain :

1. Proses Tekanan Rendah ICI
2. Proses Tekanan Rendah Lurgi
3. Proses Tekanan Sedang Nissui-Topsoe

Uraian singkat mengenai ketiga macam pembuatan methanol tersebut adalah sebagai berikut.

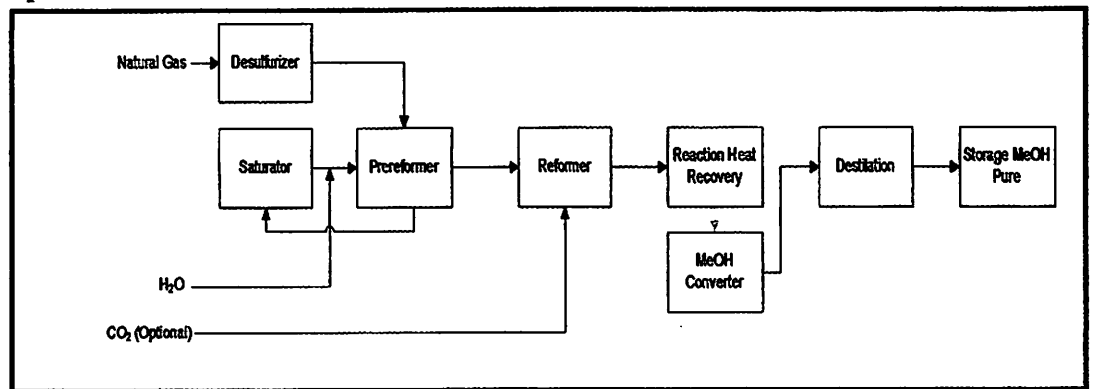
#### 2.1.3.1. Proses Tekanan Rendah ICI

Campuran gas sintesis umpan segar ditekan dari 50 – 100 atm<sup>[32]</sup> melalui sebuah kompresor dan kemudian diumpankan kedalam reaktor berpendingin (*quence type reaktor*) pada suhu 270 °C <sup>[32]</sup> *quence converter* sendiri berupa *single bed* yang didalamnya terdapat katalis pendukung yang bersifat inert (Cu, Zn dan Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). Aliran produk kemudian didinginkan dan methanol akan terkondensasi. Aliran gas *purge direcycle* ke reformer untuk mengubah methanol yang terakumulasi dalam gas sintesis. Mekanisme reaksinya adalah :



Karena kurang menguntungkan ICI mengganti jenis reaktor menjadi *tube* berpendingin yang prosesnya sama dengan proses Lurgi. Namun ada pula yang menggunakan reaktor *packed bed adiabatic* yang tersusun seri dan suhu bednya ditentukan oleh suhu dingin dari gas sintesis yang diinjeksi namun tetap saja desain reaktor ini sudah dianggap

konvensional karena tidak cocok untuk di gunakan untuk produksi dengan kapasitas besar <sup>[32]</sup>.



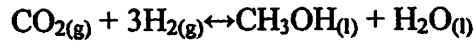
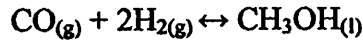
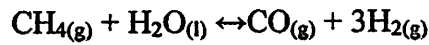
**Gambar 2.1.** Blok diagram proses tekanan rendah ICI

### 2.1.3.2. Proses Tekanan Rendah Lurgi

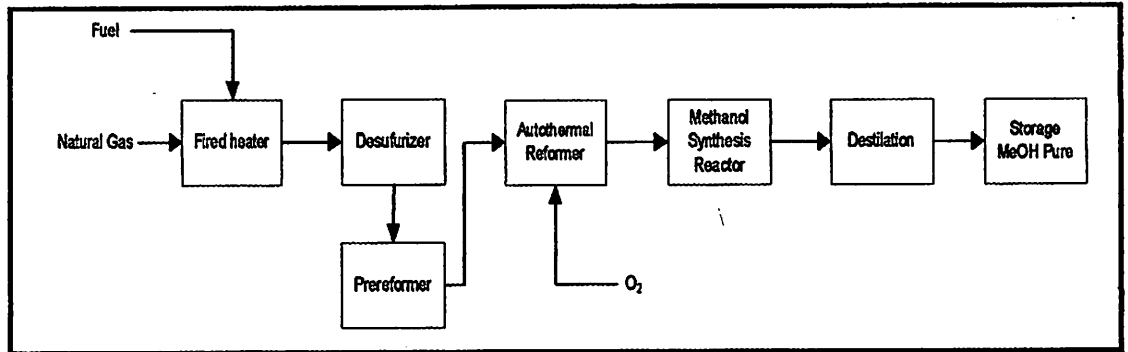
Ada dua cara dalam perlakuan awal terhadap gas alam proses tekanan rendah lurgi ini yaitu yang pertama dengan proses *autothermal reforming* dan yang kedua dengan cara langsung melalui oksidasi parsial . Untuk steam reformer pertama-tama umpan dimasukkan kedalam desulfurizer kemudian dikontakkan dengan steam pada suhu  $850 - 860\text{ }^{\circ}\text{C}$  <sup>[32]</sup> untuk menghasilkan gas hirogen dan karbon dioksida yang selanjutnya gas hasil sintesa tersebut di umpankan kedalam reaktor dengan sentrifugal kompresor pada tekanan  $49.35-78.95\text{ atm}$  <sup>[32]</sup>.

Mekanisme sintesa Lurgi adalah dengan menggunakan reactor tipe BWR (boiling water reactor ) dengan prinsip kerja melalui pertukaran panas antara bagian shell dan tube dengan katalis pada sisi tube. Pendinginan reaktor disediakan oleh sirkulasi mendidih air pada sisi shell. dengan mengontrol tekanan sirkulasi air suhu reaksi dikontrol dan dioptimalkan. Uap yang dihasilkan dapat digunakan sebagai uap proses, baik langsung atau melalui filling film saturator. karena mekanisme bersifat isothermal BWR memberikan konversi yang tinggi dibandingkan dengan jumlah katalis yang ditempatkan. Namun, untuk memastikan laju reaksi yang tepat reaktor akan beroperasi pada suhu antara  $230\text{ }^{\circ} - 270\text{ }^{\circ}\text{C}$ . <sup>[8]</sup> dengan tekanan operasi  $49.35-98.69\text{ atm}$  <sup>[32]</sup>

Mekanisme reaksi keseluruhan adalah sebagai berikut :



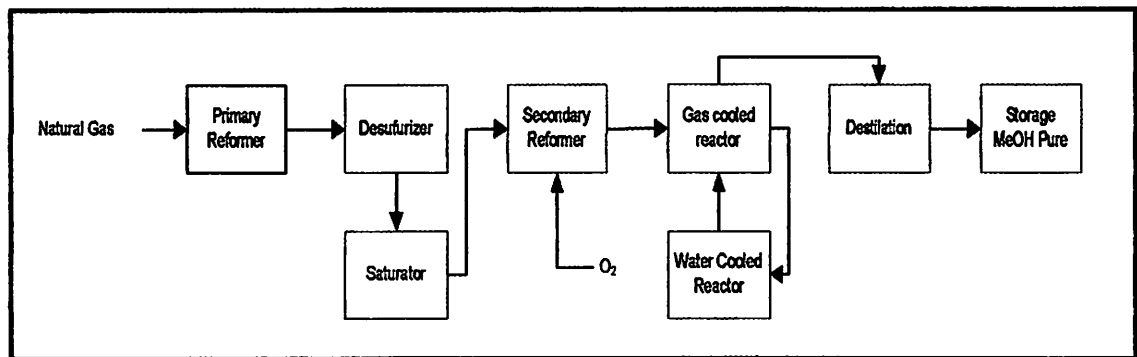
Berikut adalah tahapan keseluruhan proses lurgi :



Gambar 2.2. Blok diagram proses tekanan rendah Lurgi

### 2.1.3.3. Proses Tekanan Sedang Nissui-Topsoe

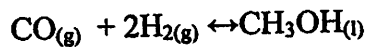
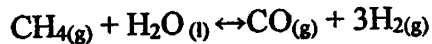
Reaktor bertipe adiabatik dengan aliran radial berjumlah tiga masing-masing memiliki unggun radial dan penukar panas internal. Tiap reaktor mengandung satu unggun katalis, tekanan operasi proses ini di atas 148.04 atm dan suhu antara 230-280 °C [32]. Produk pertama perlu didinginkan sebelum masuk pada reaktor kedua. Hasil pendinginan berupa uap (*steam*) bertekanan rendah .



Gambar 2.3 Blok diagram proses tekanan sedang Nissui-Topsoe

Sebagai yang terlihat di atas maka dapat disimpulkan bahwa proses perlakuan awal gas alam untuk disintesa menggunakan proses reforming

dua tahap yaitu *primary reformer* dan *secondary reformer* dengan rasio perbandingan H<sub>2</sub> dan CO. Maka mekanisme reaksinya adalah :



Pada sistem reaktor adiabatik ini sangat baik dalam skala ekonomi. Kesederhanaan mekanismenya mengakibatkan biaya investasi yang rendah. Desain dapat ditingkatkan untuk single line kapasitas 10.000 MTPD atau lebih suatu pabrik.

## 2.2. Seleksi Proses

Sebelum menentukan pemilihan proses yang tepat, maka perlu adanya studi perbandingan dari alternatif proses yang ada, baik secara aspek teknis maupun aspek ekonomis sehingga didapatkan suatu proses produksi methanol yang efektif dan efisien.

Tabel 2.1. Seleksi proses pemisahan CO<sub>2</sub> dari gas alam

No	Parameter	Absorpsi Kalium Karbonat	Membran	Cryogenic
1.	Aspek Teknis - Bahan pengikat CO <sub>2</sub>	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-
2.	Kondisi Operasi - Suhu - Tekanan - Korosifitas - Toleransi CO <sub>2</sub>	110 °C 21.41 atm Tinggi -	- 57.84 atm Rendah -	- 73.3 °C 17.011 atm Rendah >90%
3.	Aspek Ekonomi - Biaya Investasi	Tinggi	Tinggi	Tinggi

Tabel 2.2. Seleksi proses sintesis Methanol

No.	Parameter	Tekanan Rendah ICI	Tekanan Rendah Lurgi	Tekanan Sedang Nissui-Topsoe
1.	Aspek Teknis Bahan baku	Gas Alam	Gas Alam	Gas Alam
2.	Kondisi Operasi Suhu reaksi Tekanan reaksi Katalis Konversi	270 °C 49,35-98,69 atm -	230-270°C 49,35-98,69 atm ZnO, CuO, Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> -	230-280°C 148,0 atm -
3.	Aspek Ekonomi Biaya produksi Biaya investasi	Tinggi Tinggi	Rendah Rendah	Sedang Rendah

Dari uraian tersebut di atas dapat diketahui kelebihan dan kekurangan masing-masing proses. Dalam seleksi ini pertimbangan didasarkan pada segala aspek keseluruhan yang lebih menguntungkan sehingga pada proses pembuatan methanol dipilih proses pemisahan CO<sub>2</sub> dengan metode *Cryogenic* dan sintesis methanol dengan metode *Lurgi* dengan pertimbangan :

1. Toleransi terhadap kandungan CO<sub>2</sub> yang akan dipisahkan lebih tinggi yaitu >90 %.
2. Biaya produksi dan biaya investasi lebih rendah dari proses lain dilihat dari jenis reaktor dan kapasitas yang dapat ditampung.
3. Jumlah katalis yang digunakan pada proses sintesa lebih sedikit.
4. Pemanfaatan keluaran air pendingin pada sintesa reaktor sebagai air umpan boiler

### 2.3. Uraian Proses

Untuk mendapatkan kuantitas dan kualitas produk yang diinginkan telah dipilih proses pembuatan Methanol dari gas alam dengan proses gabungan yaitu proses *Cryogenic* dan proses *Lurgi*. Adapun uraian prosesnya ada beberapa tahap yang meliputi :

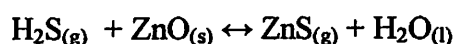
1. Proses persiapan bahan baku
2. Proses sintesis methanol
3. Tahap pemisahan dan pemurnian
4. Tahap penanganan produk

Uraian prosesnya adalah sebagai berikut.

#### 1. Proses Persiapan Bahan Baku

Pada tahap ini terdiri atas dua tahap, tahap desulfurasi dan distilasi *cryogenic*. Tahap desulfurasi merupakan proses untuk menghilangkan senyawa sulfur yang terdapat dalam gas alam berupa senyawa H<sub>2</sub>S. Gas alam yang keluar dari well head dengan tekanan 47.63 atm dan suhu 127<sup>0</sup>C [22] ditampung sementara oleh *storage* gas alam (F-111) alam

sebelum diturunkan tekanannya dengan *expander* (G-112) hingga tekanan 24.67 atm <sup>[3]</sup> dan kemudian dipanaskan terlebih dahulu pada suhu 350 °C <sup>[21]</sup> oleh *Heat Exchanger* (E-113) yang tersusun seri sebanyak 3 buah sebelum masuk kedalam *Desulfurizer* (D-111) dengan unggun katalis ZnO dengan tujuan untuk menghilangkan senyawa sulfur. Diharapkan senyawa H<sub>2</sub>S yang terkandung dalam umpan gas alam menuju proses berikutnya, memiliki kandungan kurang dari 0,1 ppm. <sup>[21]</sup>. Reaksi yang terjadi sebagai berikut.



Gas dengan kandungan H<sub>2</sub>S yang rendah tadi kemudian diturunkan suhunya hingga 26.67 °C <sup>[22]</sup> oleh *cooler* (E-121) yang juga tersusun seri sebanyak 2 buah untuk masuk pada unit *molecular sieve dryer* (MSD) (D-122) pada unit ini kandungan H<sub>2</sub>O di kurangi hingga <0.1 ppm <sup>[21]</sup> dengan tujuan agar tidak mengahabat proses selanjutnya akibat pembentukan es oleh H<sub>2</sub>O.

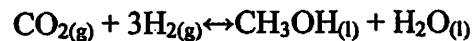
Tahap yang kedua adalah distilasi *cryogenic*, yang bertujuan untuk memisahkan gas metan dan CO<sub>2</sub>. Metan dan nitrogen yang terkandung dalam gas alam keluar sebagai *light key* (produk atas) sedangkan CO<sub>2</sub> akan keluar sebagai *heavy key* (produk bawah). Gas alam yang keluar pada *molecular sieve tray* (D-122) dinaikan tekanannya terlebih dahulu hingga 40.83 atm <sup>[22]</sup> dengan menggunakan kompresor (G-123) selanjutnya didinginkan dan dirubah fasenya menjadi liquid dengan *Heat Exchanger* (E-124) hingga suhu -66.22 °C <sup>[22]</sup> untuk masuk menuju unit *Cryogenic*. Pada unit ini tekanan dijaga pada 17.01 atm <sup>[30]</sup>.

## 2. Tahap Reaksi (Sintesis Metanol)

Hasil atas *cryogenic* melauai *condensor* (E-125) dengan kandungan metan dan nitrogen yang tinggi dilairkan menuju *storage* (F-148B) dan hasil bawah *cryogenic* yang keluar pada bagian *reboiler* (E-126) dengan kandungan CO<sub>2</sub> yang besar sebelum masuk kedalam reaktor dialirkan dengan pompa untuk menaikkan tekanan hingga 69.08 atm <sup>[32]</sup> dan selanjutnya panaskan oleh *Heat Exchanger* yang disusun seri sebanyak 2

buah (E-132) agar gas masuk pada temperatur 225 °C<sup>[8]</sup>. Proses sintesis ini menggunakan *Boiling Water Reactor* (R-130) pada suhu 268.5 °C tekanan 69.08 atm dengan mereaksikan gas hasil pemisahan *cryogenic* dan gas hydrogen .

Reaksi yang terjadi adalah :



### 3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Unit ini bertujuan untuk memurnikan methanol yang ada. Crude methanol dari reaktor masuk ke *expander* (G-141) untuk diturunkan tekanannya menjadi 6.415 atm<sup>[3]</sup> dan suhu 23.33 °C selanjutnya dialirkan menuju *Flash Drum* (D-142) untuk melepas gas-gas yang larut didalam cairan. Gas yang keluar pada bagian atas dilalirkan menuju *storage* bahan bakar dan untuk cairan (*Crude Methanol*) pada bagian bawah di alirkan ke kolom distiliasi (D-140) dengan tekanan 1.776 atm<sup>[3]</sup>. Unit ini bertujuan memurnikan methanol dari komponen lainnya.

### 4. Tahap Penanganan Produk

Unit ini bertujuan untuk penyimpanan produk *pure* methanol dengan kadar 99.97% yang berasal dari *condensor* (E-144) dipompa (L-146) untuk dialirkan ke *pure methanol storage tank* (F-148A) untuk disimpan, di mana *pure* methanol masuk pada suhu 28.96 °C.



### BAB III

#### NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 200.000 ton/tahun

$$\begin{aligned} \text{Produksi Methanol} &= \left( 200.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \right) \times \left( 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \right) \times \left( \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \right) \times \left( \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \right) \\ &= 25252.52525 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Basis Perhitungan = 1194.3433 kmol/jam

Diketahui kandungan gas alam natuna d-alpha adalah sebagai berikut <sup>[4]</sup>.

- a) Kondisi : Fase Gas
- b) Suhu Operasi (T) : 127 °C
- c) Tekanan Operasi (P) : 47,63 atm <sup>[22]</sup>

Komponen	Fraksi mol
CH <sub>4</sub>	0,2500
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0020
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0020
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0030
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0025
CO <sub>2</sub>	0,6665
H <sub>2</sub> S	0,0050
N <sub>2</sub>	0,0040
H <sub>2</sub> O	0,0650
TOTAL	1,0000

**Komposisi bahan masuk dari well head <1>**

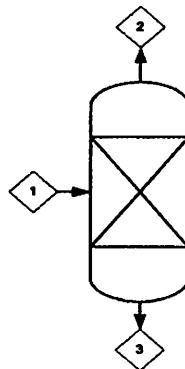
Komponen	BM	Fraksi mol	Laju alir molar (kgmol/jam)	Laju alir massa (kg/jam)
CH <sub>4</sub>	16,04	0,2500	298,5858	4789,3167
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,07	0,0020	2,3887	71,8278
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,12	0,0020	2,3887	105,3889
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,12	0,0030	3,5830	208,2457
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,15	0,0025	2,9859	215,4297
CO <sub>2</sub>	44,00	0,6665	796,0298	35025,3124
H <sub>2</sub> S	34,08	0,0050	5,9717	203,5161
N <sub>2</sub>	28,02	0,0040	4,7774	133,8620
H <sub>2</sub> O	18,02	0,0650	77,6323	1398,9343
<b>TOTAL</b>		<b>1,0000</b>	<b>1194,3433</b>	<b>42151,8336</b>

**1. DESULPHURIZER (D-110)**

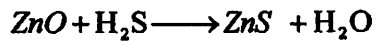
Fungsi : Untuk menghilangkan gas H<sub>2</sub>S pada feed natural gas sampai < 0,1 ppm <sup>[22]</sup>

Kondisi operasi desulphurizer <sup>[22]</sup>

- a. Kondisi : Fase gas
- b. Suhu operasi (T) : 352 °C
- c. Tekanan operasi (P) : 24,67 atm <sup>[3]</sup>



Mekanisme reaksi pada unit desulphurizer adalah sebagai berikut.



**Neraca Massa Desulphurizer**

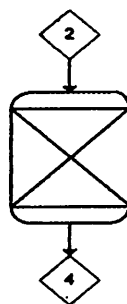
Masuk		Keluar	
Komponen	(kg/jam)	Komponen	(kg/jam)
CH <sub>4</sub>	4789,3167	CH <sub>4</sub>	4789,3167
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	71,8278	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	71,8278
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	105,3889	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	105,3889
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	208,2457	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	208,2457
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	215,4297	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	215,4297
CO <sub>2</sub>	35025,3124	CO <sub>2</sub>	35025,3124
H <sub>2</sub> S	203,5161	H <sub>2</sub> S	0,2035
N <sub>2</sub>	133,8620	N <sub>2</sub>	133,8620
H <sub>2</sub> O	1398,9343	H <sub>2</sub> O	1506,4371
			42055,4870
dari unggun katalis		sisa pada unggun	
ZnO	485,6713	ZnO	0,0000
		keluar sebagai waste	
		ZnS <3>	581,4812
<b>Total</b>	<b>42637,5049</b>	<b>Total</b>	<b>42637,5049</b>

**2. MOLECULAR SIEVE DRYER (D-122)**

Fungsi : Untuk mengurangi kadar H<sub>2</sub>O sampai < 0,1 ppm pada natural gas.

**Kondisi operasi.**

- Kondisi : Fase Cair
- Suhu operasi (T) : 32,22°C <sup>[22]</sup>
- Tekanan operasi (P) : 39,67 atm



### Neraca Massa Molecular Sieve Tray

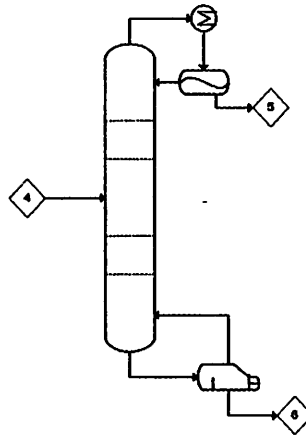
Masuk		Keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
CH <sub>4</sub>	4789,3167	CH <sub>4</sub>	4789,3167
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	71,8278	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	71,8278
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	105,3889	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	105,3889
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	208,2457	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	208,2457
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	215,4297	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	215,4297
CO <sub>2</sub>	35025,3124	CO <sub>2</sub>	35025,3124
H <sub>2</sub> S	0,2035	H <sub>2</sub> S	0,2035
N <sub>2</sub>	133,8620	N <sub>2</sub>	133,8620
H <sub>2</sub> O	1506,4371	H <sub>2</sub> O	0,0473
		<b>Total Bahan Keluar</b>	<b>40549,6340</b>
		<b>H<sub>2</sub>O teradsorpsi</b>	<b>1506,3898</b>
<b>Total</b>	<b>42056,0238</b>	<b>Total</b>	<b>42056,0238</b>

### 3. CRYOGENIC (D-120)

Fungsi : untuk memisahkan metane dan nitrogen dari CO<sub>2</sub> dan *heavy hydrocarbon* lainnya.

#### Kondisi operasi.

- Kondisi : Fase Cair
- Suhu operasi (T) : -66,22 °C
- Tekanan operasi (P) : 17,01 atm<sup>[30]</sup>



**Neraca Massa Cryogenic**

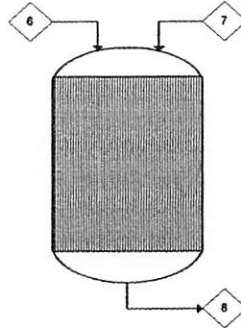
Bahan masuk		Bahan keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
CH <sub>4</sub>	4789,3167	Distilat <5>	
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	71,8278	N <sub>2</sub>	133,8620
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	105,3889	CH <sub>4</sub>	4789,2688
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	208,2457	CO <sub>2</sub>	0,3503
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	215,4297	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0000
CO <sub>2</sub>	35025,3124	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0000
H <sub>2</sub> S	0,2035	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0000
N <sub>2</sub>	133,8620	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0473	H <sub>2</sub> S	0,0000
		H <sub>2</sub> O	0,0000
		<b>Total</b>	<b>4923,4811</b>
		Bottom <6>	
		N <sub>2</sub>	0,0000
		CH <sub>4</sub>	0,0479
		CO <sub>2</sub>	35024,9622
		C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	71,8278
		C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	105,3889
		n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	208,2457
		n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	215,4297
		H <sub>2</sub> S	0,2035
		H <sub>2</sub> O	0,0473
		<b>Total</b>	<b>35626,1529</b>
<b>Total</b>	<b>40549,6340</b>	<b>Total</b>	<b>40549,6340</b>

#### 4. REAKTOR SINTESIS (R-130)

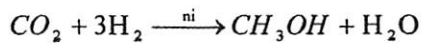
Fungsi : untuk mereaksikan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> menjadi metanol.

Kondisi operasi.

- Kondisi : fase gas
- Suhu : 268,5 °C
- Tekanan : 69,087 atm



Mekanisme reaksi pada unit sintesis reaktor adalah sebagai berikut.



Neraca massa sintesis reaktor

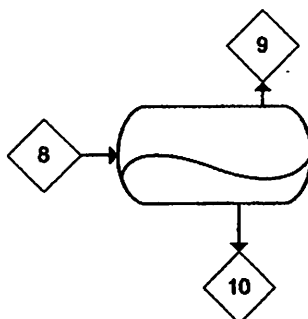
Masuk		Keluar	
Komponen	(kg/jam)	Komponen	(kg/jam)
N <sub>2</sub>	0,0000	N <sub>2</sub>	0,0000
CH <sub>4</sub>	0,0479	CH <sub>4</sub>	0,0479
CO <sub>2</sub>	35024,9622	CO <sub>2</sub>	350,2496
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	71,8278	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	71,8278
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	105,3889	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	105,3889
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	208,2457	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	208,2457
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	215,4297	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	215,4297
H <sub>2</sub> S	0,2035	H <sub>2</sub> S	0,2035
H <sub>2</sub> O	0,0473	H <sub>2</sub> O	0,0473
Hidrogen masuk <7>		Sisa bahan masuk	
H <sub>2</sub>	4775,6536	H <sub>2</sub>	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	371,6099	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	371,6099
		Produk	
		CH <sub>3</sub> OH	25249,4952
		H <sub>2</sub> O	14200,8709
<b>Total</b>	<b>40773,4164</b>	<b>Total</b>	<b>40773,4164</b>

### 5. FLASH DRUM (D-142)

Fungsi : Untuk memisahkan bahan liquid dari gas yang keluar dari reaktor.

Kondisi operasi.

- Kondisi : Fase Cair dan Gas
- Suhu operasi : 60 °C
- Tekanan operasi : 5,992 atm



### Neraca Massa Flash Drum

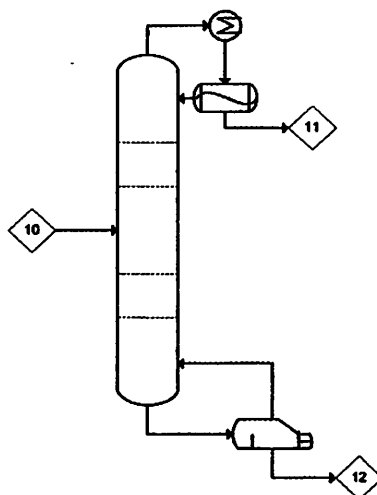
Komponen	BM	Masuk Dari reaktor <8>		Keluar			
				Hasil Atas (purge gas)<9>		Hasil Bawah (MeOH liquid)<10>	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
N <sub>2</sub>	28,02	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CH <sub>4</sub>	16,04	0,0030	0,0479	0,0030	0,0476	0,0000	0,0003
CO <sub>2</sub>	44,00	7,9602	350,2496	7,9063	347,8753	0,0540	2,3743
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,07	2,3887	71,8278	2,3769	71,4726	0,0118	0,3552
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,12	2,3887	105,3889	2,3848	105,2155	0,0039	0,1733
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,12	3,5830	208,2457	3,5815	208,1547	0,0016	0,0910
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	72,15	2,9859	215,4297	2,9846	215,3355	0,0013	0,0942
H <sub>2</sub> S	34,08	0,0060	0,2035	0,0060	0,2034	0,0000	0,0001
H <sub>2</sub>	2,02	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26,04	14,2707	371,6099	14,1823	369,3068	0,0884	2,3031
MeOH	32,04	788,0616	25249,4952	0,0703	2,2509	787,9914	25247,2443
H <sub>2</sub> O	18,02	788,0616	14200,8709	0,4136	7,4540	787,6480	14193,4169
<b>Aliran</b>	-	1609,7095	40773,3691	33,9090	1327,3163	1575,8004	39446,0528
<b>Jumlah</b>		40773,3691		40773,3691			

## 6. DISTILASI METHANOL (D-140)

Fungsi : untuk memisahkan methanol dan air.

Kondisi bahan masuk.

- a) Kondisi : Fase Cair
- b) Suhu : 60 °C
- c) Tekanan : 5,922 atm



### Neraca Massa Destilasi Metanol

Bahan masuk		Bahan keluar	
Komponen	kg/jam	Komponen	kg/jam
Bahan masuk <10>		Destilat <11>	
N <sub>2</sub>	0,00000	N <sub>2</sub>	0,00000
CH <sub>4</sub>	0,00032	CH <sub>4</sub>	0,00032
CO <sub>2</sub>	2,37433	CO <sub>2</sub>	2,37433
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,35518	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,35518
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,17334	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,17334
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,09104	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,09104
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,09418	n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,09418
H <sub>2</sub> S	0,00009	H <sub>2</sub> S	0,00009
H <sub>2</sub>	0,00000	H <sub>2</sub>	0,00000
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	2,30308	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	2,30308
MeOH	25247,24432	MeOH	25246,99185
H <sub>2</sub> O	14193,41695	H <sub>2</sub> O	0,14193
		<b>Total Destilat</b>	<b>25252,20303</b>
		Bottom <12>	
		N <sub>2</sub>	0,00000



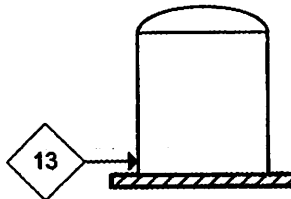
		CH <sub>4</sub>	0,00000
		CO <sub>2</sub>	0,00000
		C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00000
		C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,00000
		n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00000
		n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00000
		H <sub>2</sub> S	0,00000
		H <sub>2</sub>	0,00000
		C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0,00000
		Metanol	0,25247
		H <sub>2</sub> O	14193,27501
		<b>Total Bottom &lt;12&gt;</b>	<b>14193,52749</b>
<b>Total</b>	<b>39445,54936</b>	<b>Total</b>	<b>39446,0528</b>

**7. TANGKI PENAMPUNG METHANOL (F-148A)**

Fungsi : untuk menampung produk methanol

Kondisi operasi.

- a. Kondisi : Fase Cair
- b. Suhu : 303,15 K
- c. Tekanan : 1 atm



$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Komponen	A	B	C	Psat (Kpa)
N <sub>2</sub>	14,9542	5,89E+02	-6,6	428896,047
CH <sub>4</sub>	15,2243	5,98E+02	-7,16	542803,163
CO <sub>2</sub>	22,5898	3,10E+03	-0,16	230325,946
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	15,6637	1,51E+03	-17,16	32171,2958
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	15,726	1,87E+03	-25,16	8024,78441
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	15,6782	2,15E+03	-34,42	2120,42261
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	15,833	2,48E+03	-39,94	615,230736

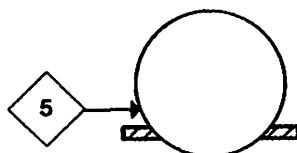
H <sub>2</sub> S	16,104	1,77E+03	-22,06	18246,7972
H <sub>2</sub>	13,633	1,65E+02	3,19	486219,487
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	16,3481	1,64E+03	19,77	79086,6551
MeOH	18,5875	3,63E+03	-34,29	163,838533
H <sub>2</sub> O	18,3036	3,82E+03	-46,13	31,6517823

### 8. TANGKI PENAMPUNG METHANE DAN NITROGEN (F-148B)

Fungsi : untuk penampungan sementara gas Methane dan nitrogen untuk

Dialirkan ke unit LNG :

- a. Kondisi : Fase Gas
- b. Suhu : -68,3600 °C
- c. Tekanan : 40,8290 atm



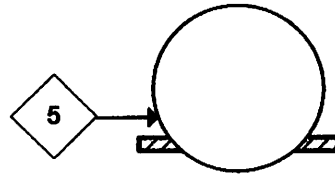
$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Komponen	A	B	C	P <sub>sat</sub> (kPa)
N <sub>2</sub>	14,9542	5,89E+02	-6,6	160126,135
CH <sub>4</sub>	15,2243	5,98E+02	-7,16	198640,75
CO <sub>2</sub>	22,5898	3,10E+03	-0,16	1675,62191
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	15,6637	1,51E+03	-17,16	2015,00782
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	15,726	1,87E+03	-25,16	200,741371
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	15,6782	2,15E+03	-34,42	20,6940541
n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	15,833	2,48E+03	-39,94	2,24071354
H <sub>2</sub> S	16,104	1,77E+03	-22,06	616,924381
H <sub>2</sub>	13,633	1,65E+02	3,19	376887,709
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	16,3481	1,64E+03	19,77	8584,0866
MeOH	18,5875	3,63E+03	-34,29	0,06838594
H <sub>2</sub> O	18,3036	3,82E+03	-46,13	0,00318086

### 9. TANGKI PENAMPUNG SEMENTARA GAS ALAM (F-113)

Fungsi : untuk penampungan sementara gas alam sebelum menuju proses.

- a. Kondisi : Fase Gas
- b. Suhu : 127 °C
- c. Tekanan : 47,63 atm



$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Komponen	A	B	C	P <sub>sat</sub> (kPa)
N2	14,9542	5,89E+02	-6,6	160126,135
CH4	15,2243	5,98E+02	-7,16	198640,75
CO2	22,5898	3,10E+03	-0,16	1675,62191
C2H6	15,6637	1,51E+03	-17,16	2015,00782
C3H8	15,726	1,87E+03	-25,16	200,741371
n-C4H10	15,6782	2,15E+03	-34,42	20,6940541
n-C5H12	15,833	2,48E+03	-39,94	2,24071354
H2S	16,104	1,77E+03	-22,06	616,924381
H2	13,633	1,65E+02	3,19	376887,709
C2H2	16,3481	1,64E+03	19,77	8584,0866
Metanol	18,5875	3,63E+03	-34,29	0,06838594
H2O	18,3036	3,82E+03	-46,13	0,00318086

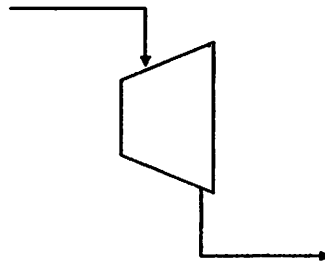
## BAB IV NERACA PANAS

### 1. EKSPANDER I (G-112)

$H_1$

$P_1 = 47,63 \text{ atm}$

$T_1 = 127 \text{ }^\circ\text{C}$



$H_2$

$P_2 = 24,67 \text{ atm}$

$T_2 = \text{ }^\circ\text{C}$

**Neraca Panas Total :**

$$Q = \Delta H = H_2 - H_1$$

Dimana :

$Q = \Delta H$  = Panas yang terjadi dalam expander (kJ/jam)

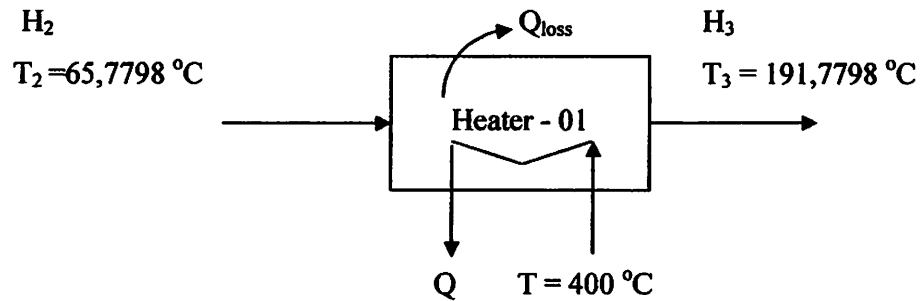
$H_1$  = Panas bahan masuk expander dari well head (kJ/jam)

$H_2$  = Panas bahan keluar expander menuju heater I (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Ekspander I :**

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
$H_1$	4.868.082,0195	$H_2$	1.894.294,40208
$Q = \Delta H$	- 2.973.787,6175		
<b>Total</b>	<b>1.894.294,40208</b>	<b>Total</b>	<b>1.894.294,40208</b>

## 2. HEATER I (E-113A)



Neraca Panas Total :

$$H_2 + Q = H_3 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$H_2$  = Panas bahan masuk heater I dari ekspander (kJ/jam)

$Q$  = Panas yang dibawa oleh superheated steam (kJ/jam)

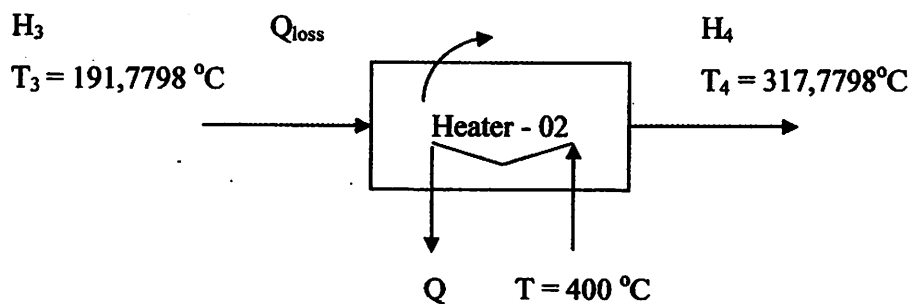
$H_3$  = Panas bahan keluar heater I menuju heater II (kJ/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

Neraca Panas Total di Heater I :

Masuk	(kJ/jam)	Keluar	(kJ/jam)
$H_2$	1.894.294,4020	$H_3$	8.187.371,2511
$Q_s$	6.624.291,4201	$Q$ loss	331.214,5710
<b>Total</b>	<b>8.518.585,8221</b>		<b>8.518.585,8221</b>

## 3. HEATER II (E-113B)



Neraca Panas Total :

$$H_3 + Q = H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$H_3$  = Panas bahan masuk dari heater II (kJ/jam)

$Q$  = Panas yang dibawa oleh superheated steam (kJ/jam)

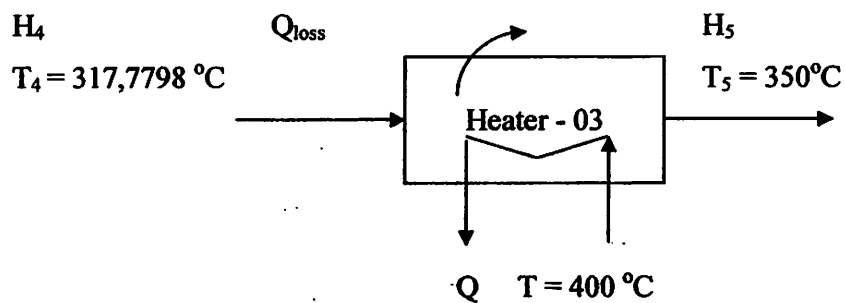
$H_4$  = Panas bahan keluar heater II menuju heater III (kJ/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Heater II :**

Masuk	(kJ/jam)	Keluar	(kJ/jam)
$\Delta H_3$	8.187.371,2511	$\Delta H_4$	15.152.591,4446
$Q_s$	7.331.810,7300	$Q_{\text{loss}}$	366.590,5365
<b>Total</b>	<b>15.519.181,9811</b>	<b>Total</b>	<b>15.519.181,9811</b>

#### 4. HEATER III (E-113C)



**Neraca Panas Total :**

$$H_4 + Q = H_5 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$H_4$  = Panas bahan masuk dari heater II (kJ/jam)

$Q$  = Panas yang dibawa oleh superheated steam (kJ/jam)

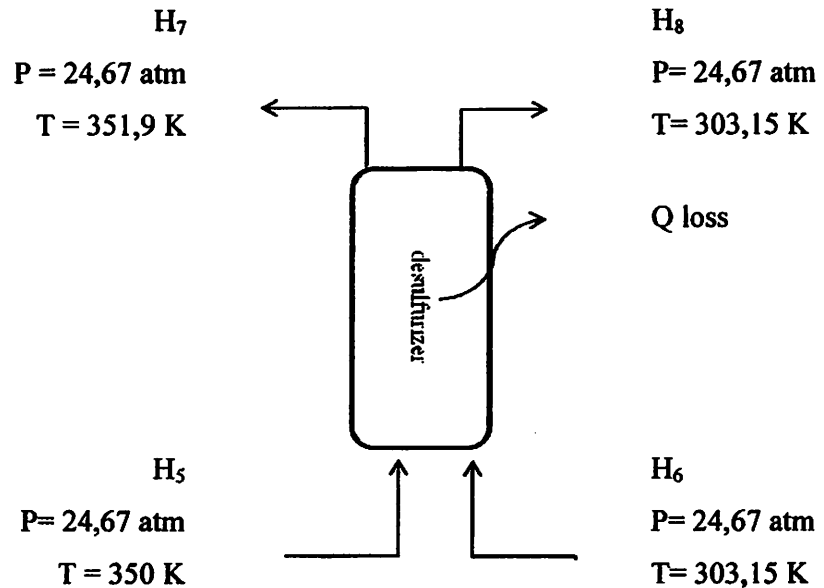
$H_5$  = Panas bahan keluar heater III menuju desulphurizer (kJ/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Heater III :**

Masuk	(kJ/jam)	Keluar	(kJ/jam)
$H_4$	15.152.591,4446	$H_5$	17.040.020,3449
$Q_s$	1.986.767,2634	$Q_{\text{loss}}$	99.338,3632
<b>Total</b>	<b>17.139.358,7081</b>		<b>17.139.358,7081</b>

### 5. DESULPHURIZER (D-110)



Neraca Panas Total :

$$\text{Neraca panas total : } H_5 + H_6 + \sum \Delta \text{HR} = H_7 + H_8 + Q_1 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$H_5$  = Panas bahan masuk dari heater III (kJ/jam)

$H_6$  = Panas dari ZnO (kJ/jam)

$\sum \Delta \text{HR}$  = Panas reaksi (kJ/jam)

$H_7$  = Panas bahan keluar desulfurizer ke cooler I (kJ/jam)

$H_8$  = Panas yang diserap ZnS (kJ/jam)

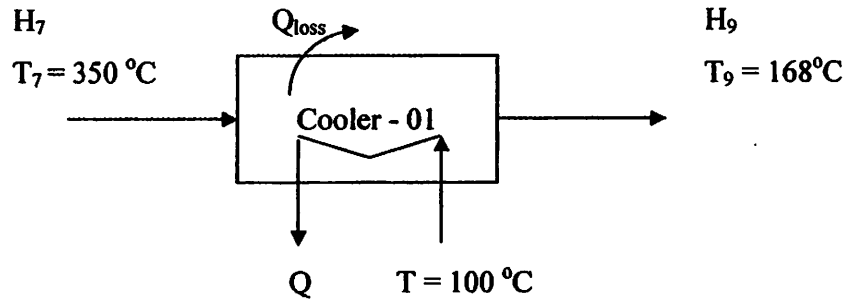
$Q_1$  = Panas yang diserap oleh ZnO (kJ/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Desulphurizer :**

Masuk	(kJ/jam)	keluar	(kJ/jam)
$H_5$	17.040.020,3449	$H_7$	17.026.514,2807
$H_6$	1.042,9456	$H_8$	100.014,2760
$\Delta \text{HR}$	-13.394,2640	$Q_1$	-950.242,9815
		Q loss	851.383,4513
<b>Total</b>	<b>17.027.669,0265</b>		<b>17.027.669,0265</b>

### 6. COOLER I (E-121A)



Neraca Panas Total :

$$H_7 + Q = H_9 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$H_7$  = Panas bahan masuk dari desulfurizer (kJ/jam)

$Q$  = Panas yang dibawa oleh air pendingin (kJ/jam)

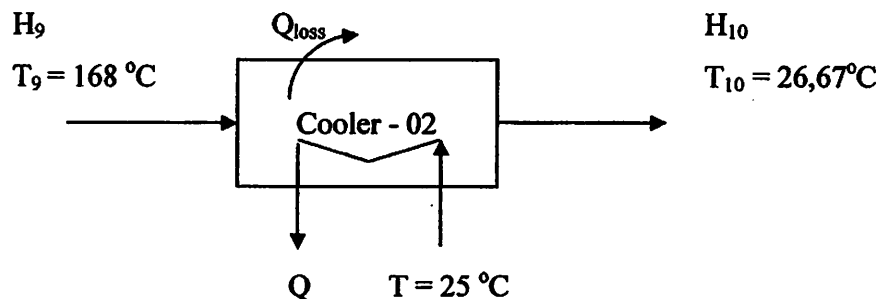
$H_9$  = Panas bahan keluar cooler I menuju cooler II (kJ/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Cooler I:**

Masuk	(kJ/jam)	Keluar	(kJ/jam)
$H_7 =$	17026391,4983	$H_9 =$	6942871,885
$HR_{\text{in}} =$	-624327,0702	$HR_{\text{out}} =$	-555874,308
		$Q =$	10151972,3755
<b>Total =</b>	<b>17650718,57</b>	<b>Total =</b>	<b>17650718,57</b>

### 7. COOLER II (E-121B)



Neraca Panas Total :

$$H_9 + Q = H_{10} + Q_{\text{loss}}$$



Dimana :

$H_9$  = Panas bahan masuk dari cooler I (kJ/jam)

$Q$  = Panas yang dibawa oleh nitrogen (kJ/jam)

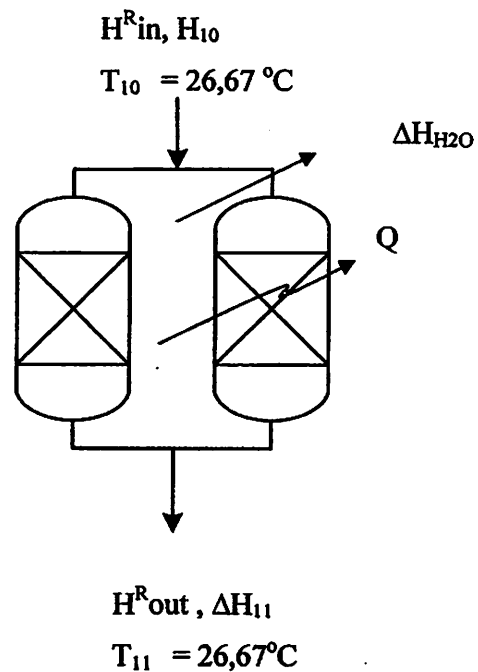
$H_{10}$  = Panas bahan keluar cooler II menuju molecular sieve dryer (kJ/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Cooler II :**

Masuk	(kJ/jam)	Keluar	(kJ/jam)
$H_9 =$	6.942.871,8849	$H_{10} =$	76.182,4880
$HR_{\text{in}} =$	-172.773,0195	$HR_{\text{out}} =$	-663.115,3692
		$Q =$	6.376.347,0473
<b>Total =</b>	<b>7.115.644,9044</b>	<b>Total =</b>	<b>7.115.644,9044</b>

### 8. MOLECULAR SIEVE DRYER (D-112)



**Neraca Panas Total :**

$$H_{10} + H^R_{\text{in}} = H_{11} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} + H^R_{\text{out}} + Q$$

Dimana :

$H_{10}$  = Panas yang di bawa gas masuk dari cooler II (kJ/jam)

$H_{11}$  = Panas gas keluar dari molekuler sieve dryer (kJ/jam)

$\Delta H_{H_2O}$  = Panas yang diserap silika pada molecular sieve dryer (kJ/jam)

$H^{Rin}$  = Panas residual gas masuk (kJ/jam)

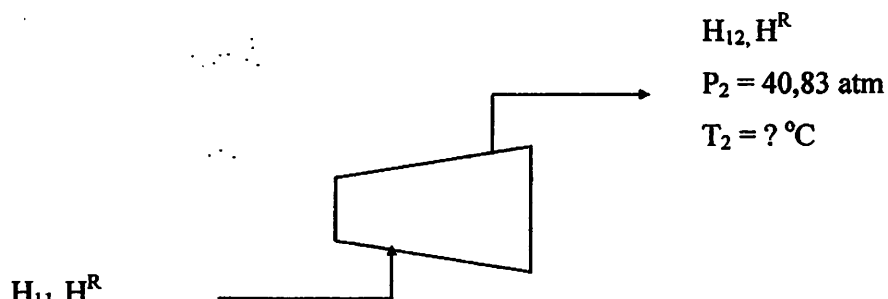
$H^{Rout}$  = Panas residual gas keluar (kJ/jam)

$Q$  = Panas yang diserap oleh gas (kJ/jam)

### Neraca Panas Total di Molecular Sieve Dryer

Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$H_{10} = 76182,4880$	$H_{11} = 71205,5787$
	$\Delta H_{H_2O} = 5268,0892$
	$Q = -291,1799473$
<b>Total = 76182,4880</b>	<b>Total = 76182,4880</b>

### 9. KOMPRESOR I (G-123)



$H_{11}, H^R$

$P_1 = 24,67 \text{ atm}$

$T = 26,67 \text{ }^\circ\text{C}$

$\eta = 75 \%$

Neraca Panas Total :  $Q=H = (H_{12} + H^{Rin}) - (H_{13} + H^{Rout})$

Dimana :

$Q = H$  = Panas yang terjadi dalam kompresor (kJ/jam)

$H_{11}$  = Panas bahan masuk dari storage hidrogen (kJ/jam)

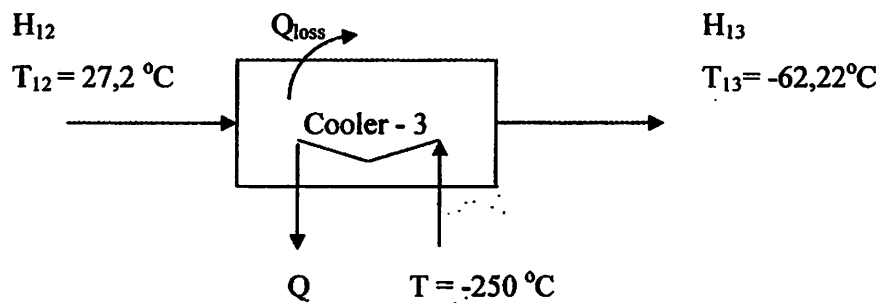
$H^{Rin}$  = Panas residual bahan masuk (kJ/jam)

$H_{12}$  = Panas bahan keluar kompresor I (kJ/jam)

$H^{Rout}$  = Panas residual bahan keluar (kJ/jam)

**Neraca Panas Total Kompresor I :**

Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$H_{11} = 71.205,5787$	$H_{12} = 151.789,7910$
$H^{R}_{in} = -662.846,3647$	$H^{R}_{out} = -1.008.314,2836$
$Q = \Delta H = -264.883,7066$	
<b>Total = -856.524,4926</b>	<b>Total = -856.524,4926</b>

**10. COOLER III (E-124)**

Neraca Panas Total :

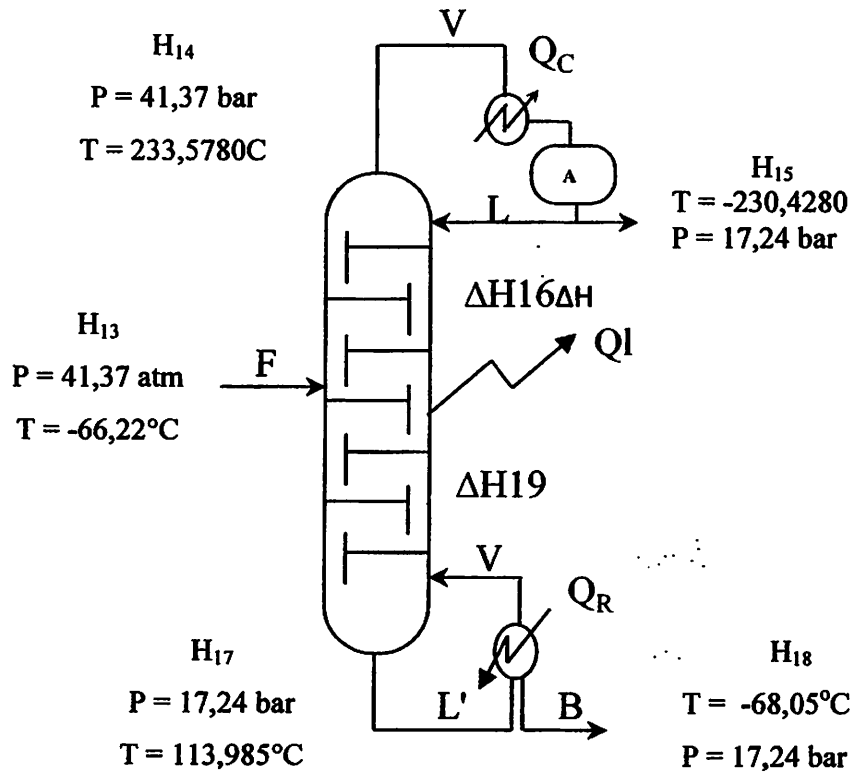
$$H_{12} + H^{R}_{in} = H_{13} + H^{R}_{out} + Q$$

Dimana :

 $\Delta H_{12}$  = Panas bahan masuk dari kompresor I (kJ/jam) $H^{R}_{in}$  = Panas residual bahan masuk (kJ/jam) $Q$  = Panas yang dibawa oleh nitrogen (kJ/jam) $H^{R}_{out}$  = Panas residual bahan keluar (kJ/jam) $\Delta H_{13}$  = Panas bahan keluar cooler II menuju distilasi kriogenik (kJ/jam)**Neraca Panas Total di Cooler III :**

Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$H_{12} = 151789,7910$	$H_{13} = -3566184,07$
$H^{R}_{in} = 528075,9841$	$H^{R}_{out} = 522777,9737$
	$Q = 3723271,8717$
<b>Total = 679865,7751</b>	<b>Total = 679865,7751</b>

## 11. DISTILASI CRYOGENIC (D-120)



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_{13} + H^R \text{ in} + Q_R = \Delta H_{15} + H^R \text{ kond} + \Delta H_{18} + H^R \text{ reb} + Q_{\text{loss}} + Q_C$$

Dimana :

$H_{13}$  = Panas bahan masuk kolom distilasi I dari cooler (kJ/jam)

$H^R \text{ in}$  = Panas residual bahan masuk (kJ/jam)

$H_{14}$  = Panas yang keluar kolom distilasi menuju kondensor I (kJ/jam)

$H_{16}$  = Panas yang terbawa oleh liquid sebagai reflux dari kondensor I masuk kolom destilasi kriogenik (kJ/jam)

$H_{15}$  = Panas yang keluar sebagai destilat dari kondensor I (kJ/jam)

$H^R_{\text{kond}}$  = Panas residual dari kondensor (kJ/jam)

$H_{17}$  = Panas yang keluar kolom destilasi menuju reboiler I (kJ/jam)

$H_{19}$  = Panas yang terbawa oleh uap sebagai reflux dari reboiler I masuk kolom destilasi kriyogenik (kJ/jam)

$H_{18}$  = Panas yang keluar sebagai bottom dari reboiler I (kJ/jam)

$H^R_{reb}$  = Panas residual dari reboiler (kJ/jam)

$Q_C$  = Panas yang terjadi di sekitar kondensor I (kJ/jam)

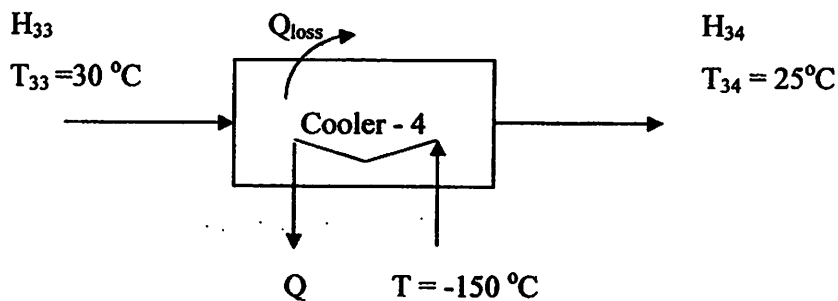
$Q_R$  = Panas yang terjadi pada reboiler I (kJ/jam)

$Q_{loss}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Kolom Distilasi Kriogenik :**

Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
$-\Delta H_{14} = -3566184,0703$	$\Delta H_{17} = -2600864,8657$
$H^R_{in} = -676701,5551$	$H^R_{kond} = -1.288.538,2130$
$QR = 1872039,2716$	$\Delta H_{18} = -2817389,8351$
	$H^R_{reb} = -1224578,1875$
	$Q_c = 5679067,0652$
	$Q_{loss} = -118542,3177$
<b>Total -2370846,3538</b>	<b>-2370846,3538</b>

## 12. COOLER IV (E-127)



**Neraca Panas Total :**

$$\Delta H_{33} + Q = \Delta H_{34} + Q_{loss}$$

**Dimana :**

$\Delta H_{33}$  = Panas bahan masuk dari unit pengolahan air (kJ/jam)

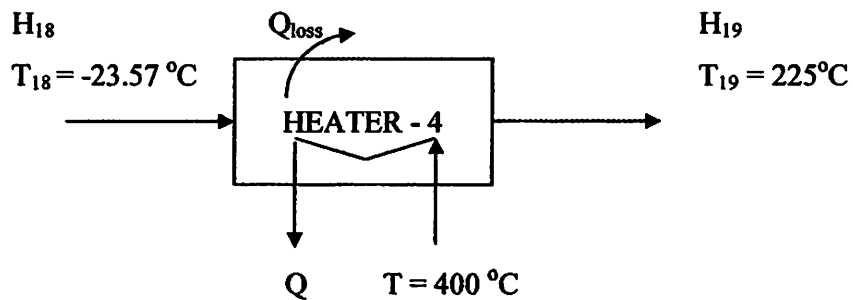
$Q$  = Panas yang dibawa oleh condenser cryogenic (kJ/jam)

$\Delta H_{34}$  = Panas bahan keluar cooler menuju sintesa reaktor (kJ/jam)

$Q_{loss}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Cooler IV :**

Masuk	kg/jam	Keluar	kg/jam
H <sub>in</sub>	327719.1	H <sub>out</sub>	0.0000
H <sup>Ri</sup> <sub>in</sub>	-8.76022	H <sup>Ro</sup> <sub>out</sub>	-8.817958
		Q	327719.1
<b>Total</b>	<b>327710.3</b>		<b>327710.3</b>

**13. HEATER IV (E-132A)****Neraca Panas Total :**

$$\Delta H_{18} + Q = \Delta H_{19} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$\Delta H_{18}$  = Panas bahan masuk dari distilasi cryogenic (kJ/jam)

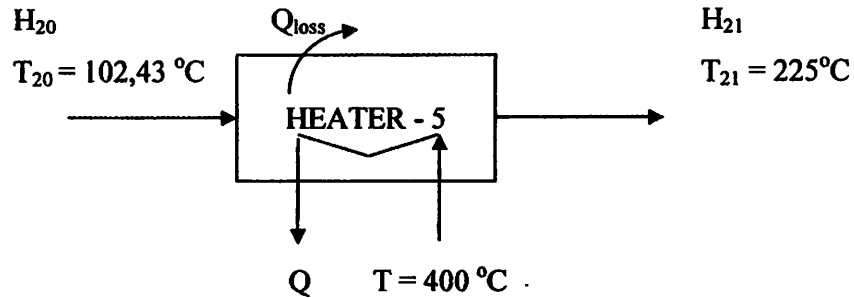
Q = Panas yang dibawa oleh superheated steam (kJ/jam)

$\Delta H_{19}$  = Panas bahan keluar heater IV menuju heater V (kJ/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Heater IV :**

Masuk	(kJ/jam)	Keluar	(kJ/jam)
H <sub>18</sub>	-1502321,7328	H <sub>19</sub>	2272060,3982
Q <sub>s</sub>	3893964,2572	Q loss	119582,1262
<b>Total</b>	<b>2391642,5244</b>	<b>Total</b>	<b>2391642,5244</b>

**14. HEATER V (E-132B)**

Neraca Panas Total :

$$H_{20} + Q = H_{21} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$H_{20}$  = Panas bahan masuk dari heater IV (kJ/jam)

$Q_s$  = Panas yang dibawa oleh superheated steam (kJ/jam)

$H_{21}$  = Panas bahan keluar heater V menuju reaktor sintesa metanol (kJ/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Heater V :**

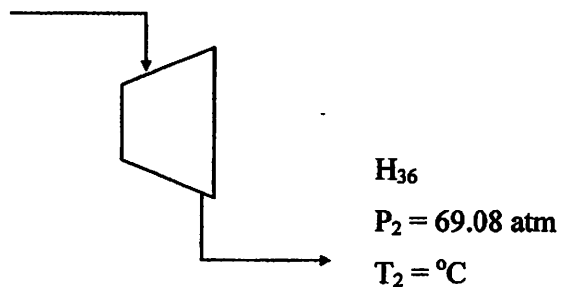
Masuk	(kJ/jam)	Keluar	(kJ/jam)
$H_{20}$	2529121,4175	$H_{21}$	5900623,8519
$Q_s$	3682061,5846	$Q_{\text{loss}}$	310559,1501
<b>Total</b>	<b>6211183,0020</b>	<b>Total</b>	<b>6211183,0020</b>

**15. KOMPRESOR II (G-134)**

$H_{35}$

$P_1 = 10 \text{ atm}$

$T_1 = 30 \text{ °C}$



$$\text{Neraca Panas Total : } Q=H = (H_{35} + H^{\text{R}}_{\text{in}}) - (H_{36}+H^{\text{R}}_{\text{out}})$$

Dimana :

$Q = H$  = Panas yang terjadi dalam kompresor (kJ/jam)

$H_{35}$  = Panas bahan masuk kompresor (kJ/jam)

$H^{\text{R}}_{\text{in}}$  = Panas residual bahan masuk (kJ/jam)

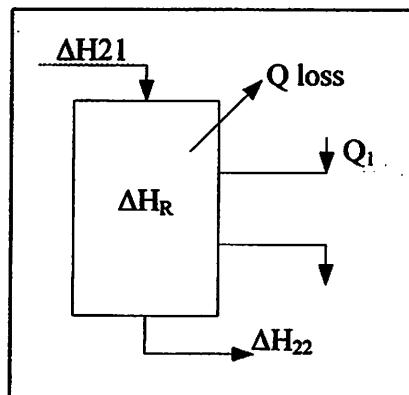
$H_{36}$  = Panas bahan keluar kompresor (kJ/jam)

$H^{\text{R}}_{\text{out}}$  = Panas residual bahan keluar (kJ/jam)

**Neraca Panas di Kompresor II :**

Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$H_{35} = -28.370.704,753$	$H_{36} = -25.271.879,49$
$H^{\text{R}}_{\text{in}} = 42,8579$	$H^{\text{R}}_{\text{out}} = -63,6427$
$Q = \Delta H = 3.098.718,7632$	
<b>Total = -25.271.943,132</b>	<b>Total = -25.271.943,132</b>

## 16. REAKTOR SINTESA METANOL (R-130)



Reaksi yang terjadi :  $3\text{H}_2 + \text{CO}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$

Neraca panas total :  $H_{21} + \Delta H_{\text{R}} = H_{22} + Q_1 + Q_{\text{loss}}$

Dimana :  $H_{21}$  = Panas yang terkandung dalam bahan masuk reaktor (kJ/jam)

$H_{22}$  = Panas yang terbawa produk keluar (kJ/jam)

$\Delta H_{\text{R}}$  = panas reaksi yang terjadi di dalam reaktor (kJ/jam)



$Q_1$  = panas yang diserap oleh air pendingin (kJ/jam)

$Q_{loss}$  = panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Sintesis Reaktor :**

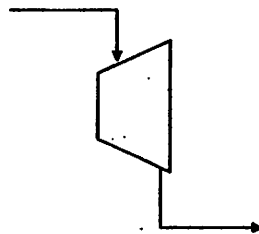
Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
$H_{21}$	19723134,6365	$H_{22}$	18232607,6194
$\Delta H_R$	-6793641,0837	$Q_1$	-5949588,7443
		$Q_{loss}$	646474,6776
<b>Total</b>	<b>12929493,5528</b>		<b>12929493,5528</b>

### 17. EKSPANDER II (G-141)

$H_{22}$

$P_1 = 69,08 \text{ atm}$

$T_1 = 268,5 \text{ }^\circ\text{C}$



$\Delta H_{23}$

$P_2 = 5,922,93 \text{ atm}$

$T_2 = \text{ }^\circ\text{C}$

**Neraca Panas Total :**

$$Q = \Delta H = H_{22} - H_{23}$$

Dimana :

$Q = \Delta H$  = Panas yang terjadi dalam ekspander II (kJ/jam)

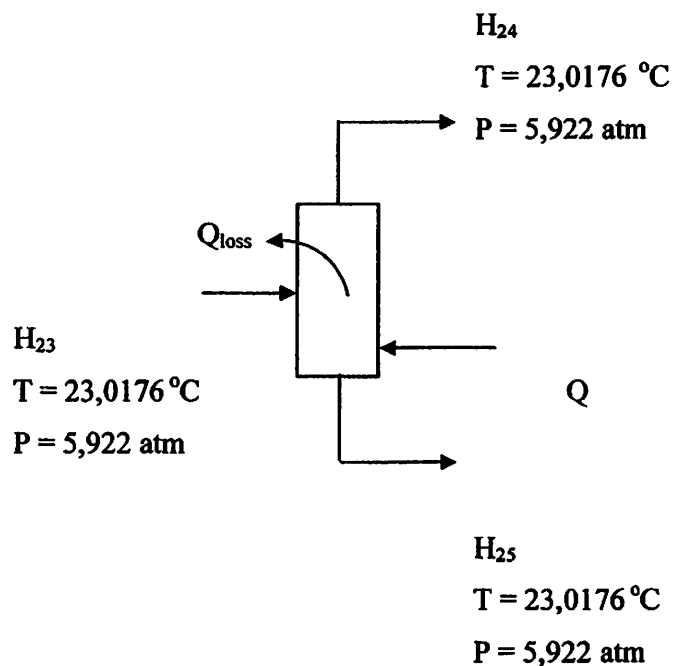
$H_{22}$  = Panas bahan masuk ekspander (kJ/jam)

$H_{23}$  = Panas bahan keluar ekspander menuju heater flash drum (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Ekspander II :**

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_{22}$	18232607,6194	$\Delta H_{23}$	-130142,4329
$Q = \Delta H$	-18362750,0523		
<b>Total</b>	<b>-130142,4329</b>	<b>Total</b>	<b>-130142,4329</b>

## 18. FLASH DRUM (D-142)



Neraca Panas Total :

$$H_{23} + Q = H_{24} + H_{25} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

$H_{23}$  = Panas bahan masuk dari ekspander II (kJ/jam)

$Q$  = Panas yang diserap oleh udara (kJ/jam)

$H_{24}$  = Panas bahan keluar ke boiler fuel storage (kJ/jam)

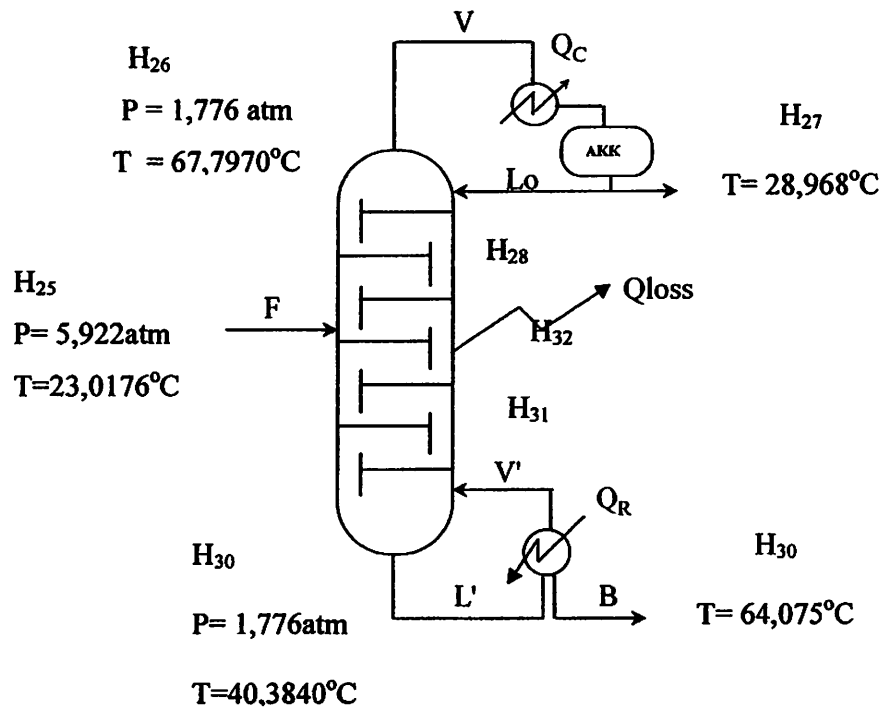
$H_{25}$  = Panas bahan keluar flash drum menuju distilasi II (kJ/jam)

$Q_{\text{loss}}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Flash Drum :**

Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$\Delta H_{23} = -130.142,4329$	$\Delta H_{24} = -2.054,6968$
$Q = 3933656,9214$	$\Delta H_{25} = 33.615.393,4608$
	$Q_{\text{loss}} = 190.175,7244$
<b>Total = 3.803.514,4885</b>	<b>Total = 3.803.514,4885</b>

## 19. DISTILASI II (D-140)



Neraca panas total :

$$H_{25} + H^{R_{in}} + Q_s = \Delta H_{27} + H^{R_{kond}} + \Delta H_{30} + H^{R_{reb}} + Q_c + Q_{loss}$$

Dimana :  $\Delta H_{25}$  = Panas yang terkandung dalam bahan masuk distilasi (kJ/jam)

$H^{R_{in}}$  = Panas residual bahan masuk (kJ/jam)

$\Delta H_{27}$  = Panas yang terkandung dalam bahan keluar kondensor (kJ/jam)

$H^{R_{kond}}$  = Panas residual kondensor (kJ/jam)

$\Delta H_{30}$  = Panas yang terkandung pada bahan keluar reboiler (kJ/jam)

$H^{R_{reb}}$  = Panas residual reboiler (kJ/jam)

$Q_c$  = Panas yang diserap pendingin (kJ/jam)

$Q_s$  = Panas yang diberikan oleh steam (kJ/jam)

$Q_{loss}$  = Panas yang hilang (kJ/jam)

**Neraca Panas Total di Distilasi II :**

<b>Masuk</b>	<b>(kJ/jam)</b>	<b>Keluar</b>	<b>(kJ/jam)</b>
H <sub>25</sub>	3615393,461	H <sub>28</sub>	141528,1167
H <sup>R</sup> in	-1035151,443	H <sup>R</sup> kond	-1038263,6313
Q <sub>s</sub>	-87157277,53	H <sub>32</sub>	-80712040,3169
		H <sup>R</sup> reb	-1054884,4794
		Q <sub>c</sub>	2315476,5733
		Q <sub>loss</sub>	-4228851,7757
<b>Total</b>	<b>-84.577.035,51</b>	<b>Total</b>	<b>-84.577.035,5134</b>

**BAB V**  
**SPESIFIKASI ALAT**

**1. STORAGE GAS ALAM**

**Kode : F-111**

**Fungsi : Menyimpan bahan baku gas alam**

**Jenis : SA-312-304 Stainless Steel**

**Tabel 5.1.1. Kondisi operasi storage gas alam**

<b>KONDISI OPERASI</b>	
<b>Waktu penyimpanan</b>	<b>1 hari</b>
<b>Kondisi penyimpanan (fase)</b>	<b>Gas</b>
<b>Suhu penyimpanan (°C)</b>	<b>127</b>
<b>Tekanan (atm)</b>	<b>47,63</b>

**Tabel 5.1.2. Dimensi storage gas alam**

<b>DIMENSI STORAGE PENYIMPANAN BAHAN BAKU ALAM</b>	
<b>Kapasitas (volum)</b>	<b>142099,1869</b>
<b>Diameter (in)</b>	<b>4662,335924</b>
<b>Tebal dinding (in)</b>	<b>126,0829742</b>

## 2. EKSPANDER I

Kode : G-112

Fungsi : Menurunkan tekanan tahap pertama dari sumber gas alam sebelum dilakukan pemanasan dari 47,63 atm menjadi 24,67 atm.

Jenis : Cast Iron

**Tabel 5.2.1. Kondisi operasi ekspander I**

KONDISI OPERASI	
Suhu masuk (°C)	127
Suhu keluar (°C)	66
Takanan in (atm)	47,63
Tekanan out (atm)	24,67

**Tabel 5.2.2. Dimensi ekspander I**

DIMENSI EKSPANDER I	
Efisiensi	80%
Daya ekspander	(-)1.135,9

## 3. HEATER I

Kode : E-113A

Fungsi : Memanaskan umpan sebelum masuk ke HE II

Jenis : SA-312-304 Stainless Steel

**Tabel 5.3.1. Kondisi operasi heat exchanger I**

<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu gas masuk	66 °C
Suhu gas keluar	192 °C
Suhu steam masuk	400 °C
Suhu steam keluar	152 °C

**Tabel 5.3.2. Dimensi heat exchanger I**

<b>Dimensi Alat</b>		
<b>Keterangan</b>	<b>Shell</b>	<b>Tube</b>
Inside diameter shell, IDS (in)	33	-
Outside diameter, OD (in)	-	1 1/4
BWG	-	16
Baffle space	17	-
Panjang pipa (ft)	-	19,685
Jumlah pipa	562	-
Pitch, Pt	<b>1 Triangular Pitch</b>	
Passes	1	2
Flow area, at	0,0322	1,0147
Surface area, A ft <sup>2</sup>	4561,8074	-
Dirt factor, Rd		0,1132

#### 4. HEATER I B

Kode : E-113B

Fungsi : Memanaskan umpan sebelum masuk ke HE IB

Jenis : SA-312-304 Stainless Steel

**Tabel 5.4.1. Kondisi operasi heat exchanger II**

Kondisi Operasi	
Suhu gas masuk	192 °C
Suhu gas keluar	318 °C
Suhu steam masuk	400 °C
Suhu steam keluar	200 °C

**Tabel 5.4.2. Dimensi heat exchanger II**

Dimensi Alat		
Keterangan	Shell	Tube
Inside diameter shell, IDS (in)	39	-
Outside diameter, OD (in)	-	1 ¼
BWG	-	16
Baffle space	20	-
Panjang pipa (ft)	-	1,25
Jumlah pipa	688	-
Pitch. Pt	1 Triangular Pitch	
Passes	1	2
Flow area, at	0,0293	0,8043



Surface area, A ft <sup>2</sup>	3314,7685	-
Dirt factor, Rd		0,0209

## 5. HEATER I C

Kode : E-113C

Fungsi : Memanaskan umpan sebelum masuk ke desulfurizer

Jenis : SA-312-304 Stainless Steel

**Tabel 5.5.1. Kondisi operasi heat exchanger III**

Kondisi Operasi	
Suhu gas masuk	318 °C
Suhu gas keluar	350 °C
Suhu steam masuk	400 °C
Suhu steam keluar	320 °C

**Tabel 5.5.2. Dimensi heat exchanger III**

Dimensi Alat		
Keterangan	Shell	Tube
Inside diameter shell, IDS (in)	39	-
Outside diameter, OD (in)	-	1 1/2
BWG	-	14
Baffle space	20	-
Panjang pipa (ft)	-	19,685
Jumlah pipa	419	-
Pitch. Pt	1 Triangular Pitch	

Passes	1	2
Flow area, at	0,0293	0,5528
Surface area, A ft <sup>2</sup>	3868,2501	-
Dirt factor, Rd		0,0205

## 6. Desulfurizer

Lihat Perancangan Alat Utama oleh Ruly Tyasing P (08.14.901)

## 7. COOLER I A

Kode : E-121A

Fungsi : Mendinginkan campuran bahan yang keluar dari desulphurizer menuju Cooler I A

Jenis : SA-312-304 Stainless Steel

**Tabel 5.7.1. Kondisi operasi heat exchanger I**

Kondisi Operasi	
Suhu gas masuk	352 °C
Suhu gas keluar	170 °C
Suhu cooler masuk	30 °C
Suhu cooler keluar	100 °C

**Tabel 5.7.2. Dimensi heat exchanger I**

Dimensi Alat		
Keterangan	Shell	Tube
Inside diameter shell, IDS (in)	23 ¼	-
Outside diameter, OD (in)	-	1
BWG	-	16
Baffle space	27	-

Panjang pipa (ft)	-	20
Jumlah pipa	232	-
Pitch. Pt	1 Triangular Pitch	
Passes	1	2
Flow area, at	0,4429	0,2320
Surface area, A ft <sup>2</sup>	1053,0515	-
Dirt factor, Rd		0,0328

### 8. COOLER I B

Kode : E-121B

Fungsi : Mendinginkan campuran bahan yang keluar dari desulphurizer menuju moleculer sieve dryer.

Jenis : SA-312-304 Stainless Steel

**Tabel 5.8.1. Kondisi operasi heat exchanger II**

Kondisi Operasi	
Suhu gas masuk	666 °C
Suhu gas keluar	338 °C
Suhu cooler masuk	-250 °C
Suhu cooler keluar	-150 °C

**Tabel 5.8.2. Dimensi heat exchanger II**

Dimensi Alat		
Keterangan	Shell	Tube
Inside diameter shell, IDS (in)	13 ¼	-
Outside diameter, OD (in)	-	1
BWG	-	16
Baffle space	38	-
Panjang pipa (ft)	-	20
Jumlah pipa	66	-
Pitch. Pt	1 Triangular Pitch	
Passes	1	2
Flow area, at	0,3534	0,0660
Surface area, A ft <sup>2</sup>	288,5311	-
Dirt factor, Rd		0,0147

**9. MOLECULAR SIEVE DRYER**

Kode : D-122

Fungsi : Mengurangi kadar H<sub>2</sub>O hingga kurang dari 0,1 ppm pada feed gas alam.

Jenis : Silinder tegak

**Tabel 5.9.1. Kondisi operasi molecular sieve dry**

Kondisi Operasi	
Waktu operasi (jam)	6
Suhu (°C)	32
Tekanan (atm)	39,67
gas masuk (kg/jam)	1506,44

**Tabel 5.9.2. Dimensi molecular sieve dry**

Dimensi Molecular Sieve Dry	
Kapasitas (ft <sup>3</sup> /s)	1528,72
Diameter dalam (in)	132,900
Diameter luar (in)	138
Tinggi (in)	257,156
Tebal dinding (in)	2,5501
Tebal head (in)	5,1142

**10. KOMPRESOR I**

Kode : G-123

Fungsi : Meningkatkan tekanan bahan keluar dari molecular sieve dry menuju destilasi cryogenik

Tipe : *Single stage compressor*

Bahan : *Cast Iron*

Jumlah : 1 buah

**Tabel 5.10.1. Kondisi operasi kompresor**

KONDISI OPERASI	
Suhu masuk (°C)	27
Suhu keluar(°C)	32
Takanan in (atm)	24,67
Tekanan out (atm)	40,83

**Tabel 5.10.2. Dimensi kompresor**

DIMENSI KOMPRESOR	
Efisiensi	80%
Daya kompresor	685,6

**11. COOLER II**

Kode : E-124

Fungsi : Mendinginkan campuran bahan yang keluar dari *molecular sieve dryer* menuju *cryogenic*.

Jenis : SA-312-304 Stainless Steel

**Tabel 5.11.1. Kondisi operasi heat exchanger III**

Kondisi Operasi	
Suhu gas masuk	27 °C
Suhu gas keluar	-62 °C
Suhu cooler masuk	-250 °C
Suhu cooler keluar	-150 °C

**Tabel 5.11.2. Dimensi heat exchanger III**

Dimensi Alat		
Keterangan	Shell	Tube
Inside diameter shell, IDS (in)	13 ¼	-
Outside diameter, OD (in)	-	1
BWG	-	16
Baffle space	13	-
Panjang pipa (ft)	-	20
Jumlah pipa	66	-
Pitch. Pt	1 Triangular Pitch	
Passes	1	2
Flow area, at	0,2453	0,1320
Surface area, A ft <sup>2</sup>	305,1570	-
Dirt factor, Rd		0,0264

**12. CONDENSOR I**

Kode : E-125  
 Fungsi : Merubah fase uap menjadi liquid dari top kolom *cryogenic*  
 Tipe : *Shell and Tube*  
 Bahan : *SA-312-304 Stainless Steel*

**Tabel 5.12.1. Kondisi operasi kodensor I**

<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu gas masuk	-159 °C
Suhu gas keluar	-230°C
Suhu cooler masuk	-250 °C
Suhu cooler keluar	-200°C

**Tabel 5.12.1. Dimensi kondensor I**

<b>Dimensi Alat</b>		
<b>Keterangan</b>	<b>Shell</b>	<b>Tube</b>
Inside diameter shell, IDS (in)	29	-
Outside diameter, OD (in)	-	1
BWG	-	16
Baffle space	15	-
Panjang pipa (ft)	-	20
Jumlah pipa	376	-
Pitch. Pt	1 Triangular Pitch	
Passes	1	2
Flow area, at	0,2453	0,3760
Surface area, A ft <sup>2</sup>	0,2618	-
Dirt factor, Rd		0,0086

**13. CRYOGENIC**

Lihat Perancangan Alat Utama oleh Arief Adi Pratama (07.14.903)



**14. REBOILER I**

Kode : E-126

Fungsi : Merubah fase liquid menjadi gas pada *bottom* kolom *cryogenic*Tipe : *Shell and Tube*

Bahan : SA-312-304 Stainless steel

**Tabel 5.14.1. Kondisi operasi reboiler I**

Kondisi Operasi	
Suhu gas masuk	-159 °C
Suhu gas keluar	-68 °C
Suhu steam masuk	400 °C
Suhu steam keluar	152 °C

**Tabel 5.14.2. Dimensi reboiler I**

Dimensi Alat		
Keterangan	Shell	Tube
Inside diameter shell, IDS (in)	25	-
Outside diameter, OD (in)	-	1
BWG	-	16
Baffle space	0,95	-
Panjang pipa (ft)	-	19,69
Jumlah pipa	282	-
Pitch. Pt	1 Triangular Pitch	
Passes	1	2
Flow area, at	-	0,5640

Surface area, A ft <sup>2</sup>	1316,73	-
Dirt factor, Rd		0,5149

### 15. COOLER III

Kode : E-127

Fungsi : Menurunkan suhu air pendingin sebelum masuk reaktor sintesis methanol

Jenis : SA-312-304 Stainless Steel

**Tabel 5.15.1. Kondisi operasi heat exchanger III**

Kondisi Operasi	
Suhu air masuk	30 °C
Suhu air keluar	25 °C
Suhu cooler masuk	-150 °C
Suhu cooler keluar	-100 °C

**Tabel 5.15.2. Dimensi cooler III**

Keterangan	Anulus	Tube
Inside diameter, ID (ft)	0.0442	0.2557
Outside diameter, OD (ft)	0.3333	0.25
Panjang pipa (ft)	14.4	14.4
Jumlah Hairpin	19	19
Flow area, at	72937.4574	13960.46371
Surface area, a't ft <sup>2</sup> /ft	0.0218	0.0513
Dirt factor, Rd		0.004

**16. POMPA 1**

- Kode : L-131  
 Fungsi : Mengalirkan fluida dari reboiler distilasi cryogenic menuju ke heater  
 Tipe : *Centrifugal Pump*  
 Bahan : *Commercial Steel*  
 Jumlah : 1 buah

**Tabel 5.15.1. Kondisi operasi Pompa I**

Kondisi Operasi	
Tekanan	17,01 atm
Kapasitas	35.626,2 kg/jam
Densitas <i>mix</i>	66,2361 lb/ft <sup>3</sup>
Viskositas <i>mix</i>	0,00011 lb/jam ft
Tenaga pompa	1 Hp

**Tabel 5.15.2. Dimensi Pompa I**

Dimensi pipa	
Diameter dalam	4,026 in
<i>Schedule</i>	40
Diameter luar	4,5 in

**17. KOMPRESOR II**

- Kode : G-123  
 Fungsi : Menaikkan tekanan dari storage H<sub>2</sub> menuju reaktor sintesa methanol  
 Tipe : *Single stage compressor*  
 Bahan : *Cast Iron*  
 Jumlah : 1 buah

**Tabel 5.10.1. Kondisi operasi kompresor**

KONDISI OPERASI	
Suhu masuk (°C)	30
Suhu keluar(oC)	207.4
Takanan in (atm)	10
Tekanan out (atm)	69.08

**Tabel 5.10.2. Dimensi kompresor**

DIMENSI KOMPRESOR	
Efisiensi	80%
Daya kompresor (Hp)	2.226

**18. HEATER II A**

Kode : E-132A

Fungsi : Memanaskan umpan sebelum masuk ke HE II B

Jenis : SA-312-304 Stainless Steel

**Tabel 5.3.1. Kondisi operasi heat exchanger I**

Kondisi Operasi	
Suhu gas masuk	-23.57 °C
Suhu gas keluar	102.43 °C
Suhu steam masuk	400 °C
Suhu steam keluar	152 °C

**Tabel 5.3.2. Dimensi heat exchanger I**

Keterangan	Shell	Tube
Inside diameter shell, IDS	31	-
Outside diameter, OD	-	1
BWG	-	16 BWG
Baffle space	15.500	-
Panjang pipa (ft)	-	19.685
Jumlah pipa	608.000	-
Pitch. Pt	1 Triangular Pitch	
Passes	1	2
Flow area, at ft <sup>2</sup>	0.0278	0.6080
Surface area, a't ft <sup>2</sup> /ft	0,2618	-
Dirt factor, Rd		0.2894

**19. HEATER II B**

Kode : E-132A

Fungsi : Memanaskan umpan sebelum masuk ke Reaktor Sintesis Methanol

Jenis : SA-312-304 Stainless Steel

**Tabel 5.3.1. Kondisi operasi heat exchanger I**

<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu gas masuk	102.43 °C
Suhu gas keluar	225 °C
Suhu steam masuk	400 °C
Suhu steam keluar	152 °C

**Tabel 5.3.2. Dimensi heat exchanger I**

<b>Keterangan</b>	<b>Shell</b>	<b>Tube</b>
Inside diameter shell, IDS	23 1/4	-
Outside diameter, OD	-	1
BWG	-	16 BWG
Baffle space	12	-
Panjang pipa (ft)	-	20
Jumlah pipa	212	-
Pitch. Pt	1 Triangular Pitch	
Passes	1	2
Flow area, at	0.0156	0.2120
Surface area, a't ft <sup>2</sup> /ft	0,2618	-
Dirt factor, Rd		0.9280

## 20. REAKTOR SINTESIS METHANOL

Lihat Perancangan Alat Utama oleh Ayu Melati (06.14.014)

## 21. EKSPANDER II

Kode : G-141

Fungsi : Menurunkan tekanan dari sintesis reaktor sebelum masuk separator

Jenis : Cast Iron

**Tabel 5.17.1. Kondisi operasi ekspander II**

KONDISI OPERASI	
Suhu masuk (°C)	269
Suhu keluar(oC)	23
Takanan in (atm)	69,08
Tekanan out (atm)	5,922

**Tabel 5.17.2. Dimensi Ekspander II**

DIMENSI EKSPANDER	
Efisiensi	80%
Daya ekspander	(-) 6459,6

## 22. SEPARATOR

Kode : D-142

Fungsi : Memisahkan fase uap dan liquid dari reaktor sintesis methanol

Tipe : Silinder tegak

Bahan : SA-240 Grade M Tipe 316

**Tabel 5.18.1. Kondisi operasi separator**

Kondisi Operasi	
Waktu operasi (menit)	1
Suhu (°C)	23
Tekanan (atm)	5,9
gas masuk (kg/jam)	1,7222

**Tabel 5.18.2. Dimensi separator**

Dimensi Separator	
Kapasitas (volum) (m <sup>3</sup> )	1,179
Diameter dalam (m)	1,7259
Diameter luar (in)	138
Tinggi (m)	0,5038
Tebal dinding (in)	½
Tebal head (in)	½

**23. POMPA II**

- Kode** : L-143  
**Fungsi** : Mengalirkan fluida dari menuju ke destilasi methanol  
**Tipe** : *Centrifugal Pump*  
**Bahan** : *Commercial Steel*  
**Jumlah** : 1 buah



**Tabel 5.19.1. Kondisi operasi Pompa II**

Kondisi Operasi	
Tekanan	5,992 atm
Kapasitas	39.446,1 kg/jam
Densitas <i>mix</i>	53,5757 lb/ft <sup>3</sup>
Viskositas <i>mix</i>	0,00047 lb/jam ft
Tenaga pompa	1 Hp

**Tabel 5.19.2. Dimensi Pompa II**

Dimensi pipa	
Diameter dalam	5,047 in
<i>Schedule</i>	40
Diameter luar	5,563 in

**24. DISTILASI METHANOL**

Kode : D-140

Fungsi : Memisahkan methanol sebagai (*light component*) dan air sebagai (*heavy component*)

Tipe : *Sieve tray*

Bahan : SA-312-304 Stainless steel

**Tabel 5.21.1. Kondisi operasi distilasi methanol**

Kondisi Operasi	
Feed :	
Temperature (°C)	23
Rate (kg/jam)	39446,1
Destilate :	
Temperature (°C)	68
Rate	25252,5
Bottom :	
Temperature (°C)	40
Rate (kg/jam)	14193,5

**Tabel 5.21.2. Dimensi distilasi Methanol**

Dimensi Alat	
<b>Silinder :</b>	
Diameter dalam	121,25 in
Diameter luar	138 in
Tinggi	70,8274 ft
Tebal	2/4 in
Bahan konstruksi	Carbon steel SA 240 grade S
<b>Tutup atas dan bawah:</b>	
Crown radius	132 in
Tinggi	23,1184 in
Tebal	¼ in
Bahan konstruksi	Carbon steel SA 240 grade s
<b>Tray:</b>	
Jumlah tray	46,7795 in
Tray spacing	15 in
Susunan pitch	Tringular
<b>Downcomer:</b>	
Lebar (WD)	8,8862 in
Luas	73,0932 in
Bahan konstruksi	Carbon stell SA 240 grade S

**25. KONDENSOR II**

Kode : E-144

Fungsi : Mengubah fase uap menjadi liquid pada *top* kolom distilasi methanol

Tipe : *Shell and Tube*

Bahan : *SA-312-304 Stainless Steel*

**Tabel 5.16.1. Kondisi operasi kodensor I**

<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu gas masuk	68 °C
Suhu gas keluar	29 °C
Suhu steam masuk	25 °C
Suhu steam keluar	60°C

**Tabel 5.20.1. Dimensi kondensor II**

<b>Dimensi Alat</b>		
<b>Keterangan</b>	<b>Shell</b>	<b>Tube</b>
Inside diameter shell, IDS (in)	23 ¼	-
Outside diameter, OD (in)	-	1
BWG	-	16
Baffle space	12	-
Panjang pipa (ft)	-	20
Jumlah pipa	232	-
Pitch. Pt	1 Triangular Pitch	
Passes	1	2
Flow area, at	0,0156	02320
Surface area, A ft <sup>2</sup>	967,3141	-
Dirt factor, Rd		0,0029

**26. REBOILER II**

Kode : E-145

Fungsi : Mengubah fase liquid menjadi uap pada bagian bottom kolom distilasi methanol

Tipe : *Shell and Tube*

Bahan : SA-312-304 Stainless steel

**Tabel 5.22.1. Kondisi operasi reboiler I**

Kondisi Operasi	
Suhu gas masuk	41°C
Suhu gas keluar	64 °C
Suhu steam masuk	400 °C
Suhu steam keluar	152°C

**Tabel 5.22.2. Dimensi reboiler I**

Dimensi Alat		
Keterangan	Shell	Tube
Inside diameter shell, IDS (in)	29	-
Outside diameter, OD (in)	-	1
BWG	-	16
Baffle space	-	-
Panjang pipa (ft)	-	19,69
Jumlah pipa	376	-
Pitch. Pt	1 Triangular Pitch	
Passes	1	2
Flow area, at	-	0,7520

Surface area, A ft <sup>2</sup>	1915,74	-
Dirt factor, Rd		0,0057

### 27. POMPA III

Kode : L-146  
 Fungsi : Mengalirkan fluida dari kondensor menuju ke storage methanol  
 Tipe : *Centrifugal Pump*  
 Bahan : *Commercial Steel*  
 Jumlah : 1 buah

**Tabel 5.23.1. Kondisi operasi Pompa II**

Kondisi Operasi	
Tekanan	5,992 atm
Kapasitas	25.252,2 kg/jam
Densitas <i>mix</i>	48,7438 lb/ft <sup>3</sup>
Viskositas <i>mix</i>	0,00034 lb/jam ft
Tenaga pompa	1 Hp

**Tabel 5.23.2. Dimensi Pompa II**

Dimensi pipa	
Diameter dalam	4,026 in
<i>Schedule</i>	40
Diameter luar	4,5 in

### 28. POMPA IV

Kode : L-147  
 Fungsi : Mengalirkan fluida dari kondensor menuju ke storage methane  
 Tipe : *Centrifugal Pump*  
 Bahan : *Commercial Steel*  
 Jumlah : 1 buah

**Tabel 5.24.1. Kondisi operasi Pompa IV**

<b>Kondisi Operasi</b>	
Tekanan	5,992 atm
Kapasitas	25.252,2 kg/jam
Densitas <i>mix</i>	54,8492 lb/ft <sup>3</sup>
Viskositas <i>mix</i>	0,00264 lb/jam ft
Tenaga pompa	1 Hp

**Tabel 5.24.2. Dimensi Pompa IV**

<b>Dimensi pipa</b>	
Diameter dalam	4,026 in
<i>Schedule</i>	40
Diameter luar	4,5 in

**29. STORAGE H<sub>2</sub>**

Kode : F-133

Fungsi : Menampung gas sebagai salah satu reaktan proses

Tipe : Spherical tank

Jenis : SA-312-304 Stainless Steel

**Tabel 5.25.1. Kondisi operasi hidrogen**

<b>KONDISI OPERASI</b>	
Waktu penyimpanan	1 hari
Kondisi penyimpanan (fase)	Gas
Suhu penyimpanan (°C)	269
Tekanan (atm)	69,0846

**Tabel 5.25.2. Dimensi storage hidrogen**

DIMENSI STORAGE PENYIMPANAN HIDROGEN	
Kapasitas (volum)	146007,1412
Diameter (in)	784,1151
Tebal dinding (in)	33,7820

**30. STORAGE METHANOL**

Kode : F-148A

Fungsi : Menyimpan methanol dari destilasi sebagai produk utama

Tipe : Silinder tegak

Jenis : SA-304-304 Stainless Steel

**Tabel 5.26.1. Kondisi operasi methanol**

KONDISI OPERASI	
Waktu penyimpanan	1 hari
Kondisi penyimpanan (fase)	Cair
Suhu penyimpanan (°C)	40
Tekanan (atm)	3,95

**Tabel 5.26.1. Dimensi storage methanol**

DIMENSI STORAGE PENYIMPANAN METHANOL	
Kapasitas (volum)	5205,9813

Diameter (in)	716,9479
Tebal dinding (in)	5/16

### 31. STORAGE METHANE

Kode : F-133  
 Fungsi : Menampung liquid methane sebagai hasil samping  
 Tipe : Silindertegak  
 Jenis : SA-240-304 Stainless Steel

**Tabel 5.27.1. Kondisi operasi storage methane**

KONDISI OPERASI	
Waktu penyimpanan	1 hari
Kondisi penyimpanan (fase)	cair
Suhu penyimpanan (°C)	-68
Tekanan (atm)	40,8290

**Tabel 5.27.2. Dimensi storage Methane**

DIMENSI STORAGE PENYIMPANAN METHANE	
Kapasitas (volum)	6766,6234
Diameter (in)	281,6517
Tebal dinding (in)	5,4626



**BAB VI**  
**PERANCANGAN ALAT UTAMA**

1. Nama Alat : Reaktor Sintesis Methanol  
Nama : Ayu Melati  
NIM : 06.14.014
2. Nama Alat : Distilasi Cryogenic  
Nama : Arief Adi Pratama  
NIM : 07.14.903
3. Nama Alat : Desulphurizer  
Nama : Ruly Tyasing P  
NIM : 08.14.901

**Reaktor Sintesa Methanol**

- Nama alat : Reaktor.
- Kode : R-130
- Fungsi : Mereaksikan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> menjadi Methanol dengan bantuan Katalis Copper oxide, Zinc oxide, Alumina dengan komposisi tertentu
- Jenis : *Boiling Water Reactor (BWR)*
- Bahan konstruksi : Carbon steel SA 240 grade S
- Prinsip Kerja : Tube yang berisi katalis dialiri gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> melalui 2 *nozzel* bagian bawah reaktor yang direaksikan untuk menghasilkan Methanol yang akan keluar melalui *nozzel atas reaktor* mekanisme reaksi yang bersifat *Eksotermis* menyebabkan di butuhnya air pendingin yang disikulasikan pada bagian *Shell*. (ketahanan katalis 40 tahun)

**Kondisi operasi:**

- Tekanan : 69.08 atm = 1015.19968 psi
- Temperatur : 268.6 C = 515.48 F
- Rate umpan masuk reaktor : 40,773.42 kg/jam = 24.969 lb/s
- Densitas umpan : 1.2216 lb/ft<sup>3</sup>

## Komposisi umpan masuk reaktor

Bahan	Kg mol/ jam	BM	Kg/ jam	Fraksi Mol
N2	0.00	28.02	0.00	0.0000
CH4	0.00	16.04	0.05	0.0000
CO2	796.02	44.00	35,025	0.2499
C2H6	2.39	30.07	71.83	0.0007
C3H8	2.39	44.12	105.39	0.0007
n-C4H10	3.58	58.12	208.25	0.0011
n-C5H12	2.99	72.15	215.43	0.0009
H2S	0.01	34.08	0.20	0.0000
H2O	0.00	18.02	0.05	0.0000
H2	2364.18	2.02	4,775.7	0.7421
C2H2	14.27	26.04	371.61	0.0045
Total	3,185.84		40,773.42	1

Menentukan inert (asumsi gas yang tidak bereaksi dianggap gas inert)

$$\begin{aligned}
 \text{inert} &= \text{Total Gas Masuk} - (\text{CO}_2 + \text{H}_2) \\
 &= 40,773.42 - (35,024.96 + 4,775.7) \\
 \text{inert} &= 25.6286 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Komposisi produk keluar reaktor

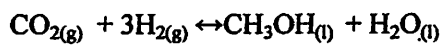
Bahan	Kg mol/ jam	BM	Kg/ jam	Fraksi Mol
N2	0.0000	28.02	0.0000	0.0000

CH4	0.0000	16.04	0.0000	0.0000
CO2	0.0030	44.00	0.1314	0.0000
C2H6	7.9602	30.07	239.3638	0.0049
C3H8	2.3887	44.12	105.3889	0.0015
n-C4H10	2.3887	58.12	138.8305	0.0015
n-C5H12	3.5830	72.15	258.5156	0.0022
H2S	2.9859	34.08	101.7581	0.0019
H2	0.0000	2.02	0.0000	0.0000
C2H2	14.2707	26.04	371.6099	0.0089
CH3OH	788.0616	32.04	25249.4952	0.4896
H2O	788.0616	18.02	14200.8709	0.4896
Total	1609.7035		40665.9642	1.0000

### 1. Menentukan Waktu Reaksi

Diketahui:

Mekanisme Reaksi adalah sebagai berikut :



$$\text{CO}_2 = 796.0219 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{H}_2 = 2364.1849 \text{ kmol/jam}$$

$$V_o \text{ (rate volumetric)} = 2083.569616 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$X_a = 0.9900 \text{ (app-A Neraca Massa)}$$

$$T = 268.6 \text{ C} = 541.75 \text{ K}$$

	CO <sub>2</sub>	+	H <sub>2</sub>	→	CH <sub>3</sub> OH	+	H <sub>2</sub> O
mula-mula	796.0219		2364.1849				
Berubah	788.0616484		2364.1849		788.0616		788.0616
Sisa	7.9602		0.0000		788.0616		788.0616

Komposisi	X <sub>a</sub> = 0	X <sub>a</sub> = 1
CO <sub>2</sub>	796.02	7.96
H <sub>2</sub>	2364.18	0.00
CH <sub>3</sub> OH	0.00	788.06
H <sub>2</sub> O	0.00	788.06
Inert	25.63	25.63
Total	3185.84	1609.71

$$\begin{aligned} \Sigma A &= \frac{\Sigma X_a = 1 - \Sigma X_a = 0}{\Sigma X_a = 1} \\ &= \frac{1609.71 - 3185.8354}{1609.71} \\ &= -0.4947 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma B &= \frac{\Sigma A \times C_{b0}}{b \times C_{a0}} \\ &= \frac{-0.4947 \times 2364.1849}{3 \times 796.0219} \\ &= -0.4898 \end{aligned}$$

Menentukan harga konstanta kecepatan reaksi berdasarkan suhu operasi reaktor

diketahui harga  $k_0$  &  $E$

..... (Methanol Production and Use)

$$k_0 = 1.82E+08$$

$$E = 98 \text{ kJ/mol}$$

$$k = k_0^{-E/RT}$$

$$k = k_o^{-E/RT}$$

$$= 0.66112$$

Menentukan Waktu tinggal

$$X_B = \frac{b \times C_{a0} \times (1 - X_A)}{C_{b0}}$$

$$= \frac{3 \times 796.02 \times (1 - 0.99)}{2364.18}$$

$$X_B = 0.010$$

$$C_A = \frac{C_{a0}(1 - X_A)}{(1 + \epsilon_A \times X_A)}$$

$$= \frac{796.02 \times (1 - 0.99)}{(1 + -0.4947 \times 0.99)}$$

$$= 15.6016$$

$$C_B = \frac{C_{b0}(1 - X_B)}{(1 + \epsilon_B \times X_B)}$$

$$= \frac{2364.18 \times (1 - 0.010)}{(1 + -0.4947 \times 0.010)}$$

$$= 2351.9$$

$$r_A = k \times C_A \times C_B$$

$$= 0.66112 \times 15.6016 \times 2351.9$$

$$= 24258.9975$$

$$\tau = \frac{C_{a0} \times X_A}{-r_A}$$

$$= \frac{796.02 \times 0.99}{24258.9975}$$

$$= 0.03249$$

$$t' = \frac{\tau}{(1 + \epsilon A \times Xa)} =$$

$$= \frac{24258.9975}{(1 + -0.4947 \times 0.99)}$$

$$= 0.06367 \text{ jam} = 229.21 \text{ detik}$$

$$\tau = \frac{V}{V_o}$$

$$V = V_o \times t'$$

$$= 2083.569616 \times 0.03249$$

$$V = 67.6855 \text{ m}^3 = 2390.202122 \text{ ft}^3$$

## 2. Volume Actual Reaktor

Dari tabel 4.22, Ulrich ditetapkan fravoid volume (porositas) ( $\epsilon$ ) = 0.75 )

maka untuk packing of sphere volume fluid friction

Maka volume fravoid friction adalah:  $= (\epsilon) \times V$

$$= 1792.6516 \text{ ft}^3$$

$$V_{ac} = V + V \text{ fravoid friction}$$

$$= 2390.202122 + (0.75 \times 2390.202122)$$

$$V = 4182.8537 \text{ ft}^3$$

$$L_{reaktor} = \frac{V_{actual}}{\pi / 4 (D_i)^2}$$

Dimana digunakan pipa dengan ketentuan ukuran nominal 5 sch. XX

( Appendiks K, Brownell and Young, hal 387 ) didapatkan:

$$ID = 5 \text{ in} = 0.41667 \text{ ft}$$

$$OD = 5.563 \text{ in} = 0.46358 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 A &= 1.064 \text{ ft}^2 = 153.216 \text{ in}^2 \\
 &= \frac{9266 \cdot 32036}{\pi / 4 (0.4167)^2} \\
 L \text{ pipa} &= \frac{30692.02215 \pi}{\pi / 4 (0.4167)^2}
 \end{aligned}$$

### 3. Menentukan Berat Katalisator

Katalis untuk sintesa metahnol berisi beberapa logam yaitu sebagai berikut :

Copper oxide	65.00%	$\rho$	=	8.94	gr/cm <sup>3</sup>
Zinc oxide	25.00%	$\rho$	=	5.6	gr/cm <sup>3</sup>
Alumina	10.00%	$\rho$	=	2.7	gr/cm <sup>3</sup>
Densitas Campuran		$\rho$	=	7.481	gr/cm <sup>3</sup>

Berat katalisator

diketahui kemampuan katalis antara 0.96 - 0.98 kg methanol/ jam.L

katalis (methanol production and use)

$$\begin{aligned}
 \text{maka jumlah katalis} &= \text{Kg metanol} \times \text{Kemampuan Katalis} \\
 &= 25249.4952 \times 0.96 \\
 &= 196761.9518 \text{ kg} = 433785.334 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

### 5. Trial asumsi umlah pipa

$$N_t = \frac{L \text{ pipa}}{l \text{ asumsi}} \quad \text{asumsi } N_t = 1500$$

$$\begin{aligned}
 l \text{ pipa} &= \frac{l \text{ pipa}}{N_t} \\
 &= \frac{30692.02215}{1500} \\
 &= 20.4613 \text{ ft} \approx 20 \text{ ft}
 \end{aligned}$$



### 6. Cheking I Pipa dan Waktu Tinggal.

$$\begin{aligned} \text{Rate} &= \frac{V_{\text{act}}}{\text{waktu reaksi}} \\ &= \frac{4182.8537}{229.2099} \\ &= 18.249 \text{ ft}^3/\text{detik.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate 1 pipa} &= \frac{\text{Rate}}{N_t} \\ &= \frac{18.249}{1500} \\ &= 0.01217 \text{ ft}^3/\text{detik.} \end{aligned}$$

Waktu tinggal ( t )

$$\begin{aligned} t &= \frac{a' \cdot l}{\text{Rate 1 pipa}} \\ &= \frac{1.064 \times 20}{0.0122} \\ &= 229.21 \text{ detik.} \quad \text{Trial terhadap t} = 229.21 \text{ detik.} \end{aligned}$$

### 7. Menentukan Diameter Reaktor

Susunan pipa dalam reaktor berbentuk segitiga ( triangular ) dengan:

$$\begin{aligned} P_T &= OD + \frac{1}{4} OD \\ &= 5.563 + \frac{1}{4} \times 5.563 \\ &= 6.95375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{luas satu pipa: t} &= P_T \cdot \sin 60^\circ \\ &= 6.02195 \text{ in} \end{aligned}$$

Luasan triangular pitch

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{1}{2} \times P_T \times t \\
 &= \frac{1}{2} \times 6.95375 \times 6.021948 \\
 &= 20.9376 \text{ in}^2 = 0.1454 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dengan  $N_t = 1500$ , maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Luas pipa} &= N_t \times \text{luas segitiga} \\
 &= 218.10 \text{ ft}^2.
 \end{aligned}$$

Asumsi luas pipa = 90% luas total.

$$\begin{aligned}
 \text{Luas total} &= \frac{\text{Luas pipa}}{0,9} \\
 &= \frac{218.10}{0.9} \\
 &= 242.333 \text{ ft}^2.
 \end{aligned}$$

Menghitung diameter reaktor:

$$\begin{aligned}
 \text{Luas total} &= \frac{\pi}{4} \times di^2 \\
 &= \frac{\text{Luas total}}{\frac{\pi}{4}} \\
 &= \frac{242.3329}{\frac{\pi}{4}} \\
 di^2 &= 308.704 \text{ ft} \\
 di &= 17.57 \text{ ft.} = 210.840 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### 8. Menentukan Tebal Reaktor

$$ts = \frac{Pi \cdot di}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot Pi)} + c$$

Dimana :

Tipe pengelasan : Double Welded Butt Joint

Stress diijinkan (f) : 14700

Faktor pengelasan (E) : 0.85

Faktor korosi (C) : 1/16

$$= \frac{14.696 \times 210.84}{2 \left( 14700 \times 0.85 - 0.6 \times 14.696 \right)} + \frac{1}{16}$$

$$ts = 0.18658 \text{ in} \approx 7/8 \text{ in}$$

Menentukan OD standart

$$OD = ID + 2ts$$

$$= 210.840 + 7/8$$

$$= 212.59 \text{ in} \approx 216 \text{ in}$$

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

$$= 216 - 7/8$$

$$= 214.25 \text{ in}$$

### 9. Menentukan Tebal Tutup Reaktor.

Direncanakan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head.

$$\begin{aligned} tha &= \frac{0,885 \cdot Pi \cdot d}{(f \cdot E - 0,1 \cdot Pi)} + c \\ &= \frac{0.885 \times 14.696 \times 214.25}{\left( 14700 \times 0.85 - 0.1 \times 14.696 \right)} + \frac{1}{16} \\ &= 0.17224 \text{ in} \approx 7/8 \text{ in} \end{aligned}$$

### 10. Menentukan Tinggi Tutup Reaktor.

Dari Brownell & Young, tabel 5.4, hal. 87 untuk  $t_h = 7/8$  in

diperoleh:

$$S_f = 4 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 2 \frac{5}{8} \text{ in}$$

Dari Brownell & Young, tabel 5.7, hal. 91 untuk OD = 216.00

$$r = 170$$

$$i_{cr} = 13$$

$$a = \frac{1}{2} ID_s = 107.125 \text{ in}$$

$$AB = \frac{1}{2} ID_s - i_{cr} = 94 \text{ in}$$

$$BC = r - i_{cr} = 157 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$= 125.656$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$= 44.3438 \text{ in}$$

$$OA = t_h + b + s_f$$

$$= 49.2188 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tutup} = h_a = h_b = OA = 49.2188 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi silinder} = 20.5 \text{ ft} = 245.5362 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi reaktor (L)} = \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup}$$

$$= 20.5 + 2 \times 4.10157$$

$$= 28.6645 \text{ ft} = 343.974 \text{ in}$$

Kesimpulan dimensi reaktor:

Silinder:

$$d_o = 216.00 \text{ in}$$

$$d_i = 214.25 \text{ in}$$

$$t_s = 7/8 \text{ in}$$

$$t_h = 7/8 \text{ in}$$

$$L = 28.6645 \text{ in}$$

Tube:

$$d_i = 5 \text{ in}$$

$$d_o = 5.563 \text{ in}$$

$$a'' = 153.216 \text{ in}^2$$

$$P_t = 6.02195 \text{ in}$$

$$N_t = 1500 \text{ buah}$$

### 11. Menentukan Kebutuhan air pendingin

Beban panas reaktor dari perhitungan neraca panas diperoleh:

$$Q = -5949588.744 \text{ kJ/jam}$$

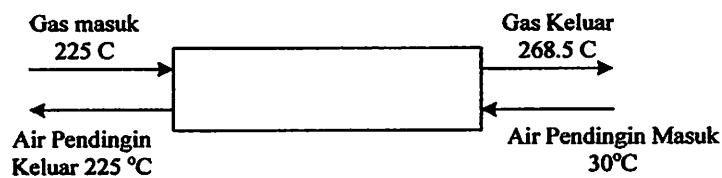
$$= -6280385.878 \text{ Btu/jam}$$

$$A = L \cdot a'' \cdot N_t$$

Dimana:

$$A = \text{luas permukaan panas.}$$

$$\begin{aligned}
 L &= \text{panjang bed} &= & 20.5 \text{ ft} \\
 a'' &= \text{surface per lin ft} &= & 1.064 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 N_t &= \text{jumlah tube} &= & 1500 \text{ buah} \\
 &= 20.5 \times 1.064 \times 1500 \\
 A &= 32656.31157 \text{ ft}^2 &UD &= 10
 \end{aligned}$$



$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t_{LMTD}}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta t_{LMTD} &= \frac{Q}{U_D \cdot A} \\
 &= \frac{-6280385.878}{10 \times 32656.31157} = -19.2317674 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Temperatur Gas alam masuk (t1)	=	225 °C	437 °F
Temperatur Gas alam keluar (t2)	=	268.5 °C	515.3 °F
Temperatur Air masuk (T1)	=	30 °C	86 °F
Temperatur Air keluar (T2) <i>trial</i>	=	225 °C	437 °F

Menghitung  $\Delta t_{LMTD}$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 437 \text{ } ^\circ\text{F} - 437 \text{ } ^\circ\text{F} = -2\text{E-}07 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 86 \text{ } ^\circ\text{F} - 515.3 \text{ } ^\circ\text{F} = -429.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = -19.8819 \text{ } ^\circ\text{F} \approx -19.232 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ (mendekati)}$$

$$\begin{aligned}
 C_p &= 7299.176789 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K} \\
 m &= \frac{Q}{C_p \cdot \Delta t} \\
 &= \frac{-6280385.878}{7299.176789 \times -19.2318} \\
 &= 860.424 \text{ Kmol/kJ K} \times \text{BM} \\
 &= 860.424 \times 18.02 \\
 &= 15504.83798 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung suhu caloric

$$T_c = 0,5 (T_1 + T_2) = 261.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = 0.5 (t_1 + t_2) = 476.15 \text{ } ^\circ\text{F}$$

## 12. Checking Perancangan Reaktor.

Evaluasi Perpindahan Panas ( Rd )

<i>Bagian Shell</i>		<i>Bagian Tube</i>	
m =	15,504.84 kg/jam	m =	40,773.42 kg/jam
	= 34182.49517 lb/jam		= 89890.46575 lb/jam
ID <sub>s</sub> =	214 1/4 "	d <sub>o</sub> =	5.6 "
B =	26 7/9	P <sub>T</sub> =	6 "
N + 1 =	$\frac{1 \times 12}{B}$	C' = P <sub>T</sub> - d <sub>o</sub> =	1/2
	= 13	l =	29 ft
		a' =	153.216
		a'' =	1.064

<p><i>Bagian Shell</i></p> <p>Menghitung <math>N_{Re}</math></p> $a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{P_T \times 144} = 0.2531 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{m}{a_s}$ $= 135,073.4 \text{ lb/jam.ft}^2$	<p><math>n = 8</math></p> <p><math>N_t = 1500</math></p> <p><i>Bagian Tube</i></p> <p>Menghitung <math>N_{Re}</math></p> $a_t = \frac{N_t \times a'}{n \times 144} = 1.3854 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{M}{a_t}$ $= 89,890 \text{ lb/jam.ft}^2$
---	--

<p><math>t_c = 476.15 \text{ oF}</math></p> <p>Menentukan Diameter Ekuivalen</p> $de = \frac{4 \cdot (P_T^2 - \pi \cdot do^2 / 4)}{\pi \cdot do}$ $= 2.7$ <p>Sehingga</p> <p><math>\mu = 0.0273 \text{ Cp}</math> (Kern, gbr 14, hal 823)</p> $N_{Res} = \frac{De \cdot G_s}{\mu}$ $= 503927.663$ <p>Mencari <math>J_H</math></p> <p><math>JH = 37.83</math> (Kern, gbr 28, hal 838)</p> <p><math>c_p = 8.52046 \text{ btu/lb.}^{\circ}\text{F}</math> (Kern, gbr 2, hal 804)</p> <p><math>k = 3.8E-02 \text{ btu/jam.ft}^2(^{\circ}\text{F/ft})</math></p>	<p><math>T_c = 261.5 \text{ oF}</math></p> <p>Sehingga</p> <p><math>\mu = 1.5E-02 \text{ Cp}</math> (Kern, gbr 14, hal 823)</p> $N_{Ret} = \frac{Di \cdot G_t}{\mu}$ $= 1122566.9$ <p>Mencari <math>JH</math></p> <p><math>JH = 673.5</math> (Kern, gbr 28, hal 838)</p> <p><math>c_p = 7.9604 \text{ btu/lb.}^{\circ}\text{F}</math> (Kern, gbr 2, hal 804)</p> <p><math>k = 0.0723 \text{ btu/jam.ft}^2(^{\circ}\text{F/ft})</math></p>
---	---



(Kern, tabel 4, hal 800)	(Kern, tabel 4, hal 800)
$h_o = JH \cdot \left( \frac{k}{De} \right) \left( \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 11.4799$	$h_i = JH \cdot \left( \frac{k}{Di} \right) \left( \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$ $= 137.8011$
	$h_{io} = \frac{Di}{Do} \times h_i$ $= 123.855$

Mencari tahanan panas pipa bersih ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 10.50607$$

Mencari faktor kekotoran ( $R_d$ )

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d}$$

$$= 0.004816936$$

$R_d$  dihitung  $>$   $R_d$  ketetapan, jadi rancangan HE *over design* (memenuhi)

Evaluasi penurunan tekanan ( $\Delta P$ )

Bagian Tube

Mencari  $N_{Re}$  dan friksi

$$N_{Re\ t} = 1122566.9$$

$$f = 0.00101 \text{ ft}^2/\text{in}^4$$

(Kern, fig. 26, hal. 836)

Mencari  $\Delta P_1$

$$\rho \text{ umpan} = 1.3296 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\frac{\rho}{62.5}$$

$$S = \frac{\rho}{62,5}$$

$$= 0.02127$$

$$G_t = 89,890 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot \rho \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot S \cdot \phi_t}$$

$$= 0.0044$$

$$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \cdot \frac{V^2}{2 g}$$

$$V^2 / 2g = 0.0009$$

(Kern, fig. 27, hal. 837)

$$= 1.35379$$

Maximum pressure drop yang diijinkan dalam tube reaktor adalah 2 psi maka perencanaan tube telah terpenuhi.

#### 15. Penentuan Ukuran Nozzle

Dalam perencanaan reaktor ini, nozzle-nozzle yang digunakan adalah:

- a. Nozzle untuk pemasukan umpan CO<sub>2</sub>.
- b. Nozzle untuk pemasukan umpan hidrogen.
- c. Nozzle untuk pengeluaran produk.
- d. Nozzle untuk pemasukan pendingin.
- e. Nozzle untuk pengeluaran pendingin.
- f. Nozzle untuk pemasangan pressure dan termokontrol.

**15.a. Nozzle untuk pemasukan umpan CO<sub>2</sub>**

$$\text{Umpan masuk} = 35,626.15 \text{ kg/jam} = 78542.6329 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan } (\rho) = 4.9 \text{ lb/ft}^3.$$

$$\text{Viscositas umpan } (\mu) = 0.027 \text{ cp} = 0.06593 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}.$$

$$\text{Rate volumetrik umpan} = 269.074 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada,

$$\text{Rate} = 269 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\mu = 0.1 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}.$$

Dengan menggunakan fig. 14.2, hal. 498, Peters Timmerhauss didapatkan

$$\text{diameter optimal pipa masukan} = 4.9 \text{ in}$$

$$\text{Aliran akan turbulen apabila harga } N_{re} > 2100$$

$$N_{re} = \frac{380 \cdot \rho \cdot G}{D \cdot \mu} \quad (\text{Peter Timmerhauss, hal. 498})$$

$$= 1539710 > 2100$$

Dengan menggunakan Brownell & Young, appendix K hal. 387 diperoleh

pipa dengan standarisasi ukuran: 5 S

$$\text{ID} = 5 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 5.6 \text{ in}$$

$$\text{t pipa} = \frac{\text{OD} - \text{ID}}{2}$$

$$= 0.3 \text{ in} \approx 1/4 \text{ in}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah:

Carbon steel SA 240 grade S.

(Brownell & Young, hal. 342)

$$\text{Strees yang diijinkan ( f )} = 15069.04$$

$$\text{Faktor korosi ( c )} = 1/16$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1015.2$$

Maka:

$$t = \frac{Di ( P + f / 30 )}{2,3 \cdot f} + c$$

$$= 0.3 \approx 1/4 = t \text{ pipa} \leq 1/4 \text{ in (memenuhi)}$$

$$\text{Jadi diameter pipa umpan masuk ( nozzle )} = 5 \text{ S}$$

dapat digunakan

### 15.b. Nozzle untuk pemasukan umpan H2

$$\text{Umpan masuk} = 5,147.3 \text{ kg/jam} = 11347.8329 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan ( } \rho \text{ )} = 0.20994 \text{ lb/ ft}^3.$$

$$\text{Viscositas umpan ( } \mu \text{ )} = 0.027 \text{ cp} = 0.1 \text{ lb/ ft . jam.}$$

$$\text{Rate volumetrik umpan} = 900.879 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada,

$$\text{Rate} = 900.879 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\mu = 0.027 \text{ lb/ ft . jam.}$$

Dengan menggunakan fig. 14.2, hal. 498, Peters Timmerhaus didapatkan

$$\text{diameter optimal pipa masukan} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Aliran akan turbulen apabila harga } N_{re} > 2100$$

$$\frac{380 \cdot \rho \cdot G}{n \cdot \mu}$$

$$N_{Re} = \frac{380 \cdot \rho \cdot G}{D \cdot \mu} \quad (\text{Peter Timmerhauss, hal. 498})$$

$$= 439536.07 > 2100$$

Dengan menggunakan Brownell & Young, appendix K hal. 387 diperoleh

pipa dengan standarisasi ukuran: 80 XS 80 S

$$ID = 5.761 \text{ in}$$

$$OD = 6.625 \text{ in}$$

$$t_{\text{pipa}} = \frac{OD - ID}{2}$$

$$= 0.432 \text{ in} \approx 3/8 \text{ in}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah:

Carbon steel SA 240 grade S. ( Brownell & Young, hal. 342 )

$$\text{Streets yang diijinkan ( f )} = 15069.04$$

$$\text{Faktor korosi ( c )} = 1/16$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1015.2$$

Maka:

$$t = \frac{Di ( P + f / 30 )}{2.3 \cdot f} + c$$

$$= 0.31474 \approx 3/8 = t_{\text{pipa}} \leq 3/8 \text{ in (memenuhi)}$$

$$\text{Jadi diameter pipa umpan masuk ( nozzle )} = 80 \text{ XS } 80 \text{ S}$$

dapat digunakan

### 15.c. Nozzle untuk keluaran produk

$$\text{Umpan masuk} = 40,666.0 \text{ kg/jam} = 89653.573 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan ( } \rho \text{ )} = 3.7182 \text{ lb/ ft}^3$$

$$\text{Viscositas umpan } (\mu) = 0.0157 \text{ cp} = 0.03805 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam.}$$

$$\text{Rate volumetrik umpan} = 401.868 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada,

$$\text{Rate} = 401.868 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\mu = 0.038 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam.}$$

Dengan menggunakan fig. 14.2, hal. 498, Peters Timmerhauss didapatkan

$$\text{diameter optimal pipa masukan} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Aliran akan turbulen apabila harga } N_{Re} > 2100$$

$$N_{Re} = \frac{380 \cdot \rho \cdot G}{D \cdot \mu} \quad (\text{Peter Timmerhauss, hal. 498})$$

$$= 2984515.67 > 2100$$

Dengan menggunakan Brownell & Young, appendix K hal. 387 diperoleh

pipa dengan standarisasi ukuran: 40 ST 40S

$$\text{ID} = 5.047 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 5.563 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t \text{ pipa} &= \frac{\text{OD} - \text{ID}}{2} \\ &= 0.258 \text{ in} \approx 1/2 \text{ in} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah:

Carbon steel SA 240 grade S. (Brownell & Young, hal. 342)

$$\text{Strees yang diijinkan } (f) = 15069.04$$

$$\text{Faktor korosi ( c )} = 1/16$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1015.2$$

Maka:

$$t = \frac{Di ( P + f / 30 )}{2,3 \cdot f} + c$$

$$= 0.28348 \approx 1/2 = t \text{ pipa} \leq 1/2 \text{ in (memenuhi)}$$

$$\text{Jadi diameter pipa umpan masuk ( nozzle )} = 40 \text{ ST 40S}$$

dapat digunakan

#### 15.d. Nozzle untuk masukan air pendingin

$$\text{Umpan masuk} = 15,504.8 \text{ kg/jam} = 34182.4952 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan ( } \rho \text{ )} = 62.651 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas umpan ( } \mu \text{ )} = 0.79723 \text{ cp} = 1.9 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam.}$$

$$\text{Rate volumetrik umpan} = 9.09336 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada,

$$\text{Rate} = 9.09336 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\mu = 1.929 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam.}$$

Dengan menggunakan fig. 14.2, hal. 498, Peters Timmerhauss didapatkan

$$\text{diameter optimal pipa masukan} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{Aliran akan turbulen apabila harga } N_{Re} > 2100$$

$$N_{Re} = \frac{380 \cdot \rho \cdot G}{D \cdot \mu} \quad (\text{Peter Timmerhauss, hal. 498})$$

$$= 149653.44 > 2100$$

Dengan menggunakan Brownell & Young, appendix K hal. 387 diperoleh

pipa dengan standarisasi ukuran: 40 ST 40S

$$\text{ID} = 0.824 \text{ in}$$

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

$$\begin{aligned} t \text{ pipa} &= \frac{\text{OD} - \text{ID}}{2} \\ &= 0.338 \text{ in} \approx 3/8 \text{ in} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah:

Carbon steel SA 240 grade S. (Brownell & Young, hal. 342 )

$$\text{Strees yang diijinkan ( f )} = 18750$$

$$\text{Faktor korosi ( c )} = 1/16$$

$$\text{Tekanan operasi} = 14.696$$

Maka:

$$\begin{aligned} t &= \frac{D_i ( P + f / 30 )}{2.3 \cdot f} + c \\ &= 0.07472 \approx 1/8 = t \text{ pipa} \leq 3/8 \text{ in (memenuhi)} \end{aligned}$$

$$\text{Jadi diameter pipa umpan masuk ( nozzle )} = 40 \text{ ST 40S}$$

dapat digunakan

#### 15.e. Nozzle untuk keluaran air pendingin

$$\text{Umpan masuk} = 15,504.8 \text{ kg/jam} = 34182.4952 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan ( } \rho \text{ )} = 0.138 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas umpan ( } \mu \text{ )} = 0.017 \text{ cp} = 0.04155 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam.}$$



$$\text{Rate volumetrik umpan} = 4131 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada

Asumsi aliran yang terjadi adalah turbulen pada,

$$\text{Rate} = 68.8552 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\mu = 0.042 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam.}$$

Dengan menggunakan fig. 14.2, hal. 498, Peters Timmerhauss didapatkan

$$\text{diameter optimal pipa masukan} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Aliran akan turbulen apabila harga } N_{Re} > 2100$$

$$N_{Re} = \frac{380 \cdot \rho \cdot G}{D \cdot \mu} \quad (\text{Peter Timmerhauss, hal. 498})$$

$$= 34735.19 > 2100$$

Dengan menggunakan Brownell & Young, appendix K hal. 387 diperoleh

pipa dengan standarisasi ukuran: 10S

$$ID = 2.635 \text{ in}$$

$$OD = 2.875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t \text{ pipa} &= \frac{OD - ID}{2} \\ &= 0.12 \text{ in} \approx \frac{1}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah:

Carbon steel SA 240 grade S. (Brownell & Young, hal. 342)

$$\text{Streets yang diijinkan (f)} = 15069.04$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = \frac{1}{16}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 21.58 \text{ psig}$$

Maka:

$$t = \frac{D_i (P + f / 30)}{2.3 \cdot f} + c$$

$$= 0.10233 \approx 1/9 = t \text{ pipa} \leq 1/8 \text{ in (memenuhi)}$$

Jadi diameter pipa umpan masuk ( nozzle ) = 10S

dapat digunakan

## 16. Perhitungan penguat

### 16.a. Menentukan lubang maksimum tanpa penguat

Dari Hesse dan Rouston, pers. 10.29:

$$K = \frac{P \cdot D_o}{2 \cdot t \cdot f}$$

Dimana:

$$P = \text{tekanan operasi} = 14.696 \text{ psi}$$

$$D_o = \text{diameter luar dinding shell} = 216 \text{ in}$$

$$t = \text{tebal shell} = 7/8 \text{ in}$$

$$f = \text{stress yang diijinkan} = 15069.04$$

$$K = 0.12037$$

$$D_o \times t = 189.00 \text{ in}^2$$

Dari Hesse, fig. 10.27, diperoleh bahwa lubang ( diameter maksimum ) = 5

in sehingga setiap lubang yang lebih besar dari 5 in memerlukan penguat

Jadi nozzle yang perlu penguat:

#### a. Nozzle untuk aliran pemasukan umpan CO<sub>2</sub>.

$$\text{Diameter nozzle} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1015.2 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter dalam Nozzle} = 5 \text{ in}$$

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{P \cdot Di}{1,8 \cdot f}$$

$$\text{Ditetapkan tebal penguat} = 0.0027 \text{ in}$$

Luas penguat yang diperlukan:

$$A = (2 \cdot Dh - 2) t$$

( pers. 10.31, Hesse and Rouston, hal. 281 )

Dimana:

Dh = diameter lubang

A = luas penguat.

t = tebal penguat

$$A = 0.02213 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin.

Diameter luar penguat ( Do ).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$Do^2 = 25.5607$$

$$Do = 5.05576 \text{ in}$$

$$\text{Jadi digunakan Diameter luar penguat nozzle} = 5.05576 \text{ in}$$

**b. Nozzle untuk aliran pemasukan umpan H2.**

$$\text{Diameter nozzle} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1015.2 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter dalam Nozzle} = 5.8 \text{ in}$$

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{P \cdot Di}{1.8 \cdot f}$$

$$\text{Ditetapkan tebal penguat} = 0.2156 \text{ in}$$

Luas penguat yang diperlukan:

$$A = (2 \cdot Dh - 2) t$$

( pers. 10.31, Hesse and Rouston, hal. 281 )

Dimana:

$D_h$  = diameter lubang

$A$  = luas penguat.

$t$  = tebal penguat

$$A = 2.15621 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin.

Diameter luar penguat ( $D_o$ ).

$$A = \frac{(D_o^2 - D_h^2)}{4}$$

$$D_o^2 = 44.6248$$

$$D_o = 6.68018 \text{ in}$$

$$\text{Jadi digunakan Diameter luar penguat nozzle} = 6.68018 \text{ in}$$

**c. Nozzle untuk aliran pemasukan umpan produk.**

$$\text{Diameter nozzle} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1015.2 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter dalam Nozzle} = 5 \text{ in}$$

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{P \cdot Di}{1,8 \cdot f}$$

$$\text{Ditetapkan tebal penguat} = 0.19 \text{ in}$$

Luas penguat yang diperlukan:

$$A = (2 \cdot Dh - 2) t$$

( pers. 10.31, Hesse and Rouston, hal. 281 )

Dimana:

$$Dh = \text{diameter lubang}$$

$$A = \text{luas penguat.}$$

$$t = \text{tebal penguat}$$

$$A = 1.51118 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin.

Diameter luar penguat ( Do ).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$Do^2 = 31.0447$$

$$Do = 5.57178 \text{ in}$$

$$\text{Jadi digunakan Diameter luar penguat nozzle} = 5.57178 \text{ in}$$

**d. Nozzle untuk aliran pemasukan air pendingin.**

$$\text{Diameter nozzle} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 14.696 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter dalam Nozzle} = 5/6 \text{ in}$$

Dari pers. 10.30, Hesse dan Rouston, didapatkan:

$$t = \frac{P \cdot Di}{1,8 \cdot f}$$

$$\text{Ditetapkan tebal penguat} = 0.0004 \text{ in}$$

Luas penguat yang diperlukan:

$$A = (2 \cdot Dh - 2) t$$

( pers. 10.31, Hesse and Rouston, hal. 281 )

Dimana:

Dh = diameter lubang

A = luas penguat.

t = tebal penguat

$$A = -0.00022 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat berbentuk cincin.

Diameter luar penguat ( Do ).

$$A = \frac{(Do^2 - Dh^2)}{4}$$

$$Do^2 = 0.56161$$

$$Do = 0.7494 \text{ in}$$

$$\text{Jadi digunakan Diameter luar penguat nozzle} = 0.7494 \text{ in}$$

### 17. Sambungan antar tutup dengan shell

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari kolom destilasi, maka tutup menara dihubungkan dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan bolting.

#### a. Flange

Bahan : High Alloy Steel SA-336 Grade F8 type 304  
(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

Tensile stress minimum : 75000

Allowable stress : 22000 lb/in<sup>2</sup>

Type flange : Ring Flange Loose Type

#### b. Bolting

Bahan : High Alloy steel SA-193 Grade B8 type 304

Tensile stress minimum : 75000

Allowable stress : 9500 lb/in<sup>2</sup>

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

#### c. Gasket

Bahan : Solid Flat Metal Iron

Gasket faktor (m) : 6.5

Minimum Design seating stress (Y) : 26000

### 18. Menentukan lebar gasket

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan rumus dari *Brownell &*

*Young* pers. 12.2 hal. 226, dimana :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p.m}{y - p(m + 1)}} = 1.02724 \text{ in}$$

$$d_i \text{ gasket} = \text{OD shell} = 216.00 \text{ in}$$

$$d_o \text{ gasket} = 221.883 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{lebar gasket minimum} &= \frac{(d_o - d_i)}{2} \\ &= 2.9416 \text{ in} \\ &= 3 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter rata-rata gasket (G)} &= d_o + \text{lebar gasket} \\ &= 224 \frac{7}{8} \text{ in} \\ &= 224.82 \text{ in} \end{aligned}$$

### 19. Perhitungan jumlah dan ukuran baut

#### Perhitungan beban baut

#### 1. Beban supaya gasket tidak bocor ( $H_Y$ )

$$Wm_2 = H_Y = b \cdot \pi \cdot G \cdot y$$

(*Brownell & Young, Process Equipment Design, pers. 12.88, hal. 240*)

Dari gambar 12.12, hal. 229 didapat lebar seating gasket bawah :

$$\begin{aligned} b_o &= \frac{N}{2} \\ &= 1 \frac{8}{17} \end{aligned}$$

$$\text{untuk } b_o < 1/4, \quad b = b_o = 1 \frac{8}{17} = 1.4708 \text{ in}$$



$$H_Y = W_{m_2} = 2.7E+07 \text{ lb}$$

## 2. Beban tanpa tekanan (Hp)

$$H_p = 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot p$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.90, hal. 240)

$$= 198367.14 \text{ lb}$$

## 3. Beban baut karena internal pressure (H)

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4} \quad (\text{Brownell \& Young, } \textit{Process Equipment Design}, \text{ pers. 12.89, hal. 240})$$

$$= 583119.0282 \text{ lb}$$

## 4 Total berat pada kondisi operasi

$$W_{m_1} = H + H_p$$

$$= 781486.17 \text{ lb}$$

Karena  $W_{m_1} > W_{m_2}$ , maka yang mengontrol adalah  $W_{m_1}$

### Perhitungan luas bolting minimum area

Dengan persamaan 12-93, *Brownell and Young*, hal 240 :

$$A_m = \frac{W_{m_2}}{f_b} = 82.2617 \text{ in}^2$$

Perhitungan bolt minimum

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4 hal 188 dicoba :

$$\text{Ukuran baut} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Root area} = 1.405 \text{ in}^2 \quad (\text{8 theard series})$$

$$\begin{aligned} \text{Maka jumlah bolting minimum} &= \frac{A_m}{\text{Root area}} \\ &= 58.54925 \approx 59 \end{aligned}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4, hal. 188 didapat :

$$\text{Bolt spacing (Bs)} = 3 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Minimum radial distance (R)} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Edge distance (E)} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Bolting circle diameter (C)} = \text{IDshell} + 2(1,4159 \cdot \text{go} + R)$$

$$\text{Dengan : go = tebal shell} = 14/16 \text{ in}$$

$$C = 220.79 \text{ in}$$

- Check lebar gasket ( trial )

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket} &= \frac{N \times B_s}{\pi} \\ &= 61 \approx 59 \quad (\text{trial memenuhi}). \end{aligned}$$

... Diameter luar flange :

$$\text{OD} = C + 2E = 223.7908 \text{ in}$$

Cek lebar gasket :

$$\text{Ab actual} = \text{jumlah bolt} \times \text{root area} = 82.2617 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{\text{Ab actual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G} \\ &= 0.168 < (\text{Lebar Gasket}) \\ &= 0.17 < 3 \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

$$\text{Jadi, lebar gasket} = 3 \text{ in}$$

**Perhitungan moment**

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$W = \frac{(A_b + A_m) \times F_a}{2} = 781486.1724 \text{ lb}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.94, hal. 242)

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$hg = \frac{C - ID}{2} = 3.27 \text{ in}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.101, hal. 242)

Moment Flange ( $M_a$ ):

$$M_a = hg \times W = 2555782.147 \text{ lb in}$$

Dalam keadaan operasi :

$$W = W_{m1} = 781486.1724 \text{ lb}$$

Moment & force pada daerah dalam flange ( $H_D$ )

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.96, hal. 242)

Dimana :

$$B = \text{Diameter luar shell} = 216.00 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan operasi} = 14.696 \text{ psi}$$

$$H_D = 538240.4122 \text{ lb}$$

Radial bolt circle pada aksi  $H_D$

$$h_D = \frac{C - B}{2} = 2.3954 \text{ in}$$

Moment  $M_D$  :

$$\begin{aligned} M_D &= h_G \times h_D \\ &= 1289307.811 \text{ lb} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$$\begin{aligned} h_G &= W - H \\ &= 198367.1442 \text{ lb} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$$\begin{aligned} M_G &= h_G \times h_D \\ &= 475171.1367 \text{ lb} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 44878.61602 \text{ lb} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.97, hal. 242)

$$h_T = \frac{h_D + h_g}{2} = 2.8329125 \text{ in}$$

Moment  $M_T$  :

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 127137.1923 \text{ lb} \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \dots \dots \dots \\ &= 1891616.14 \text{ lb} \end{aligned}$$

$M_{\max} = M_a$  karena  $M_a > M_o$

**Perhitungan tebal flange**

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M \max}{f \times B}}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.85, hal. 242)

dimana :  $K = \frac{A}{B}$

A = diameter luar flange = 223.7908 in

B = diameter luar shell = 216.00 in

K = 1.03607

Dari *Brownell & Young 12.22 hal. 238* dengan harga K = 1.0361

harga Y = 63

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M \max}{f \times B}} = 5.82095 \approx 6 \text{ in}$$

Dipergunakan tebal standar = 6 in

f. Perhitungan las nozzle terhadap dinding tutup

- Las nozzle untuk gas masuk

Pipa 20 in Sch. 40 dengan tebal n = 0.375 in

Tebal shell = 7/8

Untuk t dan n < 0.375

Dan  $n > t$  maka  $(t_1 + t_2)_{\min} = 1,25 t + 0,1 n$

$(t_1 + t_2)_{\min} = 1.13 \approx 1 \frac{1}{8}$

Jadi ditetapkan tebal las  $t_1$  dan  $t_2$  1 1/8 in

Dari hasil perhitungan di atas dapat disimpulkan

- **Flange**

Bahan	=	High Alloy Steel SA-336 Grade F8 type 304
Tebal	=	6 in
OD	=	223.791 in
Type flange	=	Ring Flange Loose Type

- **Bolting**

Bahan	=	High Alloy steel SA-193 Grade B8 type 304
Ukuran	=	1 1/2 in
Jumlah	=	59 Buah
Bolt circle diameter	=	220.79 in
Edge distance	=	1 1/2 in
Minimum radial distance	=	2 in

- **Gasket.**

Bahan	=	Solid Flat Metal Iron
Tebal	=	14/16 in
Diameter	=	224.82 in
Lebar	=	3 in

### 20.1. Sistem Penyangga ( Supports )

Sebagai penyangga digunakan lugs dan peletakan unit diluar ruangan, sehingga

rumus:

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

Dimana:

$P_w$  = Total beban permukaan karena angin.

$H$  = tinggi vessel dari pondasi.

$L$  = Jarak antara level dengan dasar pondasi.

$D_{bc}$  = Diameter.

$n$  = jumlah support.

$\sum W$  = Total berat reaktor dengan aksesorisnya.

$P$  = Beban kompresi maksimum untuk tiap lugs.

untuk menentukan beban kompresi maka perlu direncanakan terlebih dahulu  $L$  &  $H$

Ditentukan jarak reaktor dengan lantai (1) = 5 ft = 60 in

Panjang kolom penyangga:

$$L = 0,5 H + l$$

$$H = \text{tinggi reaktor} = 29 \text{ ft}$$

$$L = 19.3322 \text{ ft} = 231.987 \text{ in}$$

menentukan  $P_w$  (total beban permukaan karena angin)

$$P_w = 0,0025 \times V_w^2$$

$$V_w = \text{kecepatan angin} = 17.5 \text{ knot} = 20.139 \text{ mph}$$

$$P_w = 1.01393 \text{ lb/ft}^2$$

**Menentukan total berat reaktor****a. Berat tutup reaktor.**

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup} &= 49.2 = 4.10 \text{ ft} \\
 \text{Diameter silinder ( ID )} &= 214 \frac{1}{4} = 17.85 \text{ ft} \\
 \text{Tebal tutup} &= \frac{7}{8} = 0.07 \text{ ft} \\
 \rho \text{ High Alloy steel} &= 501.313 \text{ lb/ ft}^3 \\
 \text{Volume tutup} &= 0,000049 \times \text{di}^3 \\
 &= 0.28 \text{ ft}^3 = 481.9 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

**b. Berat tutup bawah dan atas (  $W_1$  )**

$$\begin{aligned}
 W_1 &= 2 \times \text{Volume tutup} \times \rho \text{ bahan} \\
 &= 279.611 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

**c. Berat dinding reaktor (  $W_2$  )**

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi shell} &= 20.5 \text{ ft} \\
 \text{Diameter shell} &= 214.25 \text{ in} = 17.8542 \text{ ft} \\
 \text{Diameter luar shell} &= 216.00 \text{ in} = 18 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Volume dinding shell adalah:

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{\pi \cdot (\text{OD}^2 - \text{ID}^2) \cdot L}{4} \\
 &= 83.9847 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Berat dinding shell adalah (  $W_2$  )

$$\begin{aligned}
 W_2 &= \rho \cdot V \\
 &= 42102.6 \text{ lb}
 \end{aligned}$$



## d. Berat isi reaktor

## - Tube

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan tube} &= \frac{\pi \cdot (DO - DI)^2 \cdot L}{4} \\ &= 0.03536 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume total tube adalah

$$\begin{aligned} V &= \text{Volume bahan tube} \times \text{jumlah tube.} \\ &= 53.0334 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berat tube adalah ( $W_3$ )

$$\begin{aligned} W_3 &= V \times \rho \\ &= 26586.3 \text{ lb} \end{aligned}$$

## - Baffle

$$\text{Tinggi tube} = 245.536 \text{ in}$$

$$\text{ID shell} = 214 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Baffle spacing} = 27 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah baffle} = \frac{\text{Tinggi tube}}{\text{Baffle spacing}} = 8 \text{ buah}$$

$$\text{Tebal baffle} = 0.1875 \text{ in}$$

$$\text{Luas baffle (A)} = 75\% \cdot \frac{\pi \cdot di}{4} = 126.14 \text{ in}^2 = 0.876 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume baffle} = A \cdot t = 0.01369 \text{ ft}^3$$

$$\text{Berat baffle (W}_4) = V \times \rho = 6.86149 \text{ lb}$$

## - Tube sheet

$$\text{Luas baffle} = 0.87597 \text{ ft}^2$$

## d. Berat isi reaktor

## - Tube

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan tube} &= \frac{\pi \cdot (DO - DI)^2 \cdot L}{4} \\ &= 0.03536 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume total tube adalah

$$\begin{aligned} V &= \text{Volume bahan tube} \times \text{jumlah tube.} \\ &= 53.0334 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Berat tube adalah ( $W_3$ )

$$\begin{aligned} W_3 &= V \times \rho \\ &= 26586.3 \text{ lb} \end{aligned}$$

## - Baffle

$$\text{Tinggi tube} = 245.536 \text{ in}$$

$$\text{ID shell} = 214 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Baffle spacing} = 27 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah baffle} = \frac{\text{Tinggi tube}}{\text{Baffle spacing}} = 8 \text{ buah}$$

$$\text{Tebal baffle} = 0.1875 \text{ in}$$

$$\text{Luas baffle (A)} = 75\% \cdot \frac{\pi \cdot di}{4} = 126.14 \text{ in}^2 = 0.876 \text{ ft}^2$$

$$\text{Volume baffle} = A \cdot t = 0.01369 \text{ ft}^3$$

$$\text{Berat baffle (W}_4) = V \times \rho = 6.86149 \text{ lb}$$

## - Tube sheet

$$\text{Luas baffle} = 0.87597 \text{ ft}^2$$

$$\text{Tebal baffle} = 0.01563 \text{ ft}$$

$$\text{Luas baffle} = 80 \% \text{ luas tube sheet.}$$

$$\text{Luas tube sheet} = 0.70078 \text{ ft}^2$$

Berat tube sheet (  $W_5$  )

$$W_5 = 2 \times \text{luas} \times \text{tebal} \times \text{densitas bahan}$$

$$= 10.9784 \text{ lb}$$

Berat attachment meliputi nozzle, valve dan alat kontrol

$$W_a = 18 \% W_s$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.8, hal. 157)

$$= 7578.47 \text{ lb}$$

Berat pendingin

Berat pendingin = jumlah laju alir air pendinginnya

$$= 34182.49517 \text{ lb}$$

Berat katalis

Berat katalis = Berat Katalis dalam reaktor

$$= 433785.3341 \text{ lb}$$

Berat total (  $W_t$  )

$$= W_1 + W_2 + W_3 + W_4 + W_5 + \text{Berat pendingin} + \text{Berat Katalis}$$

$$= 544532.71 \text{ lb}$$

$$\frac{4 \cdot P_w \cdot (H - L)}{\pi \cdot D_{bc}} = 0.05459 \text{ lb}$$

$$= 136133 \text{ lb}$$

## 20.2. Perencanaan Kolom Support.

$$\text{Beban tiap kolom} = 136133.2318$$

$$\text{Ditentukan jarak reaktor dengan lantai (1)} = 4 \text{ ft}$$

$$H = 28.6645 \text{ ft}$$

$$L = 19.3322 \text{ ft}$$

b. Trial ukuran I beam.

$$\text{Ukuran I beam dicoba} \quad 12 \text{ in} \quad \text{ukuran berat} \quad 12 \times 5$$

dengan beban 32 lb/ft Dari Brownell & Young, App. G, hal. 355 diperoleh:

$$b = 5$$

$$h = 12$$

$$A_y = 9.26$$

$$r_{1-1} = 4.83$$

Maka,

$$\frac{L}{r_{1-1}} = 4$$

maka,

$$f_c = 17.000 - 0,485 (L/r_{1-1})^2$$

$$= 16992.23016 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Luas (A) yang dibutuhkan} = \frac{\text{beban tiap kolom}}{f_c}$$

$$= 8.011499$$

Karena A yang dibutuhkan < A yang tersedia, maka I beam dengan 12 x 5

ukuran 12 in beban 32 lb/ft telah memenuhi.

### Perencanaan Base Plate

a. Menentukan luas base plate

$$A_{bp} = \frac{P}{F_{op}}$$

Dimana:

$A_{bp}$  = luas base plate, in<sup>2</sup>

$P$  = beban tiap base plate

$F_{op}$  = stress yang diterima oleh pondasi yang terbuat dari beton.

$$= 600 \text{ lb/in}^2$$

Sehingga,

$$A_{bp} = 226.8887197 \text{ in}^2$$

b. Panjang dan lebar base plate

Rumus:

$$A_{bp} = L \times W$$

Dimana:

$L$  = panjang base plate =  $2m + 0,95h$ .

$W$  = lebar base plate =  $2n + 0,8b$ .

Dengan I beam 12 x 5 diperoleh:

$h$  = 12 in

$b$  = 5 in

dari Hesse, hal. 163 diasumsikan  $m = n$ , maka:

$$Abp = (2m + 0,95 h) \times (2n + 0,8 b)$$

$$226.8887197 = (2m + 0,95 (12)) (2n + 0,8 (5))$$

$$226.8887197 = (2m + 11)(2m + 4)$$

$$0 = 4 m^2 + 30 m - 226.8887$$

Dengan menggunakan rumus abc, maka:

$$m_{1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$m_1 = 4.66336$$

$$m_2 = -12.163$$

maka harga m dipilih harga yang positif  $m = 4.66336$

$$\begin{aligned} \text{Panjang base plate} &= 2m + 0,95h \\ &= 20.7267 \approx 20.7 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar base plate} &= 2n + 0,8b \\ &= 18.9267 \approx 18.9 \end{aligned}$$

$$\text{Diambil } P = L = 20 \text{ in}$$

$$A_{\text{baru}} = 400 \text{ in}^2$$

Beban yang harus ditahan:

$$\begin{aligned} F &= \frac{P}{A} \\ &= 340.333 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Base plate dengan ukuran  $12 \times 5$  ini dapat digunakan dengan aman

karena beban yang harus ditahan  $340.3331 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2$

(harga stress maksimum).

Peninjauan terhadap harga m dan n.

$$\begin{aligned} \text{Panjang base plate : } \quad 12 &= 2m + 0,95h \\ &= 2(m) + 0,95 \times 12 \\ m &= 0,3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar base plate : } \quad 5 &= 2n + 0,8b \\ &= 2(n) + 0,8 \times 5 \\ n &= 0,5 \end{aligned}$$

Dari nilai n dan m tersebut, maka yang mengontrol dalam pemilihan

tebal base plate adalah nilai n, karena  $n > m$

c. Tebal base plate

$$t_{bp} = \sqrt{0,00015 \cdot F \cdot n^2}$$

Dimana:

$$t_{bp} = \text{tebal base plate, in.}$$

$$F = \text{beban yang harus ditahan} = 136133.2318 \text{ lb}$$

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

Sehingga,

$$\begin{aligned} t_{bp} &= \sqrt{0,00015 \cdot F \cdot n^2} \\ &= 2.25942 \text{ in} \approx 2.3 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi digunakan tebal base plate = 2.26 in

d. Menentukan ukuran baut.

$$\text{Beban baut} = 136133.2 \text{ lb}$$

Jumlah baut yang digunakan = 6 Buah

Beban tiap baut = 22688.87 lb

Menentukan luas baut

$$A_b = \frac{P_b}{f_s}$$

Dimana:

$A_b$  = luas baut

$P_b$  = beban tiap baut = 22688.87197 lb

$f_s$  = stress maksimal tiap baut = 12000 psi

Maka,

$$A_b = 1.89074 \text{ in}^2$$

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

dengan dimensi:

Ukuran baut = 1 7/8 in

Bolt circle ( BC ) = 5 in

Jarak radial minimum = 2 3/8 in

Edge distance ( E ) = 1 7/8 in

Nut dimension = 2 15/16 in

Radius fillet maksimum = 5/8 in

e.Menentukan dimensi lug dan guset

Dari Brownell & Young, fig. 10.6, hal. 191 diperoleh:



$$\begin{aligned} A &= \text{lebar lug} &= & \text{ukuran baut} + 9 \text{ in.} \\ & &= & 10 \frac{7}{8} \text{ in} \approx 11 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B &= \text{jarak antar guset} &= & \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\ & &= & 9 \frac{7}{8} \approx 10 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \times \text{ukuran baut}) \\ &= 8.13 \text{ in} \approx 8 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar lug atas} &= a &= & 0,5 (L + \text{ukuran baut}) \\ & &= & 5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Perbandingan tebal base plate} &= \frac{B}{L} \\ &= 2 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dari Brownell \& Young, tabel 10.6, hal. 192 diperoleh } \gamma_1 = 0.042$$

$$\begin{aligned} e &= 0,5 \times \text{nut dimension} \\ &= 1.47 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial.

$$M_Y = \frac{P}{4 \cdot \pi} \left[ (1 + \mu) \times \ln \frac{2L}{\pi e} + (1 - \gamma_1) \right]$$

Dimana:

$M_Y$  = maksimum bending moment sepanjang sumbu radial.

$$P = \text{beban tiap baut} = 22688.87 \text{ lb}$$

$$\mu = \text{poisson's ratio} = 0.33 \text{ (steel)}$$

$$L = \text{panjang horizontal plate bawah} = 8.13 \text{ in}$$

$$e = \text{nut dimension} = 2.94 \text{ in}$$

jadi:

$$M_Y = 2445.294683 \text{ lb}$$

$M_Y$  disubstitusikan ke persamaan 10.41, hal. 193, Brownell & Young.

$$t_{np} = \sqrt{\frac{6 \times M_Y}{f}}$$

Dimana:

$t_{hp}$  = tebal horizontal plate.

Maka,

$$t_{np} = 0.91045 \text{ in}$$

Diambil tebal horizontal plate = 0.910447 in

Dari Brownell & Young, fig. 10.6, hal. 191 diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Tebal guset minimal} &= \frac{3}{8} \times t_{np} \\ &= 0.34142 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi guset} &= hg = A + \text{ukuran baut} \\ &= 12.75 \text{ in} \approx 13 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Lebar guset} = 11 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi lug} &= hg + 2 t_{hp} \\ &= 13 \text{ in} \end{aligned}$$

**Kesimpulan:**

a.Lug

$$\text{Lebar} = 11 \text{ in}$$

$$\text{Tebal} = 0.91045 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi} = 12.6959 \text{ in}$$

b.Guset

$$\text{Lebar} = 11 \text{ in}$$

$$\text{Tebal} = 1/4 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi} = 13 \text{ in}$$

### 21. Menentukan Dimensi Pondasi

Beban tiap kolom ( W )

Menentukan beban base plate

Persamaan yang digunakan:

$$W_{bp} = p \times l \times t \times \rho$$

Dimana:

$$W_{bp} = \text{beban base plat, lb.}$$

$$p = \text{panjang base plate} = 20$$

$$l = \text{lebar base plate} = 0.5$$

$$t = \text{tebal base plate} = 2.3$$

$$\rho = \text{densitas bahan konstruksi} = 501$$

Sehingga:

$$W_{bp} = 78.6582 \text{ lb}$$

Menentukan beban kolom penyangga.

Persamaan yang digunakan:

$$W_p = l \times A \times \rho \times f$$

Dimana:

$W_p$  = beban kolom, lb

$l$  = tinggi kolom = 19.33224 ft

$\rho$  = densitas bahan konstruksi = 501.3129

$f$  = faktor korosi =  $3 \frac{2}{5}$  in =  $\frac{2}{7}$  ft

Sehingga:

$W_p$  = 2745.93 lb

Beban total:

Dianggap bahwa hanya ada gaya vertikal dari berat kolom itu sendiri yang bekerja pada pondasi, maka diambil:

luas atas =  $40 \times 40 = 1600$  in<sup>2</sup>.

luas bawah =  $80 \times 80 = 6400$  in<sup>2</sup>.

tinggi pondasi = 40 in

Maka luas permukaan rata-rata (  $A$  ):

$A = 4000$  in<sup>2</sup> = 27.7778 ft<sup>2</sup>.

Menentukan volume pondasi:

$V = A \times t$   
= 92.5926 ft<sup>3</sup>.

Menentukan berat pondasi:

$W = V \times \rho$

Dimana:

$$W = 18148.1 \text{ lb}$$

Menentukan tekanan tanah.

Pondasi didirikan diatas cemented sand and gravel dengan daya dukung:

$$5 \text{ ton/ ft}^3 < P < 10 \text{ ton/ ft}^3$$

Kemampuan tanah menahan tekanan sebesar:

$$P = 153.1 \text{ lb/ in}^2.$$

Tekanan pada tanah:

$$p = \frac{\text{berat pondasi} + \text{berat beban tota l}}{\text{luas tanah}}$$

$$= 140.67 \text{ lb/ in}^2. < 153.1 \text{ lb/ in}^2.$$

Karena tekanan yang diberikan tanah lebih kecil dan kemampuan tanah

menahan tekanan lebih besar, maka pondasi dengan ukuran  $40 \times 40$

untuk luas atas dan  $80 \times 80 \text{ in}$  untuk luas bawah dan tinggi pondasi

40 in dapat digunakan ( aman )

#### Kesimpulan Spesifikasi Reaktor

- Fungsi : Mereaksikan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub> menjadi Methanol dengan bantuan Katalis  
Copper oxide, Zinc oxide, Alumina dengan komposisi tertentu
- Kode : R-130
- Jenis : Boiling Water Reactor (BWR)
- Bentuk : Reaktor.
- Jumlah : 1 Buah
- Kapasitas : 40,773.42 kg/jam

**A. Ukuran bagian silinder.**

Diameter luar	=	216.00 in
Diameter dalam	=	214.25 in
Tebal shell	=	7/8 in
Tebal tutup	=	7/8 in
Tinggi	=	28.6645 ft
Bahan konstruksi	=	Carbon steel SA 240 grade S

**B. Ukuran tube**

Diameter luar	=	5.563 in
Diameter dalam	=	5 in
Pt	=	6.02195 in
Nt	=	1500 Buah

**C. Ukuran bagian tutup atas dan bawah**

Crown radius	=	2 5/8 in
Tinggi	=	49.2188 in
Tebal	=	7/8 in

**D. Nozzle**

Ukuran pipa pemasukan umpan CO <sub>2</sub>	=	5.047 in
Ukuran pipa pemasukan umpan H <sub>2</sub>	=	5.761 in
Ukuran pipa pengeluaran produk	=	5.047 in
Ukuran pipa pemasukan pendingin	=	0.824 in

Ukuran pipa pengeluaran pendingin	=	2.635 in
<b>E. Baffle</b>		
Bahan	=	Carbon steel SA 240 grade S
Jumlah baffle	=	8
Baffle spacing	=	26 7/9
Tebal	=	0.1875
Luas baffle	=	126.14 in <sup>2</sup>
<b>F. Sambungan head dan shell</b>		
<b>1. Gasket</b>		
Bahan	=	Solid Flat Metal Iron
Tebal	=	14/16
Lebar	=	3
Diameter	=	224.82
<b>2. Flange</b>		
Bahan	=	High Alloy Steel SA-336 Grade F8 type 304
Tebal	=	6 in
OD	=	224.82 in
Type flange	=	Ring Flange Loose Type
<b>3. Bolting</b>		
Bahan	=	High Alloy steel SA-193 Grade B8 type 304

Ukuran	=	1.5	in
Jumlah	=	59	Buah
Bolt circle diameter	=	220.791	in
Edge distance	=	1.5	in
Minimum radial distance	=	2	in

## 4. Lug

Lebar	=	11	in
Tebal	=	1	in
Tinggi	=	13	in

## 5. Gusset

Lebar	=	11	in
Tebal	=	0.34142	in
Tinggi	=	13	in

## 6. Base plate

Panjang	=	0.3	in
Lebar	=	0.5	in
Tebal	=	0.5	in

## 7. Pondasi

Tinggi	=	40	in
Luas atas	=	1600	in <sup>2</sup> .
Luas bawah	=	6400	in <sup>2</sup> .



**Kriyogenik**

- Fungsi : Memisahkan Methane dan Nitrogen sebagai (*light Component*) dan sisa dari gas alam termasuk CO<sub>2</sub> sebagai (*Heavy Component*)
- Kode : D-120
- Type : *Sieve Tray*
- Prinsip kerja : Kolom berupa bejana tegak, berdiri pada skirt dan pondasi beton. Feed diumpangkan ke kolom yang memiliki plate yang tersusun seri. Dalam operasi normal, uap ke atas melalui lubang-lubang tray yang terdispersi oleh liquida yang mengalir di atasnya. Akibat kontak tersebut, sejumlah liquida diuapkan, kemudian uap yang terjadi akan dikondensasikan sebagai destilat.

Kondisi rate masing masing point pada bagian destilasi (App-A dan app-B)

**1.Feed masuk**

Rate masuk	=	40549.63 kg/jam	=	89395.7 lb/jam
	=	1110.793 kgmol/jam	=	2448.85 lbmol/jam
Temperatur	=	-62.22 C	=	210.93 K

**2.Destilat**

Rate masuk	=	4923.481 kg/jam	=	10854.3 lb/jam
	=	303.3682 kgmol/jam	=	668.805 lbmol/jam
Temperatur	=	-39.572 C	=	233.578 K

**3.Bottom**

Rate masuk	=	35626.15 kg/jam	=	78541.4 lb/jam
	=	807.3771 kgmol/jam	=	1779.94 lbmol/jam
Temperatur	=	-159 C	=	113.985 K

Tahap Perancangan:

- 1 Perancangan Kolom Distilasi
  - a. Jumlah plate yang dibutuhkan untuk mendapatkan hasil yang dikehendaki
  - b. Ukuran diameter kolom
  - c. Jarak antara tray (tray spacing)
  - d. Menentukan type tray
  - e. Konstruksi detail tray
- 2 Perencanaan nozzle
- 3 Perencanaan mekanis
- 4 Perencanaan skirt support dan pondasi

**1 Menentukan jumlah plate**

$$R = 1.5932$$

$$\frac{R}{R + 1} = \frac{1.5932}{1.5932 + 1} = 0.6144$$

$$R_{\min} = 1.062122$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{1.0621}{1.0621 + 1} = 0.51506$$

Sehingga diperoleh :

$$\frac{N_{\min}}{N} = 0.002$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3<sup>th</sup> edition, hal. 68)

Penentuan jumlah plate minimum ( $N_{min}$ ) dengan menggunakan metode Fenske

, dimana :

$$\alpha_{LD} = 1.6$$

$$\alpha_{LW} = 1.9$$

$$X_{LD} = 0.9842$$

$$X_{HD} = 0.00001$$

$$X_{LW} = 0.00001$$

$$X_{HW} = 0.9859$$

$$\begin{aligned} \alpha_{LK} &= (\alpha_{LD} \times \alpha_{LW})^{1/2} \\ &= \frac{(1.6 \times 1.86)}{2} \\ &= 1.7 \end{aligned}$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3<sup>th</sup> edition, per. 11-7-12, hal. 683)

$$N_{min} = \frac{\log \left( \frac{X_{LD}}{X_{HD}} \times \frac{X_{HW}}{X_{LW}} \right)}{\log \alpha_{LK}} = 42.0271 \approx 42$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3<sup>th</sup> edition, per. 11-7-11 hal. 683)

Jumlah plate aktual ditentukan dengan *Gilliland Correlation* antara aktual dengan refluks minimum dan plate teoritis, sehingga :

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = \frac{N_{min}}{N}$$

(Ernest J. Henley, *Separation Process Principles*, Gambar 9.11, hal)

$$N = 42.1133 \approx 42$$

Jadi jumlah plate aktual adalah 42 buah

## 2. Menentukan letak umpan masuk

Penentuan letak umpan masuk menggunakan metode *Kirk-Bride's*, dimana :

$$\begin{aligned} X_{LF} &= 0.3 & X_{HF} &= 0.7 \\ X_{LW} &= 0.00001 & X_{HD} &= 0.00001 \\ W &= 78541.42 & D &= 10854.3 \end{aligned}$$

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[ \left( \frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \times \frac{W}{D} \times \left( \frac{X_{LW}}{X_{HD}} \right)^2 \right]$$

(Christie J. Geankoplis, *Transport Process & Unit Operation*, 3<sup>th</sup> edition, per. 11-7-21, hal. 687)

$$\text{Log } \frac{N_e}{N_s} = 0.2648$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 1.8399$$

$$N_e = 1.8399 \quad N_s \dots\dots\dots 1$$

$$N_e + N_s = 42$$

$$N_e = 42 - N_s \dots\dots\dots 2$$

Substitusikan pers. (2) ke pers. (1) :

$$1.8399 \quad N_s = (42.1 - N_s)$$

$$2.8399 \quad N_s = 42$$

$$N_s = 14.8294 \approx 15$$

$$N_e + N_s = 42$$

$$N_e = 27.2839 \approx 27$$

Jadi feed masuk pada plate ke- 27 dari atas dan ke- 15 dari bawah

### 3 Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Aliran uap masuk kondensor (V)

$$V = (R + 1) \cdot D = (1.5932 + 1) \times 668.8054884$$

$$V = 1734.335242 \text{ lbmol/jam}$$

Aliran liquida keluar kondensor (L)

$$L = R \times D = (1.5932 \times 668.8054884)$$

$$L = 1,065.5298 \text{ lbmol/jam}$$

Aliran uap keluar reboiler (V')

$$\begin{aligned} V' &= V + F(q - 1) = 1734.3352 + 2448.85318 (1 + 1) \\ &= 1734.335242 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Aliran liquida masuk reboiler (L')

$$\begin{aligned} L' &= L + (q \times F) = 1065.5298 + (1 + 2448.85318) \\ &= 3,515.3829 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

*Enriching*

$$V = 1734.335242 \text{ lbmol/jam}$$

$$L = 1,065.5298 \text{ lbmol/jam}$$

*Exhausting (Stripping)*

$$V' = 1734.335242 \text{ lbmol/jam}$$

$$L' = 3,515.3829 \text{ lbmol/jam}$$

**Menentukan BM Campuran**

Komponen	$X_F$	$X_D$	$X_B$	$Y_F$	$Y_D$	$Y_B$	BM
<i>Light Comp</i> N2 (atas)	0.0043	0.0157	0.0000	0.0021	0.0157	0.0000	28.02
CH4	0.2688	0.9842	0.0000	0.3224	0.9842	0.0000	16.04
<i>Heavy Comp</i> CO2	0.6665	0.0000	0.9859	0.6998	0.0000	0.9657	44.00
C2H6	0.0022	0.0000	0.0030	0.0017	0.0000	0.0018	44.12
C3H8	0.0022	0.0000	0.0030	0.0018	0.0000	0.0018	30.07
C4H10	0.0032	0.0000	0.0044	0.0026	0.0000	0.0023	58.12
C5H12	0.0027	0.0000	0.0037	0.0019	0.0000	0.0021	72.15
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	34.08
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	18.02

*Enriching*

Bagian atas :

BM liquida = 16.2294 lb/lbmol

BM uap = 16.2294 lb/lbmol

Bagian bawah :

BM liquida = 59.19321 lb/lbmol

BM uap = 36.43506 lb/lbmol

*Exhausting*

BM liquida = 59.19321 lb/lbmol

BM uap = 36.43506 lb/lbmol

Bagian bawah :

$$\text{BM liquidida} = 44.12573 \text{ lb/lbmol}$$

$$\text{BM uap} = 44.12573 \text{ lb/lbmol}$$

#### Perhitungan Beban Destilasi

Keterangan	Uap			Liquid		
	lbmol/jam	BM	lb/jam	lbmol/jam	BM	lb/jam
<i>Enriching</i>						
Atas	1734.34	16.2294	28,147.21	1065.53	16.2294	17292.90339
Bawah	1734.34	36.43506	63,190.60	1065.53	59.1932	63072.12158
<i>Exhausting</i>						
Atas	1734.34	36.43506	63,190.60	3515.38	59.1932	208086.7842
Bawah	1734.34	44.12573	76,528.81	3515.38	44.1257	155118.8481

$$\rho \text{ Uap} = 0.9765 \text{ kgmol/m}^3 \quad 0.98943 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho \text{ liquid} = 33.03055457 \text{ kgmol/m}^3 \quad 91.0065 \text{ lb/ft}^3$$

Menentukan surface tension

$$\text{Surface tension} = 47 \text{ dyne/cm} \quad (6^{1/4}) \quad 2.6 \text{ dyne/cm}$$

#### 4. Dasar Perancangan Kolom Distilasi

$$V = 1734.335242 \text{ lbmol/jam} \quad \rho \text{ Uap} = 0.9894 \text{ lb/ft}^3$$

$$L = 1065.529753 \text{ lbmol/jam} \quad \rho \text{ liquid} = 91.006 \text{ lb/ft}^3$$

a. Menentukan diameter tray dan spacing kolom destilasi

$$G = C \sqrt{\rho_v (\rho_L - \rho_v)}$$

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, pers. 8-82, hal. 135)

$$d = 1,13 \sqrt{\frac{V_M}{G}}$$

$$\text{Harga shell} = \pi \cdot D \cdot (T/12) \times h_1 \quad h_1 = \$ 28.00 / \text{ft}^2$$

$$\text{Harga tray} = (1 - 0,05) \cdot \pi / 4 \cdot D^2 \times h_2 \quad h_2 = \$ 0.79 / \text{ft}^2$$

$$\text{Harga downcomer} = 0,6 \cdot T / 12 \times h_3 \quad h_3 = \$ 0.50 / \text{ft}^2$$

$$\text{Harga Total} = \text{Harga Shell} + \text{Harga Tray} + \text{harga Downcomer}$$

Dari Gambar 8-38. Ernest E. Ludwig, hal. 56 didapatkan harga C pada 6

2.61712 dyne/cm sehingga :

Tabel perhitungan diameter tray dan tray spacing kolom destilasi

T (in)	C	G (lb/ft <sup>2</sup> )	D (ft)	Harga (T/ft <sup>2</sup> )			Total
				shell	tray	downcomer	
10	60	563.249	18.75255	1373.94	207.18	0.25	1581.36
12	120	1126.5	13.26006	1165.82	103.59	0.30	1269.71
15	220	2065.25	9.793201	1076.27	56.50	0.38	1133.15
18	299	2806.86	8.400409	1107.85	41.57	0.45	1149.87
20	330	3097.87	7.996115	1171.70	37.67	0.50	1209.87
24	390	3661.12	7.355356	1293.37	31.87	0.60	1325.84
30	449	4214.98	6.855085	1506.75	27.69	0.75	1535.18
36	475	4459.06	6.664832	1757.92	26.17	0.90	1784.99

Diambil T = 10 in dengan d = 18.7526 ft



**b. Menentukan type aliran :**

$$L = 1704.481776 \text{ lb/ft}^3 = 212.4920614 \text{ gpm}$$

212.4921 gpm & d = 18.7526 ft, dari gambar 8.63 Ernest E. Ludwig hal.

96 type aliran "Multi pass, Cascade". diamter tray diantara = 12 - 24 ft

**c. Pengecekan terhadap liquid head (hd)**

$$Q_{max} = 1,3 \times L = 276.2397 \text{ gpm}$$

$$Q_{min} = 0,7 \times L = 148.7444 \text{ gpm}$$

$$h_{ow \text{ max}} = \left[ \frac{Q_{max}}{2,98 Lw} \right]^{2/3}$$

$$h_{ow \text{ min}} = \left[ \frac{Q_{min}}{2,98 Lw} \right]^{2/3}$$

$$h_w = 1,5 - 3,5 \text{ in (berada dikisaran nilai ini)}$$

$$h_l \text{ min} = h_w + h_{ow \text{ min}}$$

Sieve Tray dan reverse flow :

Lw/d	0.5	0.55	0.6	0.65	0.7	0.75	0.8
Lw (in)	112.5153	123.7668	135.018	146.27	157.52	168.773	180.025
How max (in)	0.878831	0.824727	0.77825	0.73781	0.7022	0.670674	0.64243
How min (in)	0.581668	0.545859	0.5151	0.48833	0.4648	0.443896	0.4252
hw (in)	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5
hl max (in)	2.378831	2.324727	2.27825	2.23781	2.2022	2.170674	2.14243
hl min (in)	2.081668	2.045859	2.0151	1.98833	1.9648	1.943896	1.9252

Diambil optimalisasi diameter kolom destilasi sesuai dengan :

$$Lw/d = 50.00\% \quad \text{dengan } Lw = 157.5214 \quad \text{in}$$

$$hw - hc = 1/4 \quad \text{in}$$

$$hc = (1.5 - 1/4) = 1 \ 1/4 \quad \text{in}$$

$$Ac = Lw \times hc = 197 \quad \text{in}$$

$$At = (\frac{1}{4} \pi D^2)$$

$$Ad = 4.00\% \left( \frac{1}{4} \pi \times 19^2 \right) \\ = 11.0421 \quad \text{ft}^2$$

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, Gambar 8. 48, hal. 777)

Mencari harga Ac :

$$Ac \text{ pada } hc = 1 \ 1/2 \text{ in} \quad \text{sehingga } hc = 1 \ 1/4 \quad \text{in}$$

$$Ac = \frac{hc \cdot Lw}{144} = \frac{1 \ 1/4 \times 112.515}{144} = 0.9767 \quad \text{ft}^2$$

$$Ap = 0.9767 \quad \text{ft}^2 \quad (\text{harga terkecil dari } Ac \text{ dan } Ad)$$

$$hd = 0.03 \left[ \frac{Q_L \text{ max}}{100 \times Ap} \right]^2 = 0.03 \left[ \frac{276.24}{100 \times 0.9767} \right]^2 \\ = 0.000869 < 1 \text{ in} \quad (\text{memenuhi})$$

#### d. Pengecekan harga tray spacing (T)

Untuk  $Lw/d = 50\%$

$$Wd = 5\%d = 5.00\% \times 19 \\ = 0.937628 \quad \text{in}$$

(Ernest E. Ludwig, *Design for Chemical & Petrochemical Plants*, Gambar 8. 48, hal. 77)

$$r = \frac{1}{2} d = \frac{1}{2} \times 19 = 9.37628 \text{ ft}$$

$$W_s = 3 \text{ in}$$

$$x = r - \frac{W_d + W_s}{12} = 9.37628 - \frac{0.9 + 3}{12}$$

$$= 9.04814 \text{ ft}$$

$$A_a = 2 \left( x \sqrt{r^2 - x^2} + r^2 \sin^{-1} \frac{x}{r} \right)$$

$$= 189.036$$

Susunan lubang : segitiga

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{0,9065}{n^2}$$

N	1	1.5	2	2.5	3	3.5
Aa (ft <sup>2</sup> )	189.036	189.0357	189.036	189.036	189.036	189.036
Ao (ft <sup>2</sup> )	171.36	76.1604	42.8402	27.418	19.0401	13.989

Untuk Lw/d = 50.00% maka Ad = 4%.At

$$V = 76,528.81 \text{ lb/jam} \quad 456.1803 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

$$V_{\max} = 1,3 \times V = 593.034 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

$$V_{\min} = 0,7 \times V = 319.326 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Untuk n = 1 ; Uo max :

$$U_o \max = \frac{V_{\max}}{A_o} = \frac{593.0344395}{171.361} = 3.46074 \text{ ft}$$

$$A_c = A_t - A_d$$

$$= (\frac{1}{4} \pi D^2) - (4\% \cdot A_t)$$

$$= 265.0096 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 H_p &= 12 \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right) 1,14 \left( \frac{U_o^2}{2 \times gc} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 + \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\
 &= 0,045938 \text{ ft} = 0,55126 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_r &= \frac{31,2}{\rho_L} = \frac{31,2}{91.0065} \\
 &= 0,34283 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$h_l = h_{ow} + h_w = 1,9648 \text{ in}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_l = 2,86 \text{ in}$$

$$h_b = h_t + h_l + h_d = 4,82 \text{ in}$$

$$\text{pengecekan} : \frac{h_b}{T + h_w} \leq 0,5$$

$$= \frac{4,82}{10 + 1,5} \leq 0,5$$

$$= 0,419525 \leq 0,5 \quad (\text{memenuhi})$$

#### e. Stabilitas Tray dan Weeping

$$U_{o_{\text{mir}}} = \frac{V_{\text{min}}}{A_o} = 1,8635 \text{ ft/dt}$$

$$\begin{aligned}
 h_{pm} &= 12 \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right) 1,14 \left( \frac{U_o^2}{2 \times gc} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\
 &= 0,013319 \text{ ft} = 0,1598 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$h_{pw} = 0,2 + 0,05 h_l = 0,2982 \text{ in}$$

Karena  $h_{pm} > h_{pw}$  maka tray sudah stabil untuk n 1

$$\begin{aligned}
 H_p &= 12 \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{1,14} \left( \frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 + \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\
 &= 0.045938 \text{ ft} = 0.55126 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_r &= \frac{31,2}{\rho_L} = \frac{31,2}{91.0065} \\
 &= 0.34283 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$h_l = h_{ow} + h_w = 1.9648 \text{ in}$$

$$h_t = h_p + h_r + h_l = 2.86 \text{ in}$$

$$h_b = h_t + h_l + h_d = 4.82 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{pengecekan} &: \frac{h_b}{T + h_w} \leq 0,5 \\
 &= \frac{4.82}{10 + 1.5} \leq 0.5 \\
 &= 0.419525 \leq 0.5 \quad (\text{memenuhi})
 \end{aligned}$$

#### e. Stabilitas Tray dan Weeping

$$U_{o_{\text{mir}}} = \frac{V_{\text{min}}}{A_o} = 1.8635 \text{ ft/dt}$$

$$\begin{aligned}
 h_{pm} &= 12 \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{1,14} \left( \frac{U_o^2}{2 \times g_c} \right) \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{A_o}{A_c} \right) + \left( 1 - \frac{A_o}{A_c} \right)^2 \right] \\
 &= 0.013319 \text{ ft} = 0.1598 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$h_{pw} = 0.2 + 0.05 h_l = 0.2982 \text{ in}$$

Karena  $h_{pm} > h_{pw}$  maka tray sudah stabil untuk n 1

**f. Pengecekan pada Entrainment**

Syarat tidak terjadi entrainment :  $\frac{P_o}{P} \geq 1$ , dimana  $\rho_o = 0.1$

$$U_c = \frac{V_{max}}{A_c} = 1.204961 \text{ ft/s}$$

$$T_c = T - 2,5 \text{ hl} = 5.08803 \text{ in} = 0.4 \text{ ft}$$

Sehingga :

$$P = 0,22 \left( \frac{73}{\sigma} \right) \left( \frac{U_c}{T_c} \right)^{3,2}$$

$$= 0.00341$$

$$\frac{P_o}{P} = 29.34 > 1 \text{ (memenuhi syarat / tidak terjadi entrainment)}$$

**g. Pelepasan uap dalam Downcomer**

Syarat pelepasan uap dalam downcomer :  $\frac{w_l}{w_d} \leq 0,6 \text{ in}$

$$w_l = 0.8 \times \sqrt{h_{ow} (T + h_w + h_b)} = 2.8515 \text{ in}$$

$$w_d = 8,5\%d \text{ (8,5\% dari Ludwig, fig. 8.48 hal. 77, dengan } l_w/d = 55 \%)$$

$$= 8.8862 \text{ in}$$

$$\frac{w_l}{w_d} = 0.32089 \leq 0.6 \text{ (memadai)}$$

**h. Menentukan Dimensi Kolom****Menentukan Tinggi Kolom**

$$\text{Jumlah tray aktual} = 42.1 \text{ tray}$$

$$\text{Jumlah tray total} = \text{Tray aktual} + 1 \text{ tray Kondensor} + 1 \text{ tray Reboiler}$$

$$= 42 + 1 + 1$$

$$= 44.1 \text{ tray}$$

$$\text{Jarak antar tray (T)} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Ditetapkan : tinggi ruang uap} = 2 \text{ ft} = 24$$

$$\text{tinggi ruang liquid} = 4 \text{ ft} = 48$$

$$\text{Tinggi shell} = (T \times \text{jumlah tray total}) + \text{tinggi ruang uap} + \text{tinggi ruang liquid}$$

$$= (10 \times 44) + 24 + 48$$

$$= 513.1332 = 42.7611 \text{ ft} = 13.034 \text{ m}$$

$$D_i \text{ kolom distilasi} = 18.7526 \text{ ft} = 5.71582 \text{ m}$$

#### **Menentukan tinggi larutan di dalam kolom**

$$\text{Umpan masuk} = 89395.72301 \text{ lb/jam}$$

Waktu tinggal volume selama 60 menit

$$V_{\text{liquid}} = \frac{F}{\rho_L} = \frac{89395.72301}{91.00645738} = 982.301 \text{ ft}^3$$

Tutup atas dan bawah berbentuk standar dishead

$$V_{\text{tutup}} = 0,0847 \text{ di}^3 = 558.553 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi tutup (La = Lb)} = 0,169 \text{ di} = 3.1692 \text{ ft} = 38.03018 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki total} = La + Lb + Ls$$

$$= 49.0995 \text{ ft} = 14.9656 \text{ m}$$

$$V_{\text{liquid dlm shell}} = V_{\text{liquida}} - V_{\text{tutup bawah}}$$

$$= 423.7477 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 V_{LS} &= 424 \text{ ft}^3 = (\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d_i^2 \cdot h_l) \\
 h_l &= 1.53503 \text{ ft} \\
 P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 P_{\text{operasi}} &= 20.41372 \text{ atm} = 300 \text{ psi} \\
 &= 300 + \frac{\rho_L (h_l - 1)}{144} \\
 &= 300.3381 \text{ psi} = 20.4367 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal shell(ts)

Berdasarkan Brownell & Young bahan yang digunakan adalah Carbon

Steel SA 240 grade S

Diketahui :

$$ts = \frac{P_i \cdot d_i}{2 (f \cdot E - 0,6 \cdot P_i)} + c$$

Dimana :

Tipe pengelasan = Double Welded Butt Joint

Stress diijinkan (f) = 18750

Faktor pengelasan (E) = 0.85

Faktor korosi (C) = 0.0625

Tekanan Operasi (P<sub>i</sub>) = 300 lb/in<sup>2</sup>

Diameter dalam (d<sub>i</sub>) = 225.031 in

maka :

$$= \frac{300.338 \times 225}{2 (18750 \times 0.9 - 0.6 \times 300)} + \frac{1}{16}$$



$$ts = 2.19 \text{ in} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Jadi tebal shell (ts)} = 2 \frac{3}{16} \text{ in}$$

Standardisasi do :

$$do = di + 2 ts = 229.42 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell & Young hal. 89 diperoleh :

$$do = 240 \text{ in} = 20 \text{ ft} = 6.1 \text{ m}$$

$$r = 180 \text{ in}$$

$$icr = 14 \frac{7}{16} \text{ in}$$

$$\text{maka : di baru} = do - 2 ts = 235.62 \text{ in}$$

**Menentukan tebal tutup standar dishead (th)**

Tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished (tha = thb)

$$\text{Syarat : } r = do = 240 \text{ in}$$

Dari Appendiks D hal. 342 Brownell & Young dapat diketahui :

$$f = 18750 \text{ lb/in}^2 \quad E = 0.8 \quad C = 1/16$$

sehingga :

$$\begin{aligned} tha &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r}{(f \times E - 0,1 \times \text{Pi})} + C \\ &= \frac{0,885 \times 300 \times 240}{(18750 \times 0,85 - 0,1 \times 300)} + \frac{1}{16} \\ &= 4.31901 \text{ in} \approx 4 \frac{3}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

## 6. Perancangan Nozzle

Nozzle pada kolom destilasi dibagi menjadi 5 macam :

- a. Nozzle feed masuk
- b. Nozzle top kolom
- c. Nozzle refluks kondensor
- d. Nozzle bottom kolom
- e. Nozzle uap reboiler

Uraian :

- a. Nozzle feed masuk (A)

$$\text{Rate} = 89395.72 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_L = 91.00646 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = 982.3009 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0.27286 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup>*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3.90767 \text{ in} \approx 3.9 \end{aligned}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

$$\text{Nominal pipa} = 4 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 4.5 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 4 \text{ in}$$

$$A = 1.047 \text{ ft}^2 = 0.00723 \text{ in}^2$$

- b. Nozzle top kolom (B)

$$\text{Rate} = 10854.31 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_v = 0.989435 \text{ lb/ft}^3$$

$$\underline{m}$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = 10970.21 \text{ ft}^3/\text{jam} = 3.04728 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup>*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\text{Di optimal} = 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 6.430216 \text{ in} \approx 6.4$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

$$\text{Nominal pipa} = 6 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 6.625 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 6.065 \text{ in}$$

$$A = 1.588 \text{ ft}^2 = 0.01097 \text{ in}^2$$

c. Nozzle refluks kondensor (C)

$$\text{Rate} = 11528.34 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_l = 91.00646 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = 126.6761 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0.03519 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup>*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\text{Di optimal} = 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 1.554606 \text{ in} \approx 1.6$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

$$\text{Nominal pipa} = 2 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 2.375 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2.067 \text{ in}$$

$$A = 0.541 \text{ ft}^2 = 0.00374 \text{ in}^2$$

## d. Nozzle bottom kolom (D)

$$\text{Rate} = 89395.72 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_l = 91.00646 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = 982.3009 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0.27286 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup>*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3.90767 \text{ in} \approx 3.9 \end{aligned}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

$$\text{Nominal pipa} = 4 \text{ in sch 40}$$

$$\text{OD} = 4.5 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 4 \text{ in}$$

$$A = 1.047 \text{ ft}^2 = 0.00723 \text{ in}^2$$

## e. Nozzle uap reboiler (E)

$$\text{Rate} = 1734.335 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_v = 0.989435 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = \frac{m}{\rho_L} = 1752.855 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0.4869 \text{ ft}^3/\text{dt}$$

Dari *Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup>*, pers. 15 hal. 496, didapat :

$$\begin{aligned} \text{Di optimal} &= 3,9 \times Q_L^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 2.817179 \text{ in} \approx 2.8 \end{aligned}$$

dipilih pipa standar (Brownell & Young Appendix K hal : 386 - 387) :

Nominal pipa = 3 in sch 40  
 OD = 3.5 in  
 ID = 3.068 in  
 A = 0.803 ft<sup>2</sup> = 0.00555 in<sup>2</sup>

Dari Brownell & Young, gambar 12.2 hal. 221 didapat dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standart type welding neck dengan

dimensi :

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	4	9	1 1/3	6 1/5	5 1/3	4.50	3	4.03
B	6	11	1	8 1/2	7 4/7	6.63	3 1/2	5.05
C	2	6	3/4	3 5/8	3	2.38	2 1/2	2.07
D	4	9	1 1/3	6 1/5	5 1/3	4.50	3	4.03
E	3	7 1/2	1 1/3	5	4 1/4	3.50	2 3/4	3.07

Keterangan :

NPS : Ukuran nominal pipa  
 A : Diameter luar flange, in  
 T : Tebal minimal flange, in  
 R : Diameter luar bagian yang menonjol, in  
 E : Diameter hubungan pada base, in  
 K : Diameter hubungan pada welding, in  
 L : Panjang hubungan, in  
 B : Diameter dalam flange, in

## 7. Sambungan antar tutup dengan shell

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan dari kolom destilasi, maka tutup menara dihubungkan dengan bagian shell menggunakan sistem flange dan bolting.

### a. Flange

Bahan : High Alloy Steel SA-336 Grade F8 type 304

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

Tensile stress minimum : 75000

Allowable stress : 17000 lb/in<sup>2</sup>

Type flange : Ring Flange Loose Type

### b. Bolting

Bahan : High Alloy steel SA-193 Grade B8 type 304

Tensile stress minimum : 75000

Allowable stress : 15000 lb/in<sup>2</sup>

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. D, hal. 344)

### c. Gasket

Bahan : Solid Flat Metal Iron

Gasket faktor (m) : 5.5

Minimum Design seating stress (Y) : 18000

### Menentukan lebar gasket

Penentuan lebar gasket dengan menggunakan rumus dari *Brownell &*

*Young* pers. 12.2 hal. 226, dimana :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p.m}{y - p(m + 1)}} = 1.0093 \text{ in}$$

$$d_i \text{ gasket} = \text{OD shell} = 240 \text{ in}$$

$$d_o \text{ gasket} = 242.2326 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{lebar gasket minimum} &= \frac{(d_o - d_i)}{2} \\ &= 1.1163 \text{ in} \\ &= 1 \frac{5}{43} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter rata-rata gasket (G)} &= d_o + \text{lebar gasket} \\ &= 243 \frac{3}{8} \text{ in} \\ &= 243.35 \text{ in} \end{aligned}$$

### Perhitungan jumlah dan ukuran baut

#### \* Perhitungan beban baut

#### 1. Beban supaya gasket tidak bocor ( $H_Y$ )

$$W_{m_2} = H_Y = b \cdot \pi \cdot G \cdot y$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.88, hal. 240)

$$= \frac{1}{32} \times \pi \times 243.35 \times 18000$$

Dari gambar 12.12, hal. 229 didapat lebar seating gasket bawah :

$$\begin{aligned} b_o &= \frac{N}{2} \\ &= 1/32 \end{aligned}$$

$$\text{untuk } b_o < 1/4, \quad b = b_o = 1/32 = 0.0313 \text{ in}$$

$$H_y = W_{m2} = 429815 \text{ lb}$$

## 2. Beban tanpa tekanan (Hp)

$$H_p = 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot p$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.90, hal. 240)

$$\begin{aligned} &= 2 \times 1/32 \times 243.35 \times 300 \\ &= 4567 \frac{43}{46} \text{ lb} \end{aligned}$$

## 3. Beban baut karena internal pressure (H)

$$H = \frac{\pi \times G^2 \times p}{4}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.89, hal. 240)

$$\begin{aligned} &= \frac{3.14 \times 243.35^2 \times 300}{4} \\ &= 13961720.58 \text{ lb} \end{aligned}$$

## 4 Total berat pada kondisi operasi

$$W_{m1} = H + H_p$$

$$= 13966288.51 \text{ lb}$$

Karena  $W_{m1} > W_{m2}$ , maka yang mengontrol adalah  $W_{m1}$



**\* Perhitungan luas bolting minimum area**

Dengan persamaan 12-93, *Brownell and Young*, hal 240 :

$$A_m = \frac{W_{m2}}{f_b} = \frac{13966288.51}{15000} = 931.086 \text{ in}^2$$

**\* Perhitungan bolt minimum**

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4 hal 188 dicoba :

$$\text{Ukuran baut} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Root area} = 2.3 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Maka jumlah bolting minimum} &= \frac{A_m}{\text{Root area}} \\ &= \frac{931.0859009}{2.3} \\ &= 404.82 \approx 405 \end{aligned}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.4, hal. 188 didapat :

$$\text{Bolt spacing (Bs)} = 4 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Minimum radial distance (R)} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Edge distance (E)} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Bolting circle diameter (C)} = \text{IDshell} + 2(1.4159 \cdot \text{go} + R)$$

$$\text{Dengan : go = tebal shell} = 2 \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$C = 246.98 \text{ in}$$

Diameter luar flange :

$$\text{OD} = C + 2E = 250.982 \text{ in}$$

Cek lebar gasket :

$$A_b \text{ actual} = \text{jumlah bolt} \times \text{root area} = 931.086 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{A_b \text{ actual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G} \\
 &= 0.51 < (\text{Lebar Gasket}) \\
 &= 0.51 < 1.12 \quad (\text{memenuhi}) \\
 \text{Jadi, lebar gasket minimum} &= 0.51 \approx 1/2 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### \* Perhitungan moment

Untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$W = \frac{(A_b + A_m) \times F_a}{2} = 13966288.51 \text{ lb}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.94, hal. 242)

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$hg = \frac{C - ID}{2} = \frac{246.98 - 235.62}{2} = 5.68 \text{ in}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.101, hal. 242)

Moment Flange ( $M_a$ ):

$$M_a = hg \times W = 5.68 \times 13966288.51 = 79373735 \text{ lb in}$$

Dalam keadaan operasi :

$$W = W_{m1} = 13966288.51 \text{ lb}$$

Moment & force pada daerah dalam flange ( $H_D$ )

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.96, hal. 242) . . . . .

Dimana :

$$B = \text{Diameter luar shell} = 240 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan operasi} = 300 \text{ psi}$$

$$H_D = 13564800 \text{ lb}$$

Radial bolt circle pada aksi  $H_D$

$$h_D = \frac{C - B}{2} = 3.4908 \text{ in}$$

Moment  $M_D$  :

$$\begin{aligned} M_D &= h_G \times h_D \\ &= 47351653.66 \text{ lb} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$$\begin{aligned} h_G &= W - H \\ &= 4567.934822 \text{ lb} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$$\begin{aligned} M_G &= h_G \times h_D \\ &= 15945.62895 \text{ lb} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.98, hal. 242)

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \\ &= 396920.5781 \text{ lb} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.97, hal. 242)

$$h_T = \frac{h_D + h_s}{2} = 4.587005856 \text{ in}$$

Moment  $M_T$ :

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 1820677.016 \quad \text{lb} \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 49188276.3 \quad \text{lb} \end{aligned}$$

$M_{\max} = M_a$  karena  $M_a > M_o$

c. **Perhitungan tebal flange**

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 12.85, hal. 242)

dimana :  $K = \frac{A}{B}$

$A =$  diameter luar flange  $= 250.982 \text{ in}$

$B =$  diameter luar shell  $= 240 \text{ in}$

$K = 1.04576$

Dari *Brownell & Young 12.22 hal. 238* dengan harga  $K = 1.04576$  didapat

harga  $Y = 44$

Sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}} = 29.2573 \approx 29$$

**d. Perhitungan Penyangga**

Penyangga dirancang untuk menahan beban kolom destilasi dan perlengkapannya. Beban-beban yang ditahan oleh kolom penyangga terdiri dari :

**a. Berat bagian shell**

- Berat shell
- Berat tutup

**b. Berat kelengkapan bagian dalam**

- Berat downcomer
- Berat tray

**c. Berat kelengkapan bagian luar**

- Berat pipa
- Berat attachment seperti nozzle, valve dan alat kontrol

**1. Perhitungan beban yang harus ditahan kolom penyangga**

**a. Berat shell**

$$\text{Tebal shell} = 2 \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$\text{Tinggi shell} = 513.1332 \text{ in}$$

$$\text{Keliling shell} = \pi \cdot d_o = 753.6 \text{ in}$$

$$\text{Luas shell} = \text{keliling} \times \text{tebal shell} = 1652.24 \text{ in}$$

$$\text{Volume shell} = \text{luas shell} \times \text{tinggi} = 847819 \text{ in}^3 = 490.636 \text{ ft}^3$$

$$\rho_{\text{steel}} = 501 \text{ lb/ft}^3$$

(Robert H. Perry & Cecil H. Chilton, *Chem. Eng. 's Handbook*, Edisi 5, tabel 3-120, hal. 3-90)

$$\begin{aligned} \text{Berat shell (Ws)} &= \text{Volume} \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 245962.29 \text{ lb} \end{aligned}$$

b. Berat tutup

$$\begin{aligned} W_{\text{di}} &= A \times t \times \rho_{\text{steel}} \\ &= 6,28 \times L \times h \end{aligned}$$

(Herman C. Hesse, *Process Equipment Design*, pers. 4-16, hal. 92)

Dimana :

$$W_d = \text{berat tutup standart dish (lb)}$$

$$A = \text{luas tutup standart dish (ft}^2\text{)}$$

$$t = \text{tebal tutup standart dish} = 4 \frac{3}{8} \text{ in} = 0.36 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{densitas} = 501.313 \text{ lb/ft}^3$$

$$R_c = \text{crown radius} = 180 \text{ in} = 15.00 \text{ ft}$$

$$h = \text{tinggi tutup standart dish (ha = hb)}$$

$$= 3.1692 \text{ ft}$$

Maka :

$$A = 298.5369 \text{ ft}^2$$

Sehingga berat satu tutup

$$W_{\text{di}} = 53865.43 \text{ lb}$$

Berat tutup total

$$W_{tu} = 2 W_{di} = 107730.9 \text{ lb}$$

c. Berat downcomer

Dipakai dasar perhitungan dengan downcomer tanpa aliran uap

$$\begin{aligned} \text{Luas downcomer} &= \frac{1}{4} \times \pi \times di^2 \\ &= \frac{1}{4} \times \pi \times 19.63^2 \\ &= 302.5/8 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \text{luas} \times \text{tebal} \\ &= 302.631 \times 0.36 \\ &= 108.922 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat satu plate} &= \text{volume} \times \rho \\ &= 108.922 \times 91.0065 \\ &= 9912.63 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat downcomer (Wd)} &= \text{jumlah plate} \times \text{berat 1 plate} \\ &= 44.1 \times 9912.63 \\ &= 437278.9539 \text{ lb} \end{aligned}$$

d. Berat tray

$$\text{Ditetapkan berat tray} = 25 \text{ lb/ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tray} &= A_c - A_o \\ &= 25.5410 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah tray} = 44.1 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat tray (Wtr)} &= n \times \text{luas tray} \times \text{berat tray} \\ &= 28167.4265 \text{ lb} \end{aligned}$$

Penyangga tray yang digunakan *equal angles*

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, App. G, hal. 358)

$$\text{Ukuran} = 4 \text{ " } \times 3 \text{ " } \times 5/8 \text{ "}$$

$$\text{Berat} = 13.6 \text{ lb/ft}$$

$$\text{Wpt} = 13.6 \text{ lb}$$

e. Berat larutan

$$\text{Wl} = V \times t \times \rho$$

$$V = \text{Volume larutan dalam kolom destilasi} = 423.748 \text{ ft}^3$$

$$\rho \text{ liquid} = 91 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka :} \\ &= 38563.77 \text{ lb} \end{aligned}$$

f. Berat pipa

Pipa yang ada mencakup untuk feed, uap, reboiler, kondensor dan bottom produk

$$\text{Ditetapkan } 2 \times \text{tinggi kolom destilasi} = 1026.27 \text{ in}$$

$$= 85.5222 \text{ ft}$$

$$\text{Diambil rata-rata pipa 4 in sch 40 dengan berat} = 10.79 \text{ lb/ft}$$

$$\text{Berat pipa (Wp)} = 922.78 \text{ lb}$$



## g. Berat attachment

Berat attachment meliputi nozzle, valve dan alat kontrol

$$W_a = 18 \% W_s$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.8, hal. 157)

$$= 44273.2123 \text{ lb}$$

Berat total yang harus ditopang penyangga :

$$W_{\text{total}} = W_s + W_{tu} + W_d + W_{tr} + W_{pt} + W_l + W_p + W_a$$

$$= 902899.3029 \text{ lb}$$

## 2. Perencanaan skirt support

Sistem penyangga yang digunakan adalah skirt support

Kolom secara keseluruhan terbuat dari carbon steel SA-240 grade S

$$\text{Tinggi support} = 43 + 20 = 63 \text{ ft} = 753.133 \text{ in}$$

Menentukan tebal skirt

*Stress karena angin*

$$f_{wb} = \frac{15,89 \times \left( \frac{D_o + D_i}{2} \right) \times H^2}{D_o^2 \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.20, hal. 183)

$$H = \text{tinggi skirt ke top kolom} = 51.163 \text{ in} = 46 \text{ ft}$$

$$f_{wb} = 1981.622836 \text{ /t}$$

\* *Stress dead weight*

$$f_{db} = \frac{\Sigma W}{\pi \times d_o \times t}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.6, hal. 183)

$$= 1198.114786$$

\* *Stress kompresi maksimum*

$$f_{c \max} = 0,125 \times E (t/d_o)$$

$$\text{Dimana : } E \text{ concrete} = 2E+06 \text{ psi}$$

$$f_{c \max} = 1E+03 \text{ t}$$

$$f_{c \max} = f_{wb} + f_{db}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.80, hal. 183)

$$t = 1.747154 \text{ in} = 0.1456 \text{ ft}$$

$$\text{jadi tebal skirt yang digunakan} = 0.1456 \text{ ft}$$

**3. Perhitungan bearing plate**Dari *Brownell & Young*, tabel 10.1 hal. 184 diperoleh :

$$f_c' = 3000 \text{ psi}$$

$$f_{c \max} = 1200 \text{ psi}$$

$$n = 10$$

$$f_s \text{ allowable untuk struktural steel skirt} = 20000 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter kolom} = 240 \text{ in}$$

Ditetapkan

$$\text{ID bearing plate} = 252 \text{ in} = 21 \text{ ft}$$

$$\text{OD bearing plate} = 1.25 \times \text{ID} = 315 \text{ in} = 26 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah chair} = 12 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah bolt} = 18 \text{ buah}$$

$$\text{Ukuran baut} = 2 \text{ in}$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, tabel 10.4, hal. 188)

$$\text{Luas bolt} = 2.3 \text{ in}^2$$

$$P_w = 0,0025 \times V_w^2$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 9.11, hal. 158)

Dimana :

$$P_w = \text{tekanan angin permukaan alat lb/ft}^2$$

$$V_w = \text{kecepatan angin} = 37.5 \text{ knot} = 43.1545 \text{ mph}$$

Maka :

$$P_w = 4.65579 \text{ lb/ft}^2$$

$$M_w = \frac{1}{2} \times P_w \times H^2 \times \frac{\text{ID} + \text{OD}}{2}$$

Dimana :

$$M_w = \text{bending moment pada puncak kolom (lb.ft)}$$

$$d_{\text{eff}} = \text{diameter efektif vessel} = (d_i + d_o)/2$$

$$H = \text{tinggi dari skirt ke top kolom}$$

Maka :

$$M_w = 1392240.726 \text{ lb.ft}$$

$$t_3 = \frac{(OD - ID)_{BP}}{2} = 31.5 \text{ in}$$

$$\text{Diperkirakan } f_c = 8E+02 \text{ psi}$$

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{f_s}{n + f_c}\right)} = 0.40299$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.3, hal. 184)

$$\begin{aligned} F_c (\text{bolt circle}) &= f_{c \max} \times \frac{2 \times K \times D_o}{2 \times K \times D_o + t_3} \\ &= 727.2727 < 1000 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.2, hal. 186

$$\text{Untuk harga } K = 0.402985 \text{ maka :}$$

$$C_c = 1.765 \qquad z = 0.416$$

$$C_t = 2.224 \qquad j = 0.784$$

Tensile Load (F) :

$$F_t = \frac{Mw - Wdw \times z \times d}{j \times d} = 259651 \text{ lb}$$

Dimana :

$$A = \text{root area} = 2.3$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.4, hal. 188)

$$d_{\text{bolt}} = 2 \text{ in}$$

$$\text{jumlah baut} = 10$$

$$t_1 = \frac{n \times A}{\pi \times t_3 \times 12} = 0.01938 \text{ in}$$

Relation ship pada tension side :

$$F_t = f_s \times t_1 \times r \times C_t$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.9, hal. 185)

$$f_s = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = 47816.5 \text{ lb}$$

$$F_t + Wdw - F_c = 0$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.27, hal. 186)

$$\begin{aligned} F_c &= F_t + Wdw \\ &= 1162550 \text{ lb} \end{aligned}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc) :

$$F_c = (t_2 + n.t_1) \times R \times f_c \times C_c$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.8, hal. 186)

$$t_2 = t_3 - t_1 = 31.48062 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} f_c &= \frac{F_c}{(t_2 + n.t_1) \times r \times C_c} \\ &= 165.04 \text{ psi} \end{aligned}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{f_s}{n + f_c}\right)} = 0.00365$$

(Brownell & Young, *Process Equipment Design*, pers. 10.3, hal. 184)

Untuk harga K = 0.003647 maka :

$$C_c = 0.6 \qquad z = 0.49$$

$$C_t = 3.008 \qquad j = 0.76$$

Tensile Load (F) :

$$F_t = \frac{Mw - Wdw \times z \times d}{j \times d}$$

$$= 615699.0373 \text{ lb}$$

Relation ship pada tension side :

$$f_s = \frac{F_t}{t_1 \times r \times C_t} = 83832.7 \text{ psi}$$

$$F_c = F_t + Wdw = 1518598 \text{ lb}$$

Kompresive stress sesungguhnya pada bolt circle (fc) :

$$f_c = \frac{F_c}{(t_2 + nt_1) \times r \times C_c}$$

$$= 126.50 \text{ psi}$$

Pengecekan harga k

$$K = \frac{1}{\left(1 + \frac{f_s}{n + f_c}\right)} = 0.00163$$

$$\% \text{ penyimpangan} = 55.4\%$$

$$f_{c \max} = f_c \text{ bolt circle} \times \frac{2 \times K \times d + t_3}{2 \times K \times d}$$

$$= 142.3111 < 1000 \text{ psi (memenuhi)}$$

Menghitung tebal bearing plate

$$l = \frac{OD - ID}{2} \times 12 = 31.5 \text{ in}$$

$$t_4 = 1.4 \sqrt{3fc / f \text{ allow}} = 4.60231 \approx 4.6 \text{ in}$$

Jadi tebal bearing plate adalah = 4.6 in

Menghitung jarak gusset (b) dengan menggunakan 24 gusset sehingga,

$$b = 3.14 \times Do \times 12/24$$

$$= 41.2125 \text{ in}$$

$$l/b = 0.8$$

Dari *Brownell & Young*, tabel 10.3 hal 187 didapatkan :

$$\begin{aligned} M_{\max} = M_y &= -0.1954 fc \times l^2 \\ &= -27592.07 \text{ in lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_5 &= \sqrt{6 M_{\max} / f \text{ allow}} \\ &= 2.877086 \approx 2 \frac{7}{8} \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi tebal compression plate adalah 2 7/8 in

$$t_6 = \frac{3}{8} \times t_5 = 11.8125 \approx 11 \frac{3}{4} \text{ in}$$

Maka tebal gusset = 11 3/4 in

#### 4. Dimensi anchor bolt

$$\text{Panjang} = 24 \text{ in}$$

$$\text{Diameter} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah} = 8 \text{ buah}$$

### 5. Dimensi pondasi

Pondasi terdiri dari beban dengan kandungan air 6 US gal per 94 lb sak semen (dari *Brownell & Young*, tabel 10.1, hal. 184)

Beban total yang harus ditahan pondasi :

Berat beban bejana total

Berat kolom penyangga

Berat base plate

Ditentukan :

- 1 Masing-masing kolom penyangga diberi pondasi
- 2 Spesifikasi pondasi didasarkan atas berat beban setiap kolom penyangga pada sistem pondasi
- 3 Spesifikasi semua penyangga sama

Data :

$$\begin{aligned} \text{Beban yang ditanggung tiap kolom penyangga} &= W_{\text{total}} / 4 \\ &= 225725 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\text{Beban tiap penyangga} = \text{berat} \times \text{tinggi} = 35 \text{ lb/in} \times 753.133$$

$$\begin{aligned} &= 26359.66372 \text{ lb} \\ \text{Berat total : } W &= 252084 \text{ lb} \end{aligned}$$

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap sebagai gaya vertikal berat total

kolom, sedangkan bidang kerja dianggap bujur sangkar dengan



perencanaan ukuran :

$$\begin{aligned} \text{Luas tanah untuk atas pondasi} &= \text{Luas pondasi atas} \\ &= 800 \times 800 \\ &= 640000 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tanah untuk dasar pondasi} &= \text{luas pondasi bawah} \\ &= 1200 \times 1200 \\ &= 1440000 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 120 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas rata-rata (A)} &= \frac{1}{2} \times (800^2 + 1200^2) \\ &= 1040000 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pondasi (V}_p) &= A \times t = 124800000 \text{ in}^3 \\ &= 72222.22222 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Densitas untuk gravel} = 126 \text{ lb/ft}^3$$

(Perry's 5<sup>th</sup> tabel 3-120 hal. 3-90)

Maka :

$$W_{\text{pondasi}} = V \times \rho = 9100000 \text{ lb}$$

Tanah atas pondasi berupa cement sand & gravel dengan minimum safe

bearing power = 5 ton/ft<sup>3</sup> dan maksimum safe bearing power

$$= 10 \text{ ton/ft}^3$$

(Hesse, tabel 12.2 hal. 224)

Berat total keseluruhan :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{total}} &= W + W_{\text{pondasi}} \\
 &= 9,352,084.5 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Tekanan dari sistem pondasi terhadap luas tanah (P)

$$P = \frac{W_{\text{total}}}{A} = 8.99239 \text{ lb/in}^2$$

Acuan harga safety didasarkan pada minimum bearing power yaitu :

5 ton/ft<sup>3</sup> Kemampuan tanah menahan tekanan sebesar :

$$P = 5 \text{ ton/ft}^3 = 77.8 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan pondasi terhadap tanah = 9 lb/in<sup>2</sup> < 78 lb/in<sup>2</sup>

berarti pondasi dapat digunakan.

**Spesifikasi Kolom Destilasi :****1 Silinder**

Diameter dalam	:	235.62 in
Diameter luar	:	240 in
Tinggi	:	513.133 in
Tebal	:	2 3/16 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 240 grade S

**2 Tutup Atas dan Tutup Bawah**

Crown radius	:	240 in
Tinggi	:	38.0302 in
Tebal	:	4 3/8 in
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 240 grade S

**3 Tray**

Jumlah Tray	:	44 Buah
<i>Tray spacing</i>	:	10 in
Susunan Pitch	:	Segitiga
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 240 grade S

**4 Downcomer**

Lebar (Wd)	:	8.8862 in
Luas	:	302.631 in <sup>2</sup>
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 240 grade S

**5 Nozzle**

Diameter Nozzle feed masuk	:	4	in
Diameter Top Kolom	:	6	in
Diameter Refluks Kondensor	:	2	in
Diameter Bottom Kolom	:	4	in
Diameter Uap Reboiler	:	3	in

**6 Flange dan Gasket**

Diameter Flange	:	250.982	in
Tebal Flange	:	29	in
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 240 grade S	
Lebar Gasket	:	1/2	in
Diameter Gasket	:	243.35	in
Bahan konstruksi	:	High Alloy Steel SA 336 Grade F8 type 304	

**7 Baut**

Ukuran Baut	:	2	in
Bolting minimal	:	405	Buah
Diameter Bolt Circle	:	246.98	in
Bahan konstruksi	:	High Alloy Steel SA 336 Grade F8 type 304	

**8 Skirt Support**

	Tinggi	:	551.163 in
	Tebal	:	1.74715 in
	Bahan konstruksi	:	High Alloy Steel SA 336 Grade F8 type 304
9	<b>Bearing Plate</b>		
	Type	:	Single Ring Bearing plate with Gussets
	Diameter Dalam	:	252 in
	Tebal bearing plate	:	4.60231 in
	Jumlah gusset	:	24 Buah
	Tebal gusset	:	1 1/4 in
	Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA 240 grade S
10	<b>Anchor Bolt</b>		
	Panjang	:	24 in
	Diameter	:	4 in
	Jumlah	:	8 buah
11.	<b>Pondasi</b>		
	Luas pondasi atas	:	640000 in <sup>2</sup>
	Luas pondasi bawah	:	1440000 in <sup>2</sup>
	Tinggi Pondasi	:	120 in
	Bahan konstruksi	:	Cement, Sand dan Gravel

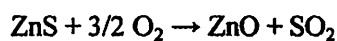
**Desulphurizer**

Nama alat = *Desulphurizer*  
 Kode alat = D-110  
 Fungsi = Menghilangkan kandungan gas H<sub>2</sub>S pada *feed* gas alam sampai kurang dari 0,1 ppm.

Prinsip kerja :

*Desulphurizer* merupakan tempat untuk menghilangkan kandungan gas H<sub>2</sub>S sehingga kandungan gas H<sub>2</sub>S pada umpan gas alam kurang dari 0,1 ppm, dengan menggunakan katalis ZnO. Bahan baku berupa gas alam dimasukkan ke dalam kolom kemudian yang akan dikontakkan dengan katalis ZnO. Gas alam dengan kandungan H<sub>2</sub>S kurang dari 0,1 ppm akan keluar dari bagian atas kolom, sedangkan H<sub>2</sub>S terserap dalam katalis. Untuk menghemat penggunaan katalis maka dilakukan regenerasi ZnO, dimana ZnO sendiri memiliki ketahanan pakai hingga 40 tahun []. Regenerasi dilakukan dengan mengkontakkan ZnO yang telah jenuh dengan komponen sulfur dengan udara panas dengan suhu 871,1 - 1093,3 °C dalam sebuah reaktor fluidized bed.

Reaksi yang terjadi pada proses regenerasi ini sebagai berikut.



Dalam praktiknya, digunakan dua buah reaktor yang berfungsi bergantian selama proses, yaitu untuk proses desulfurisasi dan regenerasi ZnO.

**Kondisi Operasi**

Suhu gas alam masuk	=	351.9 C	=	665.42 °F
Tekanan gas alam masuk	=	24.67 atm		
Fase	=	Gas		
Rate gas alam masuk	=	42151.8336 kg/jam		
	=	92928.9018 lb/jam		
$\rho$ campuran gas	=	17.03 kg/m <sup>3</sup>	=	1.0631 lb/ft <sup>3</sup>

**Direncanakan :**

Tipe	:	Tutup berbentuk standard dished head.
Perlengkapan	:	Sparger
Bahan konstruksi	:	SA 240 grade S type 304
Allowable stress (f)	:	14834.5 lb/in <sup>2</sup>
Jenis pengelasan (E)	:	0.8
Faktor korosi (c)	:	1/16
Volume ruang kosong	:	40% bejana

**Perhitungan Perancangan****Menghitung Waktu Operasi**

Diketahui dari Appendiks A, kondisi umpan masuk desulphurizer sebagai berikut.

Komponen	kgmol/jam	BM	kg/jam	fraksi mol
CH <sub>4</sub>	298.5858	16.04	4789.3167	0.25
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2.3887	30.07	71.8278	0.002
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.3887	44.12	105.3889	0.002
n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3.583	58.12	208.2457	0.003

n-C5H12	2.9859	72.15	215.4297	0.0025
CO2	796.0298	44	35025.3124	0.6665
H2S	5.9717	34.08	203.5161	0.005
N2	4.7774	28.02	133.862	0.004
H2O	77.6323	18.02	1398.9343	0.065
Total	1194.3433		42151.8336	1

## Komposisi katalis

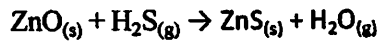
Komponen	kgmol/jam	BM	kg/jam
ZnO	485.671294	81.41	39538.5

## Komposisi produk keluar desulphurizer.

Komponen	kgmol/jam	BM	kg/jam	fraksi mol
CH4	298.5858	16.04	4789.3167	0.25
C2H6	2.3887	30.07	71.8278	0.002
C3H8	2.3887	44.12	105.3889	0.002
n-C4H10	3.583	58.12	208.2457	0.003
n-C5H12	2.9859	72.15	215.4297	0.0025
CO2	796.0298	44	35025.3124	0.6665
H2S	0.006	34.08	0.2035	0
N2	4.7774	28.02	133.862	0.004
H2O	83.5981	18.02	1506.4371	0.07
Total	1194.3434		42056.0238	1



Mekanisme reaksi desulphurizer sebagai berikut.



$$\text{ZnO} = 485.67 \text{ kgmol/jam}$$

$$\text{H}_2\text{S} = 5.9717 \text{ kgmol/jam}$$

$$V_o \text{ (rate volumetrik)} = 2475 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$X_a = 0.99$$

$$T = 351.9 \text{ C} = 625.05 \text{ K}$$

	ZnO	+	H <sub>2</sub> S	→	ZnS	+	H <sub>2</sub> O
mula-mula	485.67		5.9717				
berubah	485.67		5.912		485.67		485.67
sisanya	0		0.0597		485.67		485.67

Komposisi	X <sub>a</sub> = 0	X <sub>a</sub> = 1
ZnO	485.671294	0
H <sub>2</sub> S	5.9717	0.059717
ZnS	0	485.671294
H <sub>2</sub> O	0	485.671294
Total	491.642994	971.402304

$$\Sigma A = \frac{\Sigma x_a = 1 - \Sigma x_a = 0}{\Sigma x_a = 1}$$

$$= 0.4939$$

$$\begin{aligned}\Sigma B &= \frac{\Sigma A \times C_{b_0}}{b \times C_{a_0}} \\ &= 0.0061\end{aligned}$$

**Harga Konstanta Kecepatan Reaksi**

$$\begin{aligned}k &= k_0^{-E/RT} \\ &= 0.0907\end{aligned}$$

**Waktu Tinggal**

$$\begin{aligned}X_B &= \frac{b \times C_{a_0} \times (1 - X_A)}{C_{b_0}} \\ &= 0.8133\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}C_A &= \frac{C_{a_0} \times (1 - X_A)}{(1 + \epsilon_A \times X_A)} \\ &= 3.2618\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}C_B &= \frac{C_{b_0} \times (1 - X_B)}{(1 + \Sigma_B \times X_B)} \\ &= 1.1095\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}-r_A &= k \times C_A \times C_B \\ &= 0.3282\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\tau &= \frac{C_{a_0} \times X_A}{-r_A} \\ &= 1464.79277\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t^* &= \frac{\tau}{(1 + \sum_A X_A)} \\
 &= 983.78 \text{ detik} = 0.2733 \text{ jam} \\
 \tau &= \frac{V}{V_o} \\
 V &= \tau \times V_o \\
 &= 0.2733 \text{ jam} \times 2475 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 676.348311 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 4.22 Ulrich ditetapkan fravoid volume (porositas) untuk gas 0.75 sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume fravoid friction} &= \epsilon \times V \\
 &= 0.75 \times 676.348311 \\
 &= 507.261233 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

#### Menghitung Dimensi Packed Bed Vessel

Diketahui :

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{ZnO}} &= 900 \text{ kg/m}^3 \\
 \rho_{\text{camp}} &= 17.03 \text{ kg/m}^3 \\
 \mu_{\text{camp gas}} &= 0.02788 \text{ cP} = 0.00002788 \text{ N s/m}^2 \\
 \text{flow rate gas} &= 0.6875 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{H}_2\text{S masuk} &= 203.5161 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

#### Menghitung Jumlah ZnO yang Dibutuhkan

Digunakan ZnO tipe SDS-101 dengan kapasitas penyerapan sebesar 30% berat pada suhu 350°C

$$\text{Kapasitas penyerapan} = 0.3 \text{ kg/kg}$$

$$\text{ZnO yang dibutuhkan} = 203.5161 \text{ kg/jam} \times \frac{0.2733 \text{ jam}}{0.3 \text{ kg/kg}}$$

$$= 185.384203 \text{ kg} = 408.702277 \text{ lb}$$

Berdasarkan Tabel 17.8 hal. 565, Walas, diketahui diameter partikel katalis

$$= 4.7625 \text{ mm} = 65.153 \text{ } \mu\text{m} = 0.1875 \text{ in}$$

Dengan  $d_p = 65.153 \text{ } \mu\text{m}$  dan beda densitas =  $882.97 \text{ kg/m}^3$  maka material berada di Grup A (berdasarkan Gambar 6.12, hal. 124, Walas)

**Velocity fluidisasi minimum (Pers. 6.133, hal. 126, Walas)**

$$\begin{aligned} V_{mf} &= \frac{0.0093 d_p^{1.82} (\rho_p - \rho_f)^{0.94}}{\mu^{0.88} \rho_f^{0.06}} \\ &= \frac{0.0093 \times 2\text{E-}08 \times 587.75}{9.8143\text{E-}05 \times 1.1854} \\ &= 0.00113057 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Dengan Persamaan 6.135 sebagai berikut.

$$\begin{aligned} Ar &= \rho (\rho_p - \rho) g d_p^3 / \mu^2 \\ &= \frac{17.03 \times 882.97 \times 9.81 \times 2.76562\text{E-}13}{7.77294\text{E-}10} \\ &= 52.4852559 \end{aligned}$$

**Menghitung Bilangan Reynold dengan Persamaan 6.134 sebagai berikut.**

$$\begin{aligned} Re_{mf} &= \sqrt{(27,2)^2 + 0,0408(Ar)} - 27,2 \\ &= 0.0393355 \end{aligned}$$

**Menghitung Velocity Bubbling Minimum**

$$\begin{aligned}
 v_{mb} &= 33 \text{ dp } (\rho/\mu)^{0,1} \\
 &= 33 \times 7\text{E-}05 \times 3.7896 \\
 &= 0.0081 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\frac{v_{mb}}{v_{mf}} = \frac{0.0081}{0.0011} = 7.2068$$

Dari Persamaan 6.138

$$\begin{aligned}
 \frac{v_{mb}}{v_{mf}} &= \frac{82\mu^{0,6} \rho^{0,06}}{\text{gdp}^{1,3} (\rho_p - \rho)} \\
 &= \frac{82 \times 0.0019 \times 1.1854}{9.81 \times 4\text{E-}06 \times 882.97} \\
 &= 5.74297634
 \end{aligned}$$

**Menghitung Voidage pada Bubbling Minimum (Pers. 6.139)**

$$\begin{aligned}
 \frac{\epsilon_{mb}^3}{1 - \epsilon_{mb}} &= 47,4 (\mu^2 / \text{gdp}^3 \rho_p^2)^{0,5} \\
 &= 47.4 \times \left( \frac{7.77294\text{E-}10}{9.81 \times 2.7656\text{E-}13 \times 810000} \right)^{0,5} \\
 &= 0.89145099 \\
 \epsilon_{mb} &= 0.6670578
 \end{aligned}$$

Asumsi : rasio velocity fluidisasi minimum adalah 25 sehingga,

$$\begin{aligned}
 v_f &= 25 \times v_{mf} \\
 &= 25 \times 0.0011 \\
 &= 0.0283 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

**Rasio Ekspansi Bed**

Dari Grafik 6.10c (Walas, hal. 121) diperoleh nilai  $R = 1.15$  maka rasio voidage sebagai berikut.

$$\frac{\epsilon_{mb}}{\epsilon_{mf}} = 25^{0.15}$$

$$= 1.6207$$

sehingga

$$\epsilon_{mf} = \frac{\epsilon_{mb}}{1.6207} = \frac{0.6670578}{1.6206566}$$

$$= 0.4116$$

**Rasio Level Bed**

$$\frac{L_{mb}}{L_{mf}} = \frac{1-\epsilon_{mf}}{1-\epsilon_{mb}} = \frac{0.5884}{0.3329} = 1.7673$$

**Fluktuasi dalam Bed**

Dari Grafik 6.10d (Walas, hal. 121) dengan  $dp = 0,12$  in diperoleh nilai  $m'$  sebesar 0.0167 sehingga :

$$r = \exp(m'(5-1))$$

$$= \exp 0.0668$$

$$= 1.0691$$

**Dimensi Bed dan Vessel**

$$D = \sqrt{\frac{0,6875}{0,0057 \times \left(\frac{\pi}{4}\right)}}$$

$$= 5.56651546 \text{ m} = 18.263 \text{ ft} = 219.151487 \text{ in}$$

**Tinggi Minimum Bubbling Bed**

$$L = \frac{185.3842028}{900 \times 0.3329 \times 0.785 \times 30.986}$$

$$= 0.0254 \text{ m}$$

Dari Grafik 6.10i, Walas hal. 122 diperoleh TD = 0.65 m sehingga koreksi tinggi bed adalah :

$$L_b = 0.0254 \times 1.0691$$

$$= 0.0272 \text{ m} = 0.0892 \text{ ft}$$

**Menghitung Tekanan Operasi**

$$P = 24.67 \text{ atm} = 362.55 \text{ psia} = 347.85432 \text{ psig}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \times (H - 1)}{144} \quad (\text{pers. 3.17, Brownell \& Young hal. 46})$$

$$= \frac{1.06315 \text{ lb/ft}^3 \times 71.621 \text{ ft}}{144}$$

$$= 0.52878 \text{ psia} = -14.171 \text{ psig}$$

$$P \text{ desain} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$= 347.854 + -14.171$$

$$= 333.683 \text{ psig}$$

**Ditetapkan**

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{SA 240 grade S tipe 304}$$

$$\text{Stress diizinkan (f)} = 14834.5 \text{ lb/in}^2 \quad (\text{Brownell \& Young, App D-4 hal. 342})$$

$$\text{Tipe pengelasan (E)} = \text{DWBJ} = 0.8 \quad (\text{Brownell \& Young, Tabel 13.2 hal. 254})$$

$$\text{Faktor korosi ('C)} = 1/16$$

### Menghitung Tinggi Vessel

$$V_L = V_1 + V_2$$

$$507.261233 = 0.0847.D^3 + \frac{\pi}{4} D^2 L_s$$

$$507.261233 = 14.609 + 24.324 L_s$$

$$492.65179 = 24.324 L_s$$

$$L_s = 20.254 \text{ m} = 66.448 \text{ ft}$$

### Tinggi tutup atas dan bawah

$$h_a = 0.169 \times D$$

$$= 0.169 \times 5.5665$$

$$= 0.9407 \text{ m} = 3.0864 \text{ ft}$$

$$h_a + h_b = 2 \times h_a = 1.8815 \text{ m} = 6.2$$

$$H = h_a + L_s + h_b = 1.8815 + 20.254 = 22.135 \text{ m}$$

$$= 72.621 \text{ ft}$$

### Menghitung Tebal Vessel

$$t_s = \frac{P \times D}{2(f.E - 0.6 P)} + C$$

$$= \frac{73127.1466}{23334.7803} + \frac{1}{16}$$

$$= 3.1963 \text{ in}$$



**Menghitung Do**

$$\begin{aligned}
 Do &= Di + 2ts \\
 &= 219.151487 + 6.3927 \\
 &= 225.544139 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Menghitung Tebal Tutup Atas**

$$\begin{aligned}
 th_a &= \frac{0,885 \times Pi \times r}{(f \times E - 0,1 \times Pi)} + C \\
 &= \frac{64717.5248}{11834.2317} + \frac{1}{16} \\
 &= 5.5312 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Menghitung Tebal Tutup Bawah**

$$\begin{aligned}
 th_a &= \frac{0,885 \times Pi \times r}{(f \times E - 0,1 \times Pi)} + C \\
 &= \frac{64717.5248}{11834.2317} + \frac{1}{16} \\
 &= 5.5312 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Menghitung Ukuran Nozzle**

Dalam perencanaan *desulphurizer* ini digunakan nozzle sebagai berikut.

A. Nozzle untuk pemasukan umpan.

$$\text{Aliran umpan} = 42151.8336 \text{ kg/jam} = 92927.9324 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan} = 1.067 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas umpan} = 0.02785 \text{ cp} = 0.06737194 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Rate volumetrik} = 87092.7201 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

**Menghitung  $N_{Re}$  aliran**

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{380 \times \rho \times q_{fm}}{3\mu} \\
 &= \frac{380 \times 1.067 \times 1451.54534}{0.08355} \\
 &= 7044207.918
 \end{aligned}$$

Karena nilai  $N_{Re} > 2100$  maka termasuk aliran turbulen.

Dari Gambar 14-2, hal. 498 (Peters and Timmerhaus) diperoleh nilai  $D_i$  optimum sebesar 5 inci.

Dengan menggunakan Apendiks K hal. 387 (Brownell & Young) diperoleh ukuran pipa standard sebagai berikut.

$$D_i = 5 \text{ in}$$

$$D_o = 5.563 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tebal pipa} &= \frac{D_o - D_i}{2} = \frac{5.563 - 5}{2} \\
 &= 0.2815 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan :

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{SA 240 grade S tipe 304}$$

$$\text{Stress diizinkan} = 14834.5 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 1/16$$

$$\text{Tekanan operasi} = 333.683096$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{D_i \times (P + f/30)}{2,3 f} + C \\
 &= \frac{5.000 \times 828.17}{34119.35} + \frac{1}{16} \\
 &= 0.1839 \text{ in (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Jadi, diameter pipa umpan masuk = 5S dapat digunakan.

B. Nozzle untuk pengeluaran produk.

$$\text{Aliran produk} = 42056.0238 \text{ kg/jam} = 92716.7101 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas produk} = 1.063 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas umpan} = 0.02791 \text{ cp} = 0.06752 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Rate volumetrik} = 87221.7404 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Menghitung  $N_{Re}$  aliran

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{380 \times \rho \times q_{fm}}{3\mu} \\
 &= \frac{380 \times 1.063 \times 1453.69567}{0.0837} \\
 &= 7013087.6680
 \end{aligned}$$

Karena nilai  $N_{Re} > 2100$  maka termasuk aliran turbulen.

Dari Gambar 14-2, hal. 498 (Peters and Timmerhaus) diperoleh nilai  $D_i$  optimum sebesar 5 inci.

Dengan menggunakan Apendiks A.5 hal. 892 (Geankoplis) diperoleh ukuran pipa standard sebagai berikut.

$$D_i = 5.000 \text{ in}$$

$$D_o = 5.563 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{tebal pipa} &= \frac{D_o - D_i}{2} = \frac{5.563 - 5.000}{2} \\ &= 0.2815 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan :

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{SA 240 grade S tipe 304}$$

$$\text{Stress diizinkan} = 14834.50 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 1/16$$

$$\text{Tekanan operasi} = 333.6831$$

sehingga :

$$\begin{aligned} t &= \frac{D_i \times (P + f/30)}{2.3 f} + C \\ &= \frac{5.000 \times 828.17}{34119.35} + \frac{1}{16} \\ &= 0.1839 \text{ in (memenuhi)} \end{aligned}$$

Jadi, diameter pipa umpan masuk 5 in dapat digunakan.

C. Nozzle untuk pengeluaran ZnS menuju regenerator.

Nozzle dibuat berdasarkan standard yang ada, yaitu 20 in (Brownell & Young, fig. 3.15, hal. 51, dengan data item 3, 4, 5 hal. 351)

Berdasarkan Gambar 12.2 (Brownell & Young, hal. 221) diperoleh dimensi pipa sebagai berikut.

$$\text{Ukuran pipa nominal (NPS)} = 20 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar flange (A)} = 27 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Ketebalan flange minimum	=	1 2/3	in
Diameter luar bagian yang menonjol ( R )	=	23	in
Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	=	20	in
Diameter hubungan pada alas (E)	=	22	in
Panjang ke dalam shell (L)	=	5 2/3	in
Diameter dalam flange (B)	=	19 1/4	in
Jumlah lubang baut	=	20	in
Diameter baut	=	1 1/8	in

#### D. Nozzle untuk pemasukan ZnO

Nozzle dibuat berdasarkan standard yang ada, yaitu 20 in (Brownell & Young, fig. 3.15, hal. 51, dengan data item 3, 4, 5 hal. 351)

Berdasarkan Gambar 12.2 (Brownell & Young, hal. 221) diperoleh dimensi pipa sebagai berikut.

Ukuran pipa nominal (NPS)	=	20	in
Diameter luar flange (A)	=	27 1/2	in
Ketebalan flange minimum	=	1 2/3	in
Diameter luar bagian yang menonjol ( R )	=	23	in
Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	=	20	in
Diameter hubungan pada alas (E)	=	22	in
Panjang ke dalam shell (L)	=	5 2/3	in
Diameter dalam flange (B)	=	19 1/4	in
Jumlah lubang baut	=	20	in
Diameter baut	=	1 1/8	in

**Menghitung Dimensi Sparger Gas**

$$\begin{aligned} \rho \text{ gas} &= 17.03 \text{ kg/m}^3 = 1.0631 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate Gas masuk} &= 42151.8336 \text{ kg/jam} = 92928.9018 \text{ lb/jam} \\ \text{Viskositas} &= 0.02788 \text{ cp} = 1.8735\text{E-}05 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

**Menentukan diameter sparger**

$$\text{Ukuran umum orifice} = 0.125 - 0.5 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih } d_o = 0.15 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas orifice} &= \frac{\pi \times d_o^2}{4} \\ &= 0.0177 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter sparger} &= 1/4 \text{ diameter tangki} \\ &= 54.788 \text{ in} = 4.566 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Menentukan Jumlah Lubang Sparger**

Untuk turbulensi  $N_{re} < 10000$  digunakan susunan lubang orifice segitiga sama sisi

dan berlaku rumus :

$$\frac{\text{Luas orifice}}{\text{Luas sparger}} = \frac{0.0965 \text{ in}^2}{n^2}$$

Trial  $n = 3$  maka

$$\begin{aligned} \text{Luas orifice total} &= \frac{\pi/4 \times \text{diameter sparger} \times 0.0965}{n^2} \\ &= 0.4611 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{\text{Luas orifice total}}{\text{Luas orifice}}$$

$$= 26.109 \approx 26$$

$$w_o = \frac{\text{Laju massa gas}}{\text{jumlah lubang}} = \frac{25.8136}{26} = 0.9887 \text{ lb/s}$$

Evaluasi  $N_{Reo}$

$$N_{Reo} = \frac{4 \times w_o}{\pi \times d_o \times \mu} = 1227.05731 < 10000 \text{ memenuhi}$$

Kecepatan rata-rata

$$U_o = \frac{w_o}{\rho} = \frac{0.9887 \text{ lb/s}}{1.0631 \text{ lb/ft}^3} = 1 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Pressure drop ( $\Delta P$ )

$$\Delta P = \frac{\rho \times (U_o/C_d)^2}{2 \times g_c}$$

dimana :  $C_d = 0.4$  untuk orifice menghadap ke atas

$$\Delta P = 0.0893 \text{ psi}$$

Dari Tabel 12.2 (Brownell & Young, hal. 221) diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle dan dipilih flange standard tipe welding neck dengan dimensi sebagai berikut.

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	5	10	1 5/16	7 5/16	6 7/16	5.56	3.5	5.05
B	5	10	1 5/16	7 5/16	6 7/16	5.56	3.5	5.05
C	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20	5 11/16	19 1/4

D	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20	5 11/16	19 1/4
---	----	--------	---------	----	----	----	---------	--------

**Keterangan**

- NPS : ukuran nominal pipa  
A : diameter luar flange, in  
T : tebal minimal flange, in  
R : diameter luar bagian yang menonjol, in  
E : diameter hubungan pada base, in  
K : diameter hubungan pada welding, in  
L : panjang hubungan, in  
B : diameter dalam flange, in

**Menghitung Penguat**

**Menghitung lubang maksimum tanpa penguat**

$$K = \frac{P \times D_o}{2 \cdot t \cdot f} = \frac{333.68 \times 225.5441}{94831.80303}$$

$$= 4/5$$

$$D_o \times t = 720.9126 \text{ in}^2$$

Dari Gambar 10.27 (Heese & Rouston) diperoleh lubang (diameter maksimum) = 5 in sehingga setiap lubang yang lebih besar dari 5 in memerlukan penguat.

A. Penguat untuk pemasukan umpan.

$$D_i \text{ nozzle} = 5 \text{ in}$$

$$P = 333.68$$



Dari Persamaan 10.30 (Heese & Rouston) diperoleh :

$$t = \frac{P \times D_i}{1,8 f} = \frac{1668.4155}{26702.100}$$

$$= 0.0625 \text{ in}$$

Luas penguat yang diperlukan :

$$A = (2.D_h - 2) \times t$$

$$= 0.4999 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat yang berbentuk cincin sehingga diameter luar penguat ( $D_o$ )

$$A = \frac{D_o^2 - D_h^2}{4}$$

$$D_o^2 = 26.999$$

$$D_o = 5.1961 \text{ in}$$

Jadi, digunakan diameter luar penguat nozzle sebesar 5.1961 in.

B. Penguat nozzle pengeluaran produk.

$$D_i \text{ nozzle} = 5 \text{ in}$$

$$P = 333.68 \text{ psig}$$

Dari Persamaan 10.30 (Heese & Rouston) diperoleh :

$$t = \frac{P \times D_i}{1,8 f} = \frac{1668.4155}{26702.100}$$

$$= 0.0625 \text{ in}$$

Luas penguat yang diperlukan :

$$A = (2.D_h - 2) \times t$$

$$= 0.4999 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat yang berbentuk cincin sehingga diameter luar penguat (Do)

$$A = \frac{Do^2 - Dh^2}{4}$$

$$Do^2 = 26.999$$

$$Do = 5.1961 \text{ in}$$

Jadi, digunakan diameter luar penguat nozzle sebesar 5.1961 in.

C. Penguat untuk pengeluaran katalis.

$$Di \text{ nozzle} = 20 \text{ in}$$

$$P = 333.68$$

Dari Persamaan 10.30 (Heese & Rouston) diperoleh :

$$t = \frac{P \times Di}{1,8 f} = \frac{6673.6619}{26702.100}$$

$$= 0.2499 \text{ in}$$

Luas penguat yang diperlukan :

$$A = (2.Dh - 2) \times t$$

$$= 9.4973 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat yang berbentuk cincin sehingga diameter luar penguat (Do)

$$A = \frac{Do^2 - Dh^2}{4}$$

$$Do^2 = 437.99$$

$$Do = 20.928 \text{ in}$$

Jadi, digunakan diameter luar penguat nozzle sebesar 20.928 in.

D. Penguat untuk pemasukan katalis.

$$D_i \text{ nozzle} = 20 \text{ in}$$

$$P = 333.68$$

Dari Persamaan 10.30 (Heese & Rouston) diperoleh :

$$t = \frac{P \times D_i}{1,8 f} = \frac{6673.6619}{26702.100} \\ = 0.2499 \text{ in}$$

Luas penguat yang diperlukan :

$$A = (2.D_h - 2) \times t \\ = 9.4973 \text{ in}^2$$

Digunakan penguat yang berbentuk cincin sehingga diameter luar penguat ( $D_o$ )

$$A = \frac{D_o^2 - D_h^2}{4}$$

$$D_o^2 = 437.99$$

$$D_o = 20.928 \text{ in}$$

Jadi, digunakan diameter luar penguat nozzle sebesar 20.928 in.

### Menghitung Sambungan Antartutup dengan Shell

Untuk mempermudah pemeliharaan dan perbaikan pada *desulphurizer* tutup vessel dihubungkan dengan bagian vessel dengan menggunakan sistem flange dan bolting.

#### A. Flange

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{SA 336 grade F8 tipe 304}$$

$$\text{Tensile stress minimum} = 75000$$

$$\text{Stress diizinkan} = 14834.5 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Tipe flange} = \text{Ring Flange Lobse Type}$$

### B. Bolting

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{SA 193 Grade B8 type 304}$$

$$\text{Tensile stress minimum} = 75000$$

$$\text{Stress diizinkan} = 8857.48 \text{ lb/in}^2$$

### C. Gasket

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{Solid Flat Metal Iron}$$

$$\text{Gasket faktor (m)} = 6.5$$

$$\text{Minimum design seating stress (Y)} = 26000$$

### **Menghitung Lebar Gasket**

Penentuan lebar gasket menggunakan persamaan 12.2 (Brownell & Young, hal. 226)

dimana :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \cdot m}{y - p(m + 1)}} = 1.0071 \text{ in}$$

$$d_i \text{ gasket} = d_o \text{ vessel} = 225.5441 \text{ in}$$

$$d_o \text{ gasket} = 227.1400 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} \\ &= 0.7979 \text{ in} = 0.8 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter rata-rata gasket (G)} &= d_o + \text{lebar gasket} \\ &= 228 \text{ in} \\ &= 227.9379 \text{ in} \end{aligned}$$

**Perhitungan Jumlah dan Ukuran Baut****Perhitungan Beban Baut****1. Beban supaya gasket tidak bocor ( $H_Y$ )**

$$W_{m_2} = H_Y = b \cdot \pi \cdot G \cdot y \quad \text{Pers. 12.88 (Brownell \& Young, hal. 240)}$$

Dari Gambar 12.12 (Brownell & Young, hal. 229) diperoleh lebar seating gasket

bawah :

$$\begin{aligned} b_o &= \frac{N}{2} \\ &= 2/5 \end{aligned}$$

Untuk  $b_o < 1/4$  maka  $b_o = 2/5 = 0.399$  in

$$H_Y = W_{m_2} = 7424071.74 \text{ lb}$$

**2. Beban tanpa tekanan ( $H_p$ )**

$$\begin{aligned} H_p &= 2 \cdot b \cdot \pi \cdot G \cdot m \cdot p \quad \text{Pers. 12.90 (Brownell \& Young, hal. 240)} \\ &= 1238643.62 \text{ lb} \end{aligned}$$

**3. Beban baut karena *internal pressure* (H)**

$$\begin{aligned} H &= \frac{\pi \times G^2 \times p}{4} \quad \text{Pers. 12.89 (Brownell \& Young, hal. 240)} \\ &= 13609331.9187 \text{ lb} \end{aligned}$$

**4. Total berat pada kondisi operasi**

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \\ &= 14847975.5397 \text{ lb} \end{aligned}$$

Karena  $W_{m1} > W_{m2}$  maka yang mengontrol adalah  $W_{m1}$ .

**Perhitungan Luas Bolting Minimum Area**

$$A_m = \frac{Wm_2}{f_b} \quad \text{Pers. 12.93 (Brownell \& Young, hal. 240)}$$

$$= \frac{7424071.7411}{8857.48} = 838.1697 \text{ in}^2$$

Dari Tabel 10.4 (Brownell & Young, hal. 188) dilakukan trial ukuran baut berikut.

$$\text{Ukuran baut} = 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Root area} = 1.744 \text{ in}^2$$

$$\text{Jmlh bolting minimum} = \frac{A_m}{\text{root area}} = 480.601917 \approx 481$$

Diketahui dari Tabel 10.4 (Brownell & Young, hal. 188) data-data sebagai berikut.

$$\text{Bolt spacing (Bs)} = 3 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Minimum radial distance (R)} = 2 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Edge distance (E)} = 1 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Bolting circle diameter (C)} = \text{di vessel} + 2(1,4159 \cdot g_o + R)$$

$$\text{dimana : } g_o = \text{tebal vessel} = 3 \frac{1}{5} \text{ in}$$

$$\text{maka } C = 232.7028 \text{ in}$$

Evaluasi lebar gasket (cara trial)

$$\text{Lebar gasket} = \frac{N \times B_s}{\pi}$$

$$= 573.9673 \approx 574 \quad \text{trial memenuhi}$$

Diameter luar flange :

$$\begin{aligned} d_o &= C + 2E \\ &= 236.2028 \text{ in} \end{aligned}$$

Evaluasi lebar gasket :

$$\begin{aligned} A_b \text{ actual} &= \text{jumlah bolt} \times \text{root area} \\ &= 838.1697 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{A_b \text{ actual} \times F}{2 \times \pi \times Y \times G} \\ &= 1.6891 > 0.8 \text{ (lebar gasket)} \end{aligned}$$

**Perhitungan Moment**

Untuk keadaan tanpa bolting up (tanpa tekanan dalam)

$$\begin{aligned} W &= \frac{(A_b + A_m) \times F_a}{2} && \text{Pers. 12.94 (Brownell \& Young, hal. 242)} \\ &= 7424071.74 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak radial dari beban gasket terhadap bolt circle (hg)

$$hg = \frac{C - d_i}{2} = 6.7757 \quad \text{Pers. 12.101 (Brownell \& Young, hal. 242)}$$

Moment flange (Ma)

$$M_a = hg \times W = 50303121.8997 \text{ lb in}$$

Dalam keadaan operasi :

$$W = W_{m_1} = 14847975.5397 \text{ lb}$$

Moment & force pada daerah dalam flange ( $H_D$ )

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p \quad \text{Pers. 12.96 (Brownell \& Young, hal.242)}$$

dimana :

$$B = \text{diameter luar vessel} = 225.5441 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan operasi} = 333.6831 \text{ psig}$$

$$H_D = 13324991.9830 \text{ lb}$$

Radial bolt circle pada aksi  $H_D$

$$h_D = \frac{C-B}{2} = 3.5794 \text{ in}$$

Moment  $M_D$

$$M_D = H_D \times h_D \quad \text{Pers. 12.96 (Brownell \& Young, hal. 242)}$$

$$= 47694837.7783 \text{ lb in}$$

$$h_G = W - H \quad \text{Pers. 12.98 (Brownell \& Young, hal. 242)}$$

$$= 14847975.5397 - 13609331.9187$$

$$= 1238643.6210 \text{ lb}$$

$$M_G = h_G \times h_D \quad \text{Pers. 12.98 (Brownell \& Young, hal. 242)}$$

$$= 1238643.6210 \times 3.5794$$

$$= 4433541.62 \text{ lb in}$$

$$H_T = H - H_D \quad \text{Pers. 12.97 (Brownell \& Young, hal. 242)}$$

$$= 13609331.9187 - 13324991.9830$$

$$= 284339.9357 \text{ lb}$$

$$h_T = \frac{h_D + h_G}{2} = 5.1775 \text{ in}$$



Moment  $M_T$

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \\ &= 284339.9357 \times 5.1775 \\ &= 1472174.338 \text{ lb in} \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi :

$$\begin{aligned} M_o &= M_D + M_G + M_T \\ &= 53600553.7385 \text{ lb in} \end{aligned}$$

$M_{\max} = M_a$  karena  $M_a > M_o$

**Perhitungan Tebal Flange**

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}} \quad \text{Pers. 12.85 (Brownell \& Young, hal. 242)}$$

$$\text{dimana : } K = \frac{A}{B}$$

$$A = \text{diameter luar flange} = 236.2028 \text{ in}$$

$$B = \text{diameter luar vessel} = 225.5441 \text{ in}$$

$$K = 1.0473$$

Dari Gambar 12.22 (Brownell & Young, hal. 238) dengan  $k = 1.0473$

diperoleh harga :

$Y = 64$  sehingga tebal flange :

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M_{\max}}{f \times B}} = 31.02 \approx 31 \text{ in}$$

### Perhitungan Las Nozzle terhadap Dinding Tutup

Las nozzle untuk umpan masuk

Digunakan pipa 20 in Sch 40 dengan tebal  $n = 0.375$  in

Tebal vessel  $= 3.1963$  in

Untuk  $t$  dan  $n < 0.375$  in

Dan  $n > t$  maka  $(t_1 + t_2)_{\min} = 1,25 t + 0,1 n$

$(t_1 + t_2)_{\min} = 4.0329 \approx 4$

### Sistem Penyangga

Sebagai penyangga digunakan lugs dan peletakan unit berada di luar ruangan

$$l = \text{panjang kolom penyangga} = 0,5 H + 2,5 \text{ ft}$$

$$= 38.81 \text{ ft}$$

#### Menentukan Pw (Total Beban Angin)

$$P_w = 0,0025 \times V_w^2$$

$$V_w = \text{kecepatan angin} = 17.5 \text{ knot} = 20.139 \text{ mph}$$

$$P_w = 1.0139 \text{ lb/ft}^2$$

#### Menentukan Total Berat Reaktor

##### 1. Berat tutup reaktor

$$\text{Tinggi tutup} = 3.0864 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter vessel (di)} = 18.263 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal tutup} = 5.5312 \text{ ft}$$

$$\rho \text{ bahan konstruksi} = 501.31 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume tutup} = 0,000049 \times di^3$$

$$= 0.2985 \text{ ft}^3 = 515.74 \text{ in}^3$$

##### 2. Berat tutup bawah dan atas ( $W_1$ )

$$W_1 = 2 \times \text{volume tutup} \times \rho \text{ bahan}$$

$$= 299.243333 \text{ lb}$$

##### 3. Berat dinding vessel ( $W_2$ )

$$\text{Tinggi vessel} = 72.621 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter vessel} = 18.263 \text{ ft} = 219.151487 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar vessel} = 18.795 \text{ ft} = 225.544139 \text{ in}$$

Volume dinding vessel

$$V = \frac{\pi \times (d_o^2 - d_i^2) \times L}{4}$$

$$= 1125.4164 \text{ ft}^3$$

Berat dinding vessel ( $W_2$ )

$$W_2 = \rho \times V$$

$$= 564185.761 \text{ lb}$$

4. Berat attachment meliputi nozzle, valve, dan alat pengendali.

$$W_a = 18\% W_s \quad \text{Pers. 9.8 (Brownell \& Young, hal. 157)}$$

$$= 101553.437 \text{ lb}$$

5. Berat katalis ZnO

$$\text{Berat katalis} = \text{berat katalis dalam vessel}$$

$$= 408.702277 \text{ lb}$$

Berat total ( $W_t$ )

$$W_t = W_1 + W_2 + W_3 + W_a + W \text{ katalis}$$

$$= 666447.1432 \text{ lb}$$

sehingga gaya yang bekerja pada leg :

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

$$= 0.3753 + 166611.786$$

$$= 166612.161 \text{ lb}$$

**Perhitungan Kolom Penyangga**

$$\text{Beban tiap kolom} = 166612.1611 \text{ lb}$$

$$l = 38.8104915 \text{ ft} = 465.725898 \text{ in}$$

Mencari Ukuran Penyangga (I beam) dengan cara trial.

$$\text{Ukuran I beam} = 15 \text{ "}$$

$$\text{Berat} = 50 \text{ lbs}$$

$$A_{1-1} = 14.59 \text{ in}^2$$

$$I_{1-1} = 481.4 \text{ in}^4$$

$$r_{1-1} = 5.74 \text{ in}$$

$$\frac{l}{r} = \frac{465.725898}{5.74} = 81.137$$

Karena  $l/r > 60$  maka

$$f_c = \frac{18000}{1 + \frac{(l/r)^2}{18000}}$$

$$= 13179.733$$

$$A = \frac{P}{f_c} = \frac{166612.161}{13179.733}$$

$$= 12.641543 \text{ in}^2 < A \text{ tersedia} \quad \text{memenuhi}$$

$$\Delta A = \frac{14.59 - 12.642}{12.64154301} \times 1$$

$$= 15.413 \%$$

**OK**

Nilai A yang dihitung < A yang tersedia dan  $\Delta A$  berada pada *range* 10-20% maka ukuran I beam = 15 telah memenuhi.

**Perhitungan Base Plate**

Luas base plate (A)

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

Digunakan beton sebagai pondasi ( $f_c = 600 \text{ lb/in}^2$ )

$$A = 277.686935 \text{ in}^2$$

Panjang dan lebar base plate

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

$$l = \text{lebar base plate} = 0,8 b + 2n$$

Dari Apendiks G item 2 (Brownell &amp; Young, hal 354) untuk ukuran 15 " diperoleh :

$$b = 5.64 \text{ in}$$

$$h = 15 \text{ in}$$

$$A = p \times l$$

$$277.686935 = 0.95 h + 2m \times 0.8 b + 2n \quad (\text{asumsi } m = n)$$

$$277.686935 = 14.25 + 2m \times 4.512 + 2m$$

$$4m^2 + 37,524m - 218,2698 = 0$$

Dengan menggunakan rumus abc maka :

$$m = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$m = 4.0598$$

sehingga :

$$\begin{aligned} p &= 0,95 h + 2m \\ &= 22.37 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} l &= 0,8 b + 2m \\ &= 12.632 \end{aligned}$$

Supaya  $A \text{ baru} > A$  maka diambil nilai yang terbesar, yaitu 22,370 atau

$12,632 < x < 22,370$  sehingga dipilih 15 maka :

$$A \text{ baru} = p \times l = 22.37 \times 15 = 335.54 \text{ in}^2 > A \text{ lama}$$

$$F \text{ baru} = \frac{P}{A \text{ baru}} = \frac{166612.161}{335.544} = 496.54 \text{ lb/in}^2 < f_c \text{ beton (600 lb.}$$

*memenuhi*

Mencari nilai m dan n :

$$p = 0,95 h + 2m$$

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

$$22.37 = 0,95 h + 2m$$

$$15 = 0,8 b + 2n$$

$$m = \frac{22.37 - 14.25}{2}$$

$$n = \frac{15 - 4.512}{2}$$

$$= 4.0598 \text{ in}$$

$$= 5.244 \text{ in}$$

Diambil harga terbesar, yaitu  $n = 5.244 \text{ in}$  sehingga tebal base plate :

$$t_{bp} = \sqrt{0,00015 \times P \times n^2}$$

$$= 1.4312 \text{ in} \approx 1.4 \text{ in}$$

**Menentukan ukuran baut.**

Jumlah baut yang digunakan,  $n = 6$  buah

Beban tiap baut,  $P = 27768.6935 \text{ lb}$

Stress tarik yang diizinkan,  $F_t = 12000 \text{ psi}$

maka

$$P_i = \frac{P}{n} = 4628.11559$$

$$A_{\text{ baut }} = \frac{P_i}{F_t} = 0.3857 \text{ in}^2$$

Dari Tabel 10.4 (Brownell & Young, hal. 188) diperoleh ukuran baut dengan dimensi sebagai berikut.

Ukuran baut	=	0.875 "
Bolt circle (BC)	=	9
Jarak radial minimum ( R )	=	1.25 "
Edge distance (E)	=	0.9375
Nut dimensions	=	1.4375
Radius fillet maksimum	=	0.375

#### Menghitung Dimensi Lug dan Guset

Dari Gambar 10.6 (Brownell & Young, hal. 191) diperoleh :

$$\begin{aligned} A &= \text{lebar lug} &= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\ & &= 9.875 \text{ in} \approx 9.9 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B &= \text{jarak antarguset} &= \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\ & &= 8.875 \text{ in} \approx 8.9 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \text{ ukuran baut}) \\ &= 9.125 \text{ in} \approx 9.1 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar lug atas} &= a &= 0,5 (L + \text{ukuran baut}) \\ & &= 5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Perbandingan tebal base plate} &= \frac{B}{L} \\ &= 1.775 \text{ in} \approx 1.8 \text{ in} \end{aligned}$$



Dari Tabel 10.6 (Brownell & Young, hal 192) diperoleh nilai  $\nu_1 = 0.042$

$$\begin{aligned} e &= 0,5 \text{ nut dimensions} \\ &= 0.7188 \text{ in} \end{aligned}$$

Bending moment maksimum sepanjang sumbu radial

$$M_Y = \frac{P}{4 \cdot \pi} \left[ (1 + \mu) \times \ln \frac{2l}{\pi e} + (1 - \nu_1) \right] \quad \text{Pers. 10.40 (Brownell \& Young, hal. 192)}$$

dimana :

$M_Y$  = bending moment maksimum sepanjang sumbu radial.

$P$  = beban maksimum bolt = 166612.161 lb

$\mu$  = Poisson's ratio (0,30 untuk steel) = 0.3

$l$  = panjang horizontal plate bawah = 9.1 in

$e$  = nut dimension = 0.7188 in

sehingga :

$$M_Y = 48753.148 \text{ lb}$$

Substitusi nilai  $M_Y$  ke persamaan 10.41 (Brownell & Young, hal. 193)

$$ts = \sqrt{\frac{6 \times M_y}{f_{\text{allow}}}}$$

dimana :  $ts$  = tebal horizontal plate

$$= 4.0653 \text{ in}$$

Dari Gambar 10.6 (Brownell & Young, hal. 191) diperoleh :

Tebal guset min =  $3/8 \times ts$

$$= 1.5245 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi guset} &= hg = A + \text{ukuran baut} \\
 &= 10.75 \text{ in} \approx 11 \text{ in} \\
 \text{Lebar guset} &= 9.9 \text{ in} \\
 \text{Tinggi lug} &= hg + 2ts \\
 &= 18.881 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Menghitung Dimensi Pondasi

#### Menghitung Beban Base Plate

$$W_{bp} = p \times l \times t \times \rho$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 W_{bp} &= \text{beban base plate} \\
 p &= \text{panjang base plate} = 22.37 \text{ in} \\
 l &= \text{lebar base plate} = 15 \text{ in} \\
 t &= \text{tebal base plate} = 1.4312 \text{ in} \\
 \rho &= \text{densitas bahan konstruksi} = 501.31 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

sehingga :

$$W_{bp} = 139.32 \text{ lb}$$

#### Menghitung Beban Kolom Penyangga

$$W_p = l \times A \times \rho \times f$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 W_p &= \text{beban kolom, lb} \\
 l &= \text{tinggi kolom} = 38.81 \text{ ft} \\
 \rho &= \text{densitas bahan konstruksi} = 501.31 \text{ lb/ft}^3 \\
 f &= \text{faktor korosi} = 3.4 = 0.2833
 \end{aligned}$$

sehingga :

$$W_p = 12845.2535 \text{ lb}$$

Beban total

Dianggap bahwa hanya ada gaya vertikal dari berat kolom itu sendiri yang bekerja pada pondasi maka diambil :

$$\text{Luas atas} = 80 \times 80 = 6400 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas bawah} = 80 \times 80 = 6400 \text{ in}^2$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 40 \text{ in}$$

Luas permukaan rata-rata (A)

$$A = 6400 \text{ in}^2 = 44.444 \text{ ft}^2$$

Menghitung Volume Pondasi

$$V = A \times t$$

$$= 148.15 \text{ ft}^3$$

Menghitung Berat Pondasi

$$W = V \times \rho$$

$$= 74268.5778 \text{ lb}$$

Menghitung Tekanan Tanah

Pondasi didirikan di atas cemented sand and gravel dengan daya dukung :

$$5 \text{ ton/ft}^3 < P < 10 \text{ ton/ft}^3$$

Kemampuan tanah menahan tekanan sebesar :

$$P = 153.1 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan pada tanah :

$$P = \frac{\text{berat pondasi} + \text{berat beban total}}{\text{luas tanah}}$$

$$= 115.736831 \text{ lb/in}^2 < 153.1 \text{ lb/in}^2 \quad \text{aman digunakan}$$

### **DIMENSI DESULPHURIZER**

- Fungsi = Menghilangkan kandungan gas H<sub>2</sub>S pada *feed* gas alam sampai kurang dari 50 ppm.
- Jenis = *Fluidized bed reactor*
- Bentuk = Silinder tegak
- Jumlah = 1 buah
- Kapasitas = 42151.8336 kg/jam
- Dimensi silinder :
- Diameter luar = 18.795 ft = 225.544139 in
  - Diameter dalam = 18.263 ft = 219.151487 in
  - Tebal vessel = 3.1963 in
  - Tebal tutup = 5.5312 in
  - Tinggi vessel = 72.621 ft = 871.451795 in
  - Bahan konstruksi = SA 240 grade S tipe 304
- Dimensi tutup atas dan bawah :
- Bentuk = *Standard dished head*
  - Tinggi = 3.0864 ft = 37.037 in
  - Tebal = 5.5312 in
- Dimensi nozzle :
- Ukuran pipa pemasukan umpan = 5 in
  - Ukuran pipa pengeluaran produk = 5 in

Ukuran pipa pengeluaran katalis = 20 in

Ukuran pipa pemasukan katalis = 20 in

**Dimensi sparger:**

Diameter sparger = 54.788 in

Luas orifice total = 0.4611 in<sup>2</sup>

Jumlah lubang = 26.109 buah

**Dimensi sambungan head dan vessel**

**Gasket**

Bahan = *Solid Flat Metal Iron*

Tebal = 3.1963 in

Lebar = 0.8 in

Diameter = 227.937863 in

**Flange**

Bahan = SA 336 grade F8 tipe 304

Tebal = 31 in

Diameter luar = 227.937863 in

Tipe flange = *Ring Flange Loose Type*

**Bolting**

Bahan = SA 193 grade B8 tipe 304

Ukuran = 1.75 in

Jumlah = 480.6 buah

Bolt circle diameter, C = 232.7 in

Bolt spacing, Bs = 3.75 in

Edge distance, E = 1.75 in

Minimum radial distanc = 2.25 in

Lug

Lebar = 9.875 in

Tebal = 4.0653 in

Tinggi = 18.881 in

Guset

Lebar = 9.875 in

Tebal = 1.5245 in

Tinggi = 10.75 in

Base plate

Panjang = 22.37 in

Lebar = 15 in

Tebal = 1.4312 in

Pondasi

Tinggi = 40 in

Luas atas = 6400 in<sup>2</sup>

Luas bawah = 6400 in<sup>2</sup>

## **BAB VII**

### **INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA**

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk 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, semi otomatis dan secara otomatis. Variabel-variabel yang dikendalikan umumnya adalah tekanan, temperatur, laju alir 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 memutus 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 pemilihan 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 indikator (PI) : Merupakan alat penunjuk tekanan.
3. Temperatur control (TC) : Merupakan alat pengontrol suhu.
4. Level control (LC) : Merupakan alat pengontrol tinggi permukaan cairan liquida.
5. Level indikator (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 (RC) : Merupakan alat pengontrol ratio bahan.

Jenis-jenis pengontrolan yang dilakukan adalah :

- Indikator : 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.
- Recorder : Alat yang digunakan untuk merekam hasil sensing atau bacaan dari instrumen indikator dan kontroler sehingga dapat diketahui efektivitas dan efisiensi dari proses tersebut.

Instrumentasi yang digunakan antara lain :

1. Temperature controller, yaitu suatu alat yang digunakan untuk mengatur suhu gas keluar dari peralatan, dimana sensor suhu diletakkan pada aliran masuk steam/ pendingin sehingga instrumentasi ini akan mengatur terbuka atau tertutupnya katup yang mengatur aliran steam pemanas/ pendingin.



2. **Temperature indicator**, yaitu suatu alat yang digunakan untuk menunjukkan suhu proses, dimana sensor diletakkan pada peralatan sehingga instrumentasi ini akan menunjukkan suhu proses dan kemudian akan dicatat oleh pekerja.
3. **Level indicator**, yaitu suatu alat yang digunakan untuk menunjukkan ketinggian liquida dalam peralatan, dimana sensor aras diletakkan pada bagian atas dan bawah dari peralatan sehingga instrumentasi ini akan menunjukkan tingkat ketinggian (volume) dari alat tersebut dan kemudian dicatat oleh pekerja.
4. **Level controller**, yaitu suatu alat yang digunakan untuk mengatur banyaknya liquida pada aliran keluar dari peralatan, dimana sensor aras ini diletakkan pada aliran keluar sehingga instrumentasi ini akan mengatur terbuka atau tertutupnya katup yang mengatur aras ini.
5. **Pressure indicator**, yaitu suatu alat yang digunakan untuk menunjukkan tekanan dalam peralatan dan aliran proses, dimana sensor diletakkan pada bagian atas peralatan dan aliran keluar proses sehingga instrumentasi ini akan menunjukkan tekanan peralatan dan kemudian dicatat oleh pekerja.
6. **Pressure controller**, yaitu suatu alat yang digunakan untuk mengatur tekanan gas keluar dari peralatan, dimana sensor tekanan diletakkan pada bagian atas peralatan dan aliran keluar proses sehingga instrumentasi ini akan mengatur terbuka atau tertutupnya katup yang mengatur tekanan.
7. **Flow controller**, yaitu suatu alat yang digunakan untuk mengatur aliran bahan baku yang masuk ke peralatan, dimana sensor diletakkan pada aliran proses sehingga instrumentasi ini akan mengatur aliran proses tersebut.
8. **Ratio controller**, yaitu suatu alat yang digunakan untuk mengatur besarnya aliran bahan baku yang masuk ke peralatan, dimana sensor diletakkan pada pengendali aliran bahan baku sehingga instrumentasi ini akan mengatur terbuka atau tertutupnya katup yang mengatur aliran bahan baku.

Pemasangan instrumentasi pada alat-alat proses yang terdapat pada pabrik metanol ini adalah :

**Tabel 7.1. Instrumentasi Pabrik Metanol**

No	Kode Alat	Nama Alat	Instrumentasi
1	D-110	Desulphurizer	PC, TI
2	G-111	Expander I	PC
3	E-112A	Heater I	TC
4	E-112B	Heater II	TC
5	E-112C	Heater III	TC
6	F-113	Storage natural gas	PI
7	D-120	Cryogenic Distillation	PC
8	E-121A	Cooler I	TC
9	E-121B	Cooler II	TC
10	D-122	Molecular Sieve Dryer	LI
11.	G-123	Compressor I	PC
12.	E-124	Cooler III	TC
13.	E-125	Condenser I	TC
14.	E-126	Re-boiler I	TC
15.	R-130	Methanol Synthesis Reactor	PI
16.	L-131	Pump I	-
17.	E-132	Heater IV	TI
18.	F-133	Storage of H <sub>2</sub> gas	PI
19.	D-140	Methanol Distillation	PC
20.	G-141	Expander II	PC
21.	D-142	Separator	LI
22.	L-143	Pump II	-
23.	E-144	Condenser II	TI
24.	E-145	Re-boiler II	TI

25.	L-146	Pump III	-
26.	L-147	Pump IV	-
27.	F-148A	Storage of Methanol	LI
28.	F-148B	Storage of Methane	LI

## 7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja pada suatu pabrik harus mendapatkan perhatian yang sangat 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, dengan demikian produktivitas dan efisiensi kerja akan meningkat.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata-mata ditujukan pada faktor manusianya saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Dengan terpeliharanya peralatan dengan baik maka peralatan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama.

Mengingat pabrik yang akan didirikan berhubungan langsung dengan bahan baku dan produk yang mudah terbakar serta bertaraf internasional, maka perlu adanya standard keselamatan yang khusus dibanding pabrik – pabrik lainnya. Sehingga dibutuhkan Health, Safety and Environment (HSE) Department untuk menangani segala masalah dan standard keselamatan pabrik. Departemen ini juga bertugas merancang standard baku keselamatan kerja dan karyawan yang telah distandarisasi secara nasional maupun internasional.

Standard baku tersebut disebut *Personal Protective Equipment* (PPE). Standard ini bertujuan untuk mengurangi frekuensi dan resiko kecelakaan terhadap karyawan, kontraktor, dan tamu seminimal mungkin. PPE juga menerapkan sistem manajemen komando di tiap lokasi pabrik sebagai bentuk sistem Departemen HSE yang bertugas untuk memastikan :

- a. Semua resiko dari bidang tugas, aktivitas, dan lingkungan kerja harus sesuai dan mematuhi persyaratan yang ditetapkan oleh PPE. Penilaian tingkat resiko pada tempat kerja di lakukan oleh personel yang memenuhi

persyaratan dan berkompeten untuk tugas ini dan harus disertai dengan regulasi tempat kerja dan kebutuhan peralatan keselamatan yang sesuai.

- b. Menandai area kerja yang mewajibkan penggunaan PPE dan menandai zona aman yang tidak membutuhkan PPE.
- c. Data lengkap mengenai tempat kerja yg membutuhkan PPE harus dilaporkan secara terperinci dan ditandatangani oleh Manager Operasional dan harus ditempelkan di tempat kerja yang dimaksud.
- d. Prosedur standard PPE ini harus diinformasikan kepada seluruh karyawan, tamu, dan kontraktor diseluruh tempat kerja. Seluruh karyawan, tamu, dan kontraktor harus mengetahui dan mematuhi semua peraturan yang berlaku. Demikian juga bagi kontraktor, harus ada pemahaman yang baik sebelum kontrak disepakati.
- e. Menjamin tersedianya FRC ( Fire Retardant Clothing ) atau baju tahan api, helm kerja, dan kacamata pelindung yang cukup bagi semua tamu yang memasuki area pabrik.
- f. Seluruh karyawan menerima training tentang PPE untuk dapat diaplikasikan di tempat kerja mereka.
- g. Menyediakan tempat penyimpanan dan pemeliharaan peralatan PPE.
- h. Semua kontrak kerja harus menjelaskan secara rinci sistem kerja PPE.
- i. Semua pimpinan sub departemen dan departemen harus memberi contoh kepada karyawan dengan memakai PPE setiap waktu di lokasi kerjanya.

Departemen HSE harus memastikan semua standard PPE dijalankan dengan baik dan dicatat pada lembar pengawasan. Setiap pelanggaran harus dilaporkan untuk kemudian di investigasi oleh senior manager. Modul kerja mengenai PPE berfungsi menjamin performa alat pelindung setiap saat. Segala bentuk laporan mengenai pelanggaran PPE dijamin kerahasiaannya. Karyawan harus mempelajari berbagai hal mengenai PPE yang berhubungan dengan lingkungan kerja. Mereka harus memastikan bahwa memahami secara menyeluruh, paham cara penggunaan, dan pemeliharaan. Dan bagaimana cara mendeteksi kerusakan dan butuh penggantian peralatan.

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 (gas alam) 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 adanya kebocoran gas alam 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 :

- Soda Extinguished untuk api jenis A,C dan D
- Dry Chemical Extinguished untuk api kelas A,B,C dan D

### **7.2.2. Bahaya Mekanik**

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku. Hal-hal yang diperhatikan untuk mencegah kecelakaan 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 mengopersikannya dengan aman.

### **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 dampak dari alat-alat seperti : absorber, dryer 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.

### 7.3. Spesifikasi Alat Keselamatan Kerja



Gambar.1. Alat Pelindung Diri

Tabel. 7. 2. Alat-alat Pelindung Diri (APD)

No.	Alat-alat pelindung	Fungsi	Aplikasi
1	Topi keselamatan (safety head)	Melindungi kepala terhadap : beturan, tertimpa benda yang jatuh, kejutan listrik maupun kemungkinan terkena bahan kimia.	Digunakan selama jam kerja didaerah instalasi pabrik



2	Pelindung mata (eye goggle)	Melindung mata terhadap : benda yang melayang, percikan, bahan kimia, dan cahaya yang menyilaukan.	Didaerah berdebu, memahat, mengebor, membubut, penanganan bahan kimia.
3	Alat pelindung muka	Melindungi muka dari dahi sampai batas leher.	<ul style="list-style-type: none"> <li>a. Warna kuning : untuk menangani bahan asam atau alkali.</li> <li>b. Warna abu-abu : tempat kerja yang ada pancaran panas.</li> </ul>
4	Pelindung telinga	Melindungi telinga terhadap kebisingan	<ul style="list-style-type: none"> <li>a. Ear plug : daerah dengan tingkat kebisingan sampai 95 dB.</li> <li>b. Ear muff : daerah dengan tingkat kebisingan dari 95.</li> </ul>
5	Pelindung pernapasan	Melindungi hidung dan mulut dari hal yang membahayakan	<ul style="list-style-type: none"> <li>a. Masker kain : daerah kerja terdapat debu ukuran lebih dari 10 mikron</li> <li>b. Masker dengan filter untuk debu : untuk menyaring ukuran debu rata-rata 0,6 mikron sebanyak 98%.</li> <li>c. Masker gas : daerah kadar oksigennya kurang.</li> </ul>
6	Sarung tangan	Melindungi tangan dari bahaya fisik, kimia dan listrik.	<ul style="list-style-type: none"> <li>a. Sarung tangan kulit : bekerja dengan benda kasar.</li> <li>b. Sarung tangan asbes : bekerja dengan benda panas.</li> <li>c. Sarung tangan katun : bekerja dengan peralatan oksigen.</li> </ul>

			<p>d. Sarung tangan karet : bekerja dengan bahan kimia, korosif dan iriatif.</p> <p>e. Sarung tangan listrik : bekerja dengan bahaya listrik.</p>
7	Sepatu pengaman	Melindungi kaki terhadap gangguan yang membahayakan	<p>a. Sepatu keselamatan : menghindari benda keras, luka bakar yang disebabkan bahan kimia yang korosif, tidak tertembus benda tajam dan tidak jatuh terpeleset oleh minyak atau air.</p> <p>b. Sepatu karet : Melindungi kaki terhadap bahan kimia yang berbahaya.</p> <p>c. Sepatu listrik : menghindari bahaya listrik.</p>
8	Baju pelindung	Melindungi seluruh bagian tubuh terhadap berbagai gangguan	<p>a. Tahan terhadap asam atau alkali.</p> <p>b. Tahan terhadap percikan pasir.</p>

**Tabel 7.3. Penanganan Bahan untuk Keselamatan Kerja**

No.	Bahan	Bahaya	Penanganan
1	Gas alam	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mudah terbakar</li> <li>• Beracun</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Jauhkan dari sumber api</li> <li>- Memasang alat pemadam api dan peralatan darurat</li> <li>- Segera ke daerah yang berudara segar bila gas terhirup</li> <li>- Beri bantuan pernafasan dengan oksigen</li> </ul>

2	Liquefied Natural Gas (LNG)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mudah terbakar</li> <li>• Beracun</li> <li>Mudah meledak</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Memasang alat pemadam api dan peralatan darurat</li> <li>- Menempatkan pada storage khusus</li> <li>- Hindarkan kontak dengan udara dan air</li> <li>- Menjaga suhu LNG -160 °C</li> </ul>
3	Methanol	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mudah menguap,</li> <li>• Api tidak berwarna,</li> <li>• Mudah terbakar</li> <li>• Beracun dengan bau yang khas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Memasang alat pemadam api dan peralatan darurat</li> <li>- Menempatkan pada storage khusus</li> <li>- Menyediakan ventilasi yang cukup</li> <li>- Mewajibkan pemakaian APD</li> </ul>
4	CuO	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Menyebabkan iritasi kulit</li> <li>• Debu dan kabut membahayakan mata</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Menempatkan pada storage khusus</li> <li>- Menyimpan pada tempat yang rapat</li> <li>- Membasuh dengan air pada bagian yang terkontak dengan bahan</li> <li>- Mengenakan APD yang sesuai</li> </ul>
5	Nitrogen	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Dapat menyebabkan sesak napas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Menyediakan ventilasi yang cukup</li> <li>- Menyediakan alat bantu pernapasan</li> </ul>
6	ZnO	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Mudah terbakar</li> <li>• Menyebabkan iritasi kulit</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Mewajibkan pemakaian APD yang sesuai.</li> <li>- Membasuh dengan air pada bagian yang terkontak dengan</li> </ul>

			bahan. - Memasang alat pemadam api dan peralatan darurat.
7	AI	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Debu dapat menyebabkan iritasi mata mekanis</li> <li>• Mengganggu saluran pernapasan bagian atas,</li> <li>• menyebabkan paru cedera, dapat berbahaya jika tertelan.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Menyediakan ventilasi yang cukup</li> <li>- Mewajibkan pemakaian APD yang sesuai.</li> <li>- Membasuh dengan air pada bagian yang terkontak dengan bahan.</li> <li>- Menyediakan alat bantu pernapasan</li> </ul>

#### 7.4. Dampak Lingkungan dan Penanganan Limbah

Pada pra rencana pabrik Methanol ini memiliki kepedulian terhadap lingkungan sekitarnya. Bentuk kepedulian tersebut antara lain rencana pengolahan lingkungan dan rencana pemantauan lingkungan. Limbah yang dihasilkan pabrik Methanol ini adalah :

##### Limbah Gas

Limbah gas yang dihasilkan pabrik ini adalah gas hidrokarbon yang berasal dari proses purification pada proses train. Semua gas hidrokarbon kering (tanpa H<sub>2</sub>O) dibakar di Dry Flare System.

## BAB VIII

### UTILITAS

Utilitas pada suatu pabrik adalah bagian suatu unit yang dapat menunjang suatu proses produksi utama, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas di dalam Pra Rencana Pabrik Methanol ini meliputi :

1. Unit penyediaan steam
2. Unit penyediaan air
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan baker
5. Unit Penyediaan Nitrogen

#### **Uraian Proses :**

Air dari sungai dialirkan dengan pompa (L-211) ke dalam bak sedimentasi (F-212). Kemudian dari bak sedimentasi dialirkan dengan menggunakan pompa (L-213) menuju bak skimmer (F-214). Dari bak ini air dialirkan dengan menggunakan pompa (L-215) menuju tangki *clarifier* (F-216) dan ditambahkan larutan alum ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ). Kemudian dari tangki *clarifier* dialirkan ke sand filter (F-218 A) dengan menggunakan pompa (L-217) yang setelah itu ditampung dalam bak penampung air bersih (F-218 B).

Air yang keluar dari bak penampung air bersih dibagi menjadi 3 aliran : untuk air sanitasi, air umpan boiler (penyediaan steam), dan air pendingin.

Pertama untuk air umpan boiler dimana dari bak penampung air bersih (F-218 B) dialirkan menuju kation exchanger (D-210 A) dengan menggunakan pompa (L-219) dimana resin yang digunakan Hidrogen exchanger ( $\text{H}_2\text{Z}$ ). Kemudian menuju anion exchanger (D-210 B) secara gravitasi. Setelah itu ditampung dalam bak air lunak (L-221) sebelum diproses lebih lanjut. Dialirkan menuju dearator (L-223) menggunakan pompa (L-222). Selanjutnya dialirkan ke boiler untuk diproses menjadi steam menggunakan pompa (L-225).

Sebagian air yang lain dari bak penampung air bersih ini dialirkan dengan menggunakan pompa (L-231) ke bak klorinasi (F-230) dan diberi desinfektan ( $\text{Cl}_2$ ). Selanjutnya dialirkan menuju bak air sanitasi (F-233) dengan menggunakan pompa (L-232) yang selanjutnya dapat digunakan sebagai air sanitasi.

Sebagian yang lain dialirkan dengan menggunakan pompa (L-241) ke bak air pendingin (F-242) Kemudian sebagian air ini dialirkan dengan menggunakan pompa (L-243) menuju *cooling tower* (F-240) yang kemudian akan diolah menjadi air pendingin untuk proses produksi. Dimana keluaran dari *cooling tower* ini akan ditampung juga dalam bak air pendingin (F-242).

### 1. Unit Penyediaan Steam

Unit penyediaan steam berfungsi untuk menyediakan kebutuhan steam, yang digunakan sebagai media pemanas pada proses ini. Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi sebagai berikut :

Tekanan = 500 kPa atm

Temperatur = 400 °C

Adapun kebutuhan steam tersebut digunakan sebagai media pada peralatan sebagai berikut :

**Tabel 8.1. Kebutuhan steam**

No.	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Heater I	11432,8655
2.	Heater II	15179,24214
3	Heater III	9778,8157
4	Heater IV	35626,1529
5	Heater V	6334,5634
6	Reboiler I	3179,5132
7	Reboiler II	140784,623
<b>Total</b>		<b>222.315,7758</b>

## 2. Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi kuantitas maupun kualitasnya. Segi kuantitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan kualitas air merupakan syarat air yang harus dipenuhi. Di dalam Pra Rencana Pabrik Methanol ini keperluan air digunakan untuk :

### a. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai pemanas pada heater dan reboiler. Kebutuhan steam dipenuhi dengan jalan menguapkan air dalam sebuah ketel (boiler). Untuk itu maka kesadahan air umpan ketel (*boiler feed water*) harus benar-benar diperhatikan dan diperiksa dengan teliti serta harus bebas dari kotoran yang mungkin akan mengganggu jalannya operasi pabrik.

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler (bahan baku pembuatan steam) yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler :

- Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
- Zat padat terlarut (suspended solid)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (*organic matter*)
- Silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak ketel (boiler). Persyaratan yang harus dipenuhi adalah air tidak mengandung kation-kation seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$  dan anion-anion seperti  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan  $\text{SO}_3^{2-}$ . Untuk itu diperlukan treatment secara lebih sempurna. Air umpan boiler mempunyai syarat sebagai berikut :

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Padatan terlarut (suspended solid) = 300 ppm
- Alkalinitas = 700 ppm
- Silika = 60 – 100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm

- Oksigen	= 0,007 ppm
- Kesadahan (hardness)	= 0
- Kekeruhan (turbidity)	= 175 ppm
- Minyak	= 7 ppm
- Residual fosfat	= 140 ppm

Syarat-syarat lain yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh berbuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa adalah :

- Kesulitan pembacaan tinggi permukaan dalam boiler
- Dapat menyebabkan percikan yang kuat yang menyebabkan adanya solid-solid yang menempel dan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam reboiler / heater

Kerak ini disebabkan garam-garam  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{SiO}_2$  dan  $\text{Al}_2\text{O}_3$ .

Kerak yang terbentuk akan menyebabkan :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran akibat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa boiler disebabkan keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan – bahan organik serta gas  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$  yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk pelindung anti korosi pada permukaan baja

Tetapi bila terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibatnya dengan hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadilah korosi

Proses pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan pertukaran ion-ion dalam demineralizer (*kation dan anion exchanger*). Mula-mula air bersih dilewatkan pada kation exchanger dengan menggunakan resin zeolit (hydrogen exchanger). Air yang bersifat asam kemudian dialirkan ke tangki



anion exchanger untuk menghilangkan anion yang tidak dikehendaki. Tangki anion exchanger menggunakan den-acidite .

Keluar dari tangki anion exchanger, air yang telah bebas dari ion-ion pengganggu dialirkan kedalam bak air lunak dan siap digunakan. Pemakaian resin yang terus menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari sifat kesadahan air umpan boiler yang dilakukan terus menerus. Jika terdapat kesadahan air umpan boiler , maka hal ini menunjukkan bahwa resin sudah jenuh dan perlu diregenerasi (setelah  $\pm$  22 jam).

Regenerasi hydrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asam klorida atau asam sulfat. Regenerasi De-acidite dilakukan dengan menggunakan larutan sodiumkarbonat atau caustiksoda. Setelah keluar dari demineralizer, air umpan boiler ditampung dalam tangki penampung umpan boiler. Kemudian dipompakan ke dalam deaerator untuk menghilangkan gas-gas impurities dari air umpan boiler dengan pemanasan steam. Keluar dari deaerator, air umpan boiler telah memenuhi syarat-syarat yang harus dipenuhi dan siap digunakan.

Kuantitas steam yang diperlukan dalam proses perhitungan menurut pemakaian setiap harinya dari masing-masing alat. Menurut perhitungan dari bab-bab sebelumnya, kebutuhan steam adalah sebagai berikut :

Dari tabel 8.1 keperluan steam sebesar 222.315,7758 kg/jam. Dan direncanakan banyaknya steam disediakan dengan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang sehingga kebutuhan steam sebesar 266.778,931 kg/jam dan dengan menghitung faktor evaporasi didapatkan kebutuhan air umpan boiler sebesar 274.675,5874 kg/jam.

#### **b. Air Sanitasi**

Air sanitasi digunakan oleh para karyawan dilingkungan pabrik untuk konsumsi, cuci, mandi, masak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Syarat-syarat yang harus dipenuhi :

##### **1. Syarat fisik**

- Suhu : Di bawah suhu kamar
- Warna : Tidak berwarna / jernih

- Rasa : Tidak berasa
- Bau : Tidak berbau
- pH : Netral

2. Syarat kimia

- Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak terlarut dalam air, seperti  $\text{PO}_4^{3-}$ , Hg, Cu dan sebagainya.
- Tidak beracun

3. Syarat bakteriologis

Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut; setelah proses penjernihan, air harus diberi desinfektan seperti khlor cair atau kaporit.

**Tabel 8.3. Kebutuhan Air Sanitasi**

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Kayawan	291,6667
2.	Laboratorium dan taman	145,8333
3.	Pemadam kebakaran dan cadangan	612,5000
<b>Total</b>		<b>1.050,0000</b>

**c. Air Pendingin**

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Hal ini disebabkan karena :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Tidak mudah terkondensasi

Air yang digunakan sebagai media pendingin pada peralatan dapat dilihat pada :

**Tabel 8.4. Kebutuhan Air Pendingin pada Peralatan**

No.	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	Cooler I	71.611,48
2.	Condensor II	33083,7013
3.	Sintesis Reaktor	15.504,8380
<b>Total</b>		<b>120.200,0193</b>

Dari tabel 8.2 air untuk keperluan pendingin sebesar 120.200,0193 kg/jam direncanakan banyaknya air pendingin yang disuplay adalah 20% berlebih, maka kebutuhan air pendingin adalah 144.240,0232 kg/jam.

Sebagai media pendingin, air harus memenuhi persyaratan tertentu, yaitu tidak mengandung :

- Kesadahan (hardness), dapat memberikan efek pembentukan kerak
- Besi, penyebab korosi
- Silika, penyebab kerak
- Minyak, penyebab terganggunya film corrosion inhibitor yang dapat menurunkan efisiensi perpindahan panas dan merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

Sehingga total kebutuhan air untuk Pabrik *Methanol* ini adalah :

**Tabel 8.5. Kebutuhan Total Air**

No.	Keperluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Air umpan boiler	274.675,5874
2.	Air sanitasi	1.050,00
3.	Air pendingin	144.240,0232
<b>Total</b>		<b>419.965,6106</b>

## 2. Unit Penyediaan Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik, direncanakan diperoleh dari PLN dan Generator. Tenaga listrik yang disediakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain – lain. Perincian kebutuhan listrik :

- ❖ **Kebutuhan listrik untuk proses**  
Total kebutuhan listrik untuk proses yaitu sebesar 3125,67Hp
  - ❖ **Kebutuhan listrik untuk daerah pengolahan air**  
Total kebutuhan listrik untuk daerah pengolah air adalah 136,5 Hp  
Sehingga total kebutuhan proses adalah  $3.262,17 \text{ Hp} = 2.438,4721 \text{ kW}$
  - ❖ **Kebutuhan untuk instrumentasi**  
Tenaga listrik yang dibutuhkan untuk instrumentasi 10% dari tenaga yang dibutuhkan untuk proses, maka kebutuhan listrik untuk instrumentasi adalah 243,8472 kW.
  - ❖ **Kebutuhan listrik untuk penerangan**
    - a. Penggunaan lampu merkuri 250 watt dengan lumen output 10.000  
Listrik yang dibutuhkan =  $183 \times 250 \text{ watt} = 45.750 \text{ W}$
    - b. Penggunaan lampu fluorescent 40 watt dengan lumen output 1960  
Listrik yang dibutuhkan =  $1439 \times 40 \text{ watt} = 57.560 \text{ W}$

Total kebutuhan listrik =  $(45.750 + 57.560) \text{ kW} = 103.310 \text{ W} = 103,31 \text{ kW}$
  - ❖ **Kebutuhan listrik untuk lain – lain**  
Kebutuhan listrik untuk lain–lain seperti pemakaian computer, mesin fotokopi, mesin fax, AC, lemari es, dan lain–lain sebesar 10 kW.  
Total kebutuhan listrik = 16,6667 kW  
Safety factor = 10% dari total kebutuhan listrik untuk lain-lain = 2.802,2960 kW  
Jadi total kebutuhan listrik = 3.082,5256 kW  
Jadi total kebutuhan listrik adalah 3.082,5256 kW, dimana listrik yang disuplai dari PLN sebesar 3.082,5256 kW. Sedangkan listrik yang disuplai generator hanya difungsikan apabila terjadi pemadaman oleh PLN sebesar 3.853,1570 kW.
- 4. Unit Penyediaan Bahan Bakar**
- Bahan bakar yang dibutuhkan oleh pabrik, yaitu pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah boil off LNG, pemilihan bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan – pertimbangan sebagai berikut :
- Boil off LNG adalah kandungan uap yang terdapat pada tangki produk LNG sehingga tidak perlu membeli bahan bakar lagi.

- Viskositasnya relatif rendah sehingga mudah mengalami pengabutan
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat

Sifat – sifat boil off LNG antara lain sebagai berikut:

- Flash point = min. 38 °C (100 °F)
- Densitas = 10,87 kg/m<sup>3</sup>
- Heating value = 1525,87 Btu/lb
- Viscositas = 0,00045 cp

Spesifikasi Generator :

Type	: AC generator 3 phase
Kapasitas	: 3.853,1570 kV.A, 220 Volt
Frekwensi	: 50/60 Hz
Effisiensi	: 80%
Jumlah	: 2 buah (1 cadangan)

Jadi kebutuhan bahan bakar untuk pabrik *Methanol* = 8.721.990,8L/hari

### 5. Unit Penyediaan Nitrogen Pendingin

Pendingin yang digunakan dalam Pra Rencana Pabrik *Methanol* adalah Nitrogen cair karena suhu produk keluar yang diinginkan berada jauh dibawah suhu kamar.

Sifat fisika Nitrogen :

- Berat molekul : 28,02
- Titik didih ( 1 atm) : -195,8 °C
- Titik beku (1 atm) : -209,86 °C
- Densitas gas (63,15 K) : 31,063 kmol/m<sup>3</sup>
- Spesifik gravity liquid : 1,026
- Temperatur kritis : 126,2°C
- Tekanan kritis : 34 bar
- Viskositas : 0,18534 cp

Sifat kimia Nitrogen :

- Tidak berbau
- larut dalam 95% ethyl alkohol

- sedikit larut dalam air

Penggunaan nitrogen sebagai pendingin karena :

1. Tidak beracun.
2. Tidak mudah terbakar pada kondisi operasi
3. Sesuai untuk kondisi operasi dari pabrik karena memiliki titik beku yang rendah.
4. Tidak korosif terhadap bahan konstruksi yang digunakan
5. Harganya murah

Kebutuhan Nitrogen pada pabrik *Methanol* dapat dilihat pada tabel berikut ini :

**Tabel 8.6. Total Kebutuhan Nitrogen Yang Perlu Di supply**

No	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1	Kondensor I	2.604,2490
2	Cooler II	60.915,4800
3	Cooler III	65.146,5
	<b>Total</b>	<b>128.666,2290</b>

Make up nitrogen pendingin sebesar 20 %, maka kebutuhannya :  
154.399,4748 kg/jam

## **BAB IX**

### **LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK**

#### **9.1. Lokasi Pabrik**

Dasar pemilihan 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 selanjutnya.

Oleh karena itu, perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi benar-benar memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi. Faktor-faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua.

##### **1. Faktor utama**

- a. Penyediaan bahan baku
- b. Pemasaran (*marketing*)
- c. Utilitas (bahan bakar, sumber air dan listrik)
- d. Keadaan geografis masyarakat.

##### **2. Faktor khusus**

- a. Transportasi
- b. Tenaga kerja
- c. Buangan pabrik dan pembuangan limbah
- d. Perpajakan dan asuransi
- e. Karakteristik dari lokasi
- f. Peraturan perundang-undangan

#### **9.1. 1. Faktor Utama**

##### **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 (*Marketing*)**

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 (*marketing area*)
- 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 :

**1. Air**

Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan untuk kebutuhan proses, air umpan boiler, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini air diambil dari 3 macam sumber, yaitu :

- Air sungai (sumber)
- Air kawasan
- Air PDAM

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
- Memperkirakan kebutuhan air yang mendukung industri termasuk untuk air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air yang tersedia untuk mencegah kebakaran.
- Memperhatikan efek pembuangan limbah dari aktivitas industri terhadap lingkungan sekitar terutama yang dapat menyebabkan kontaminasi terhadap air

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dari dua sumber : air sungai dan air laut. Air sungai diolah terlebih dahulu pada unit utilitas untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan dan digunakan untuk keperluan pabrik, sarana dan prasarana, serta disalurkan kepemukiman disekitar pabrik. Sedangkan air laut digunakan untuk pendinginan Propane.

## 2. Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan penting terutama sebagai motor penggerak selain penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan yang lainnya. Hal-hal yang harus diperhatikan :

- a. Ada tidaknya jumlah tenaga listrik yang tersedia didaerah itu.
- b. Harga tenaga listrik di daerah tersebut.
- c. Harga tenaga listrik dan bahan bakar dimasa yang akan datang.
- d. Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.

Sumber listrik diperoleh dari pembangkit listrik berbahan bakar batu bara dan generator, walaupun demikian tenaga generator diperlukan sebagai cadangan yang harus siap setiap saat terjadi hal-hal darurat. Bahan bakar digunakan untuk menghasilkan steam pada boiler dan sebagai bahan bakar untuk menggerakkan *generator* adalah fuel gas hasil boil off LNG.

### 3. Keadaan geografis dan masyarakat

Keadaan geografis dan masyarakat harus mendukung iklim industri untuk menciptakan kenyamanan dan ketentraman dalam bekerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan.

- Kesiapan masyarakat untuk menjadi masyarakat industri.
- 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, banjir, angin topan dan lain-lain.
- Keadaan tanah tempat pabrik berdiri yang dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan proses.
- Pengaruh produk yang dihasilkan maupun proses yang digunakan terhadap masyarakat lingkungan sekitar terutama untuk industri yang menghasilkan bahan berbahaya.
- Kemungkinan untuk perluasan dimasa yang akan datang.

Dengan memperhatikan beberapa faktor tersebut maka sebelum pendirian pabrik harus dilakukan survey area terlebih dahulu sehingga keberlangsungan dan masa depan pabrik dapat terjamin.

#### 9.1.2. 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 faktor-faktor yang ada, seperti berikut :

- Jalan raya yang dapat dilalui oleh kendaraan bermotor.
- Jalur kereta api.
- Adanya pelabuhan laut dan lapangan udara.
- Sungai atau laut yang dapat dilalui perahu atau kapal.
- Jarak sumber bahan baku maupun dengan daerah pemasaran.

**b. Tenaga kerja**

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan. Tingkat pendidikan dari masyarakat dan tenaga kerja juga mendukung pendirian pabrik ini. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam hal ini adalah :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia
- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut
- Karakteristik dari lokasi

**c. Buangan pabrik dan pembuangan limbah**

Apabila buangan pabrik (waste disposal) berbahaya bagi kehidupan disekitarnya, maka yang harus diperhatikan adalah :

- Cara menentukan bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah polusi atau efek samping dari polusi yang mungkin timbul.

Untuk pembuangan limbah industri harus memperhatikan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas, cair maupun padatan dengan memperhatikan ketentuan dari pemerintah.

**d. Perpajakan dan asuransi**

Masalah ini berkaitan dengan pemberian ijin dan sistem perpajakan di daerah pendirian pabrik tersebut. Hal-hal yang mempengaruhi antara lain :

- Pendapatan daerah tersebut
- Asuransi untuk pengangguran
- Monopoli perusahaan

**e. 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.

**f. 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

**g. 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.

Berdasarkan pertimbangan di atas dapat ditentukan bahwa pendirian pabrik Methanol ini layak didirikan di kawasan Paloh, Sajingan, Kabupaten Sambas.

Adapun pertimbangannya karena :

1. Tersedianya bahan baku

Disebabkan daerah yang berdekatan dengan kegiatan eksplorasi, sehingga memudahkan dalam penyediaan bahan baku, maka akan diadakanya pembangunan jalan maupun pipa-pipa.

2. Pemasaran

Produk Methanol yang dihasilkan akan didistribusikan melalui kapal maupun darat. Dengan didukung oleh daerah yang dekat dengan pelabuhan , sehingga memudahkan dalam pendistribusian produk.

3. Sarana Transportasi

Telah tersedia jalan raya yang memadai sehingga pengiriman barang keluar maupun ke dalam pabrik tidak mengalami kesulitan.

4. Penyediaan utilitas

Kawasan Paloh, Sajingan, Kabupaten Sambas terletak di dekat sungai dan laut sehingga dapat dijamin ketersediaan air untuk memenuhi semua kebutuhan pabrik dan masyarakat.

5. Tersedianya Tenaga Kerja

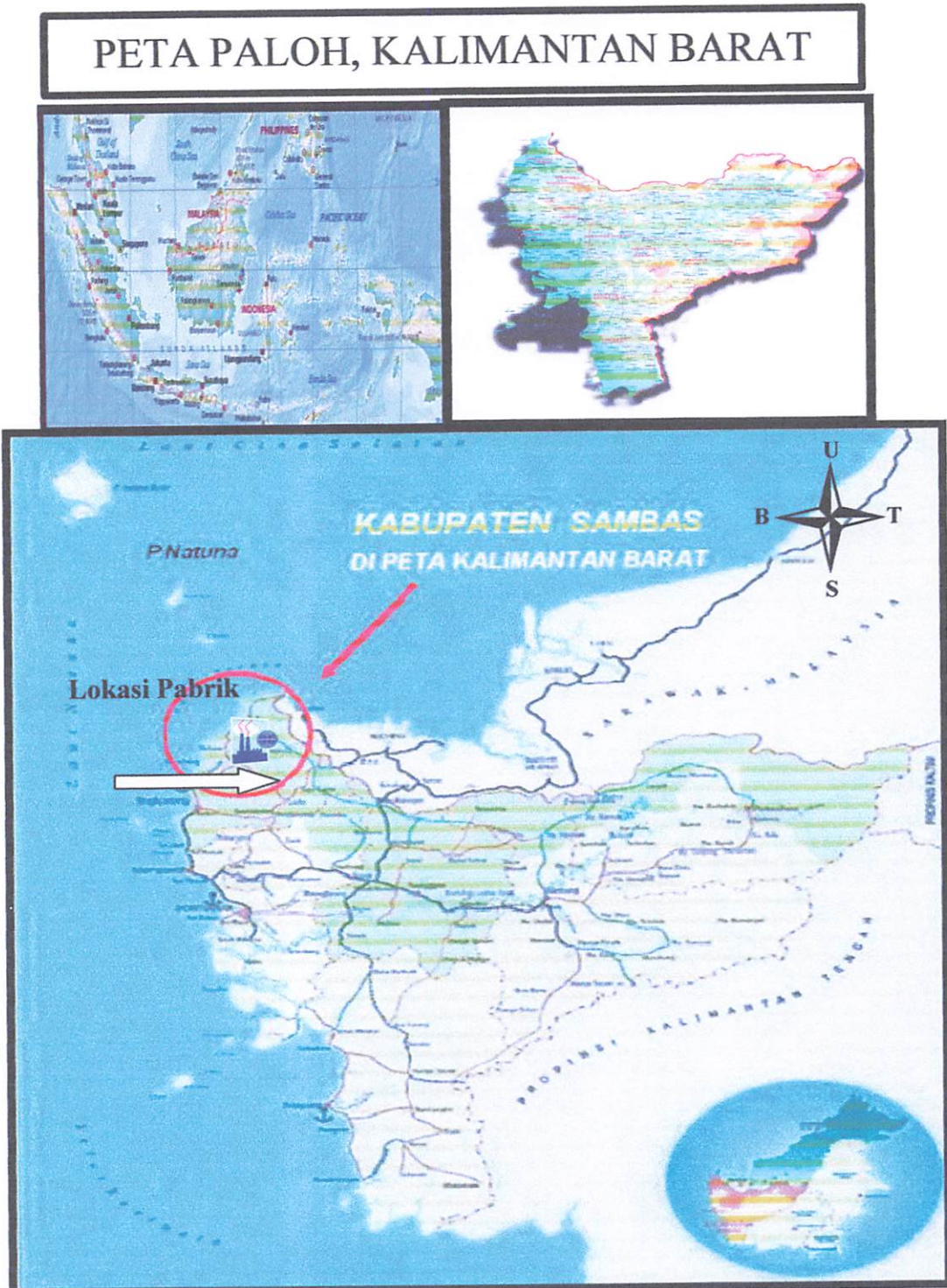
Penyediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik untuk pengoperasian alat – alat industri perlu dipertimbangkan. Untuk

tenaga kerja, Kalimantan adalah salah satu propinsi penyedia tenaga kerja yang produktif dan potensial. Karena banyak perguruan tinggi terkemuka yang selalu mampu menghasilkan sumber daya manusia yang berkualitas.

**6. Iklim.**

Keadaan iklim dan cuaca di daerah Kalimantan dapat dikatakan stabil. Kondisi panas lebih dominan, disebabkan oleh propinsi terletak dengan garis khatulistiwa.

Dari pertimbangan di atas dapat disimpulkan bahwa di kawasan Paloh, Kec. Sajingan, Kabupaten Sambas, Kalimantan Barat merupakan daerah yang sangat strategis untuk mendirikan pabrik Methanol.



Gambar 9.1. Peta Lokasi Pabrik Methanol

## 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

### A. Tata letak bangunan pabrik

Pengaturan tata letak ruangan daripada unit-unit bangunan dalam suatu pabrik dapat dilaksanakan sedemikian rupa sehingga :

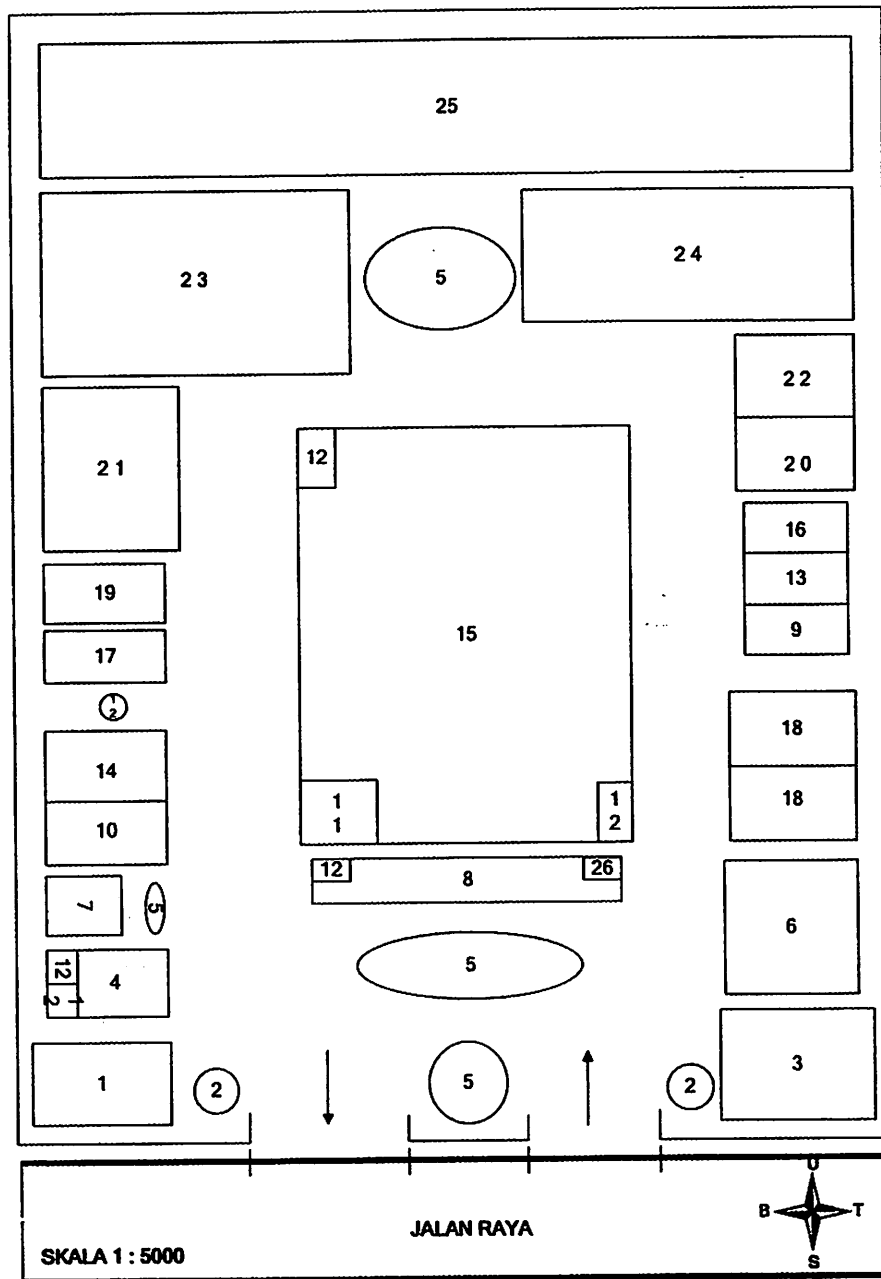
- a. Pemakaian areal tanah sekecil mungkin.
- b. Letak bangunan sesuai dengan urutan proses
- c. Letak bangunan kantor dan bangunan untuk proses harus terpisah. Hal ini dimaksudkan untuk mencegah terjadinya bahaya yang mungkin timbul.
- d. Bahan baku dan produk dapat diangkut dengan mudah
- e. Terjadinya areal tanah jalan maupun perluasan pabrik
- f. Ventilasi dan penerangan yang cukup pada bangunan pabrik

Tabel 9.1. Perincian Luas Daerah Pabrik.

No	Lokasi	Ukuran (m <sup>2</sup> )	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Parkir tamu	30 × 3	90
2	Pos keamanan	2 × (4×5)	40
3	Parkir pegawai	30 × 3	90
4	Musholla	10 × 5	50
5	Taman	15 × 80	1.200

6	Aula	30 × 30	900
7	Poliklinik	10 × 5	50
8	Perkantoran & tata usaha	20 × 25	500
9	Garasi	10 × 10	100
10	Kantin	20 × 5	40
11	Ruang kepala pabrik	10 × 8	80
12	Toilet	2(4×3)+2(10×5)+2(3×3)	142
13	Bengkel	15 × 10	150
14	Perpustakaan	15 × 5	75
15	Ruang proses produksi	60 × 40	2.400
16	Areal tangki bahan bakar	15 × 15	225
17	Laboratorium	15 × 10	150
18	Pemeriksaan bahan	10 × 5	50
19	Ruang bahan baku	15 × 15	225
20	Ruang generator	15 × 15	225
21	Gudang produk	30 × 15	450
22	Pemadam api kebakaran	10 × 10	100
23	Areal waste treatment	30 × 30	900
24	Areal water treatment	200 × 50	10.000
25	Perluasan pabrik	70 × 80	5.600
26	Halaman dan jalan	4.831	4.831
27	Parkir truk	25 × 10	250
28	Litbang / R&D	10 × 8	80
			28.993





Gambar 9.2. Plant Lay Out Pra Rencana Pabrik Methanol

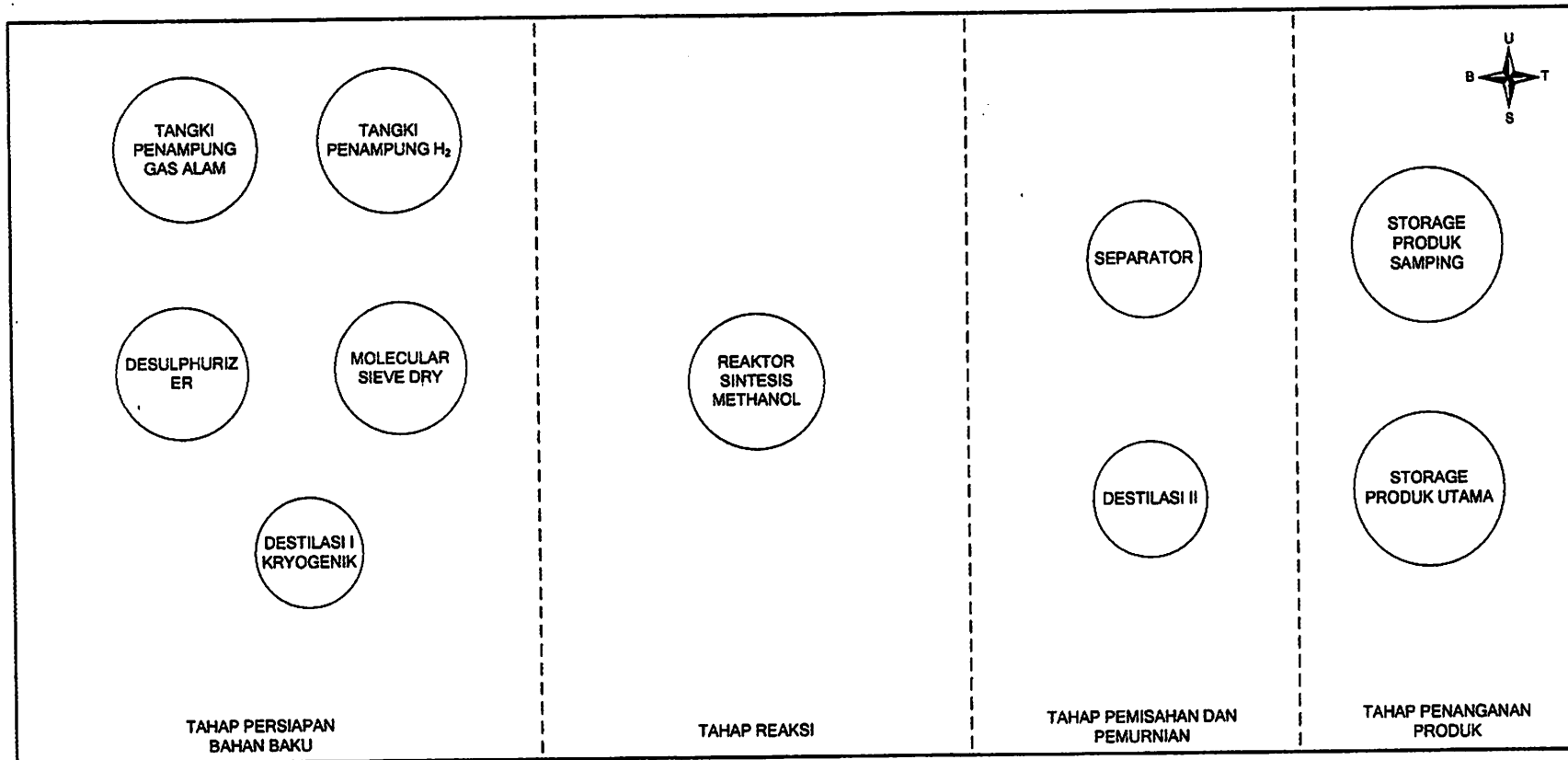
**Keterangan:**

1. Parkir tamu.
2. Pos keamanan.
3. Parkir pegawai.
4. Musholla.
5. Taman.
6. Aula.
7. Poliklinik.
8. Perkantoran dan tata usaha.
9. Garasi.
10. Kantin.
11. Ruang kontrol
12. Toilet.
13. Bengkel.
14. Perpustakaan.
15. Ruang proses produksi.
16. Areal tangki bahan bakar.
17. Laboratorium.
18. Ruang bahan baku.
19. Tangki produk samping.
20. Ruang generator.
21. Gudang produk.
22. Pemadam kebakaran.
23. Areal waste treatment.
24. Areal water treatment.
25. Perluasan pabrik.
26. ruang Litbang

## **B. 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 :

- a. Pengaturan jarak antara peralatan proses yang satu dengan yang lain sehingga mempermudah pengontrolan peralatan
- b. Pengaturan sistem yang ada pada tempat yang tepat agar tidak mengganggu aktifitas kerja serta pemberian warna yang jelas pada aliran proses.
- c. Peletakkan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau
- d. Peletakkan alat control sehingga mudah diawasi oleh operator
- e. Peralatan diusahakan tersusun berurutan sehingga memudahkan pemeriksaan dan pengawasan
- f. Ruang harus cukup untuk peralatan
- g. Bila sekiranya ada alat yang diletakkan diatas maka dapat disusun sesuai dengan prosesnya.



Gambar 9.3. Lay Out Peralatan Proses

## **BAB X**

### **ORGANISASI DAN PERUSAHAAN**

#### **10.1. Bentuk Perusahaan**

Perusahaan ini direncanakan akan berbentuk suatu badan hukum berupa Perseroan Terbatas (PT) yang mempunyai modal dari penjualan saham perusahaan. Perseroan terbatas adalah suatu persekutuan untuk menjalankan perusahaan yang mempunyai modal berupa saham. Faktor-faktor yang berpengaruh dalam penentuan pemilihan suatu bentuk perseroan terbatas adalah :

- a. Mudah untuk mendapatkan modal dengan cara menjual saham perusahaan.
- b. Bentuk perseroan terbatas adalah bentuk perusahaan yang tegas dan dinyatakan dalam akte notaris.
- c. Pemilik Perseroan terbatas adalah pemegang saham yang terpisah dari pengurus, sedangkan pengurus adalah direksi yang harus sanggup melaksanakan tugas sebagai pengurus dan pengusaha perseroan terbatas.
- d. Tanggung jawab terbatas pada pemegang saham, dimana kekayaan PT terpisah dari kekayaan para pemegang saham secara hukum.
- e. PT lebih terjamin dan tidak terpengaruh oleh kepentingan seseorang atau berhentinya seseorang pemegang saham, direksi maupun karyawan.
- f. Cara pengaturannya lebih menguntungkan dan lebih memperhatikan nasib para karyawan.

#### **10.2. Sistem Organisasi**

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik ini garis dan staff, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan.

Perusahaan ini dipimpin oleh Presiden Direktur yang berkedudukan di Jakarta. Sebagai pelaksana kegiatan operasi kilang ditunjuk seorang Direktur/General Manager/Site Coordinator yang berkedudukan di Sajingan Kabupaten Sambas untuk memimpin seluruh kegiatan di plant.

Direktur/General Manager/Site Coordinator membawahi tiga divisi dan empat departement, yaitu :

- a. Manufacturing Division, dipimpin oleh seorang Manufacturing Manager.
- b. Administration Division, dipimpin oleh seorang Administration Manager.
- c. Development Division, dipimpin oleh seorang Development Manager.
- d. Finance and Accounting Department.
- e. Internal Audit Department.
- f. Safety Health & Environmental Quality (SHE-Q) Department.
- g. Strategic Planning Department.

### **10.3. Tugas dan Wewenang**

#### **a. Manufacturing Division**

Departemen ini bertanggungjawab atas jalannya proses pembuatan methanol hingga pengapalannya untuk diekspor serta pengoperasian unit – unit penunjang. Departemen ini terdiri dari 2 seksi yang masing – masing dikepalai oleh seorang Section Head dan 1 Deputy Manager. Divisi ini juga membawahi beberapa departemen, yaitu : Operation Department, Maintenance Department, Technical Department, Logistics Department.

#### **b. Administration Division**

Divisi ini bertanggungjawab atas pengelolaan sumber daya manusia, manajemen, meningkatkan kemampuan dan kesejahteraan karyawan. Pada divisi ini membawahi 3 departemen, yaitu :

- HRD Departement

Bertanggungjawab atas masalah kepegawaian dan peningkatan kemampuan pada karyawan. Departemen ini terdiri dari 3 seksi yaitu : Employee Relations Section, Manpower Planning & Organization Section, Training Section.

- Service Department

Bertanggungjawab atas pengadaan fasilitas yang layak bagi karyawan dan keluarga.

- Medical Department

Bertanggungjawab atas kesehatan bagi karyawan dan keluarga. Departement ini terdiri dari : Medical Service Section dan Medical Support Section.

- **General Affairs Department**

Bertanggungjawab atas pelayanan sarana dan prasarana untuk keperluan karyawan, keluarga, dan masyarakat. Departemen ini terdiri dari : Public Relations Section, Legal Section, Security Section.

**c. Development Division**

Bertanggungjawab atas proyek – proyek modifikasi dan perluasan kilang yang dapat ditangani oleh pabrik, serta pengolahan data untuk seluruh keperluan kilang. Divisi ini membawahi Project Department, Informations & Communications Systems Department, dan Contract Administration Section.

**d. Finance and Accounting Department**

Bertanggungjawab atas pemeliharaan administrasi keuangan dan transaksi perusahaan serta membuat pembukuan perusahaan. Membawahi 2 section yaitu: Finance Section dan Accounting Control Section.

**e. Internal Audit Department**

Bertugas untuk memelihara masalah keuangan dan administrasi.

**f. Safety Health & Enviromental Quality (SHE-Q) Department**

Bertanggungjawab atas keselamatan yang berhubungan dengan pengoperasian, perencanaan, pengawasan dan pemeliharaan kilang serta keselamatan karyawan. Departemen ini terdiri dari 3 section yaitu: Fire Protection Control Section, Safety Eng. & Enviromental Section, dan Safety Section.

**g. Strategic Planning Section**

Bertanggungjawab untuk membantu departemen lain dalam mengadakan perencanaan dan pelaksanaan suatu proyek yang dilaksanakan oleh kontraktor serta mengkoordinir pelaksanaan persetujuan kontrak.

**10.4. Status Karyawan dan Pengupahan**

Sistem pengupahan karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan dan besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya serta keahlian dan masa kerja.

Menurut statusnya karyawan dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut :

a. **Karyawan Tetap**

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. **Karyawan Harian**

Karyawan yang diangkat dan yang diberhentikan oleh Direksi tanpa SK dari Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. **Karyawan Borongan**

Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya: tenaga shut down, bongkar muat barang. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

### **10.5. Pengaturan Jam Kerja**

Pada dasarnya karyawan pabrik dibagi menjadi dua kelompok kerja yaitu :

a. **Tenaga kerja bukan shift**

Yaitu karyawan yang tidak langsung menangani proses, tetapi bekerja untuk pabrik .

b. **Tenaga kerja shift**

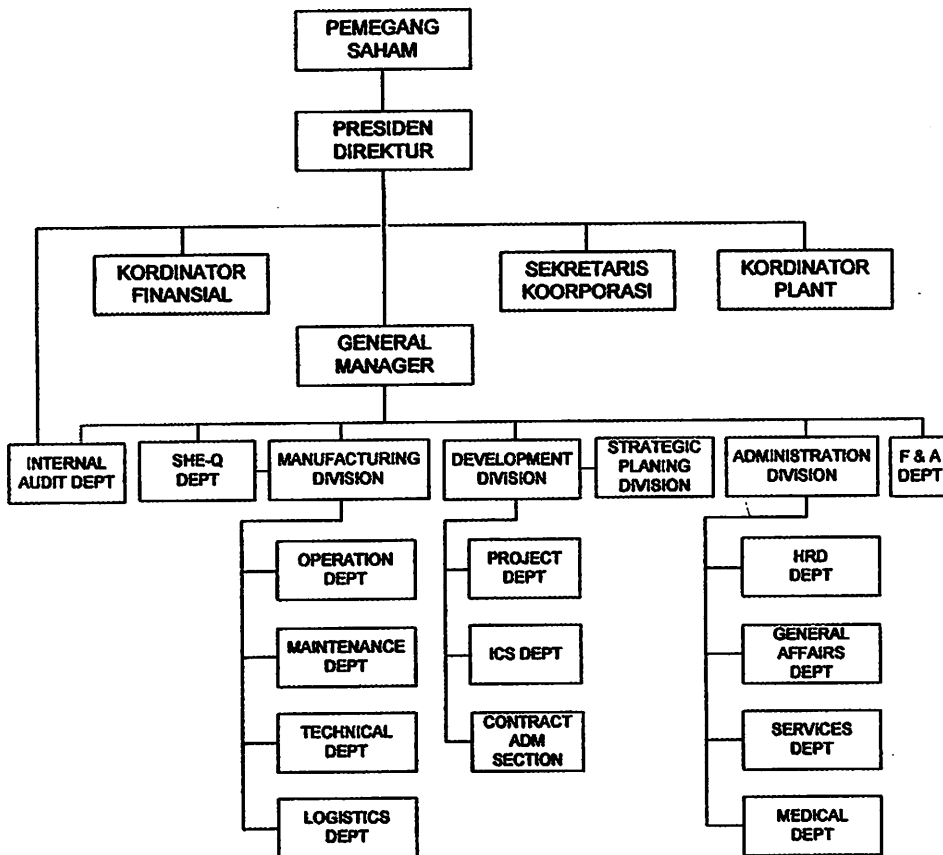
Adalah karyawan yang langsung menangani peralatan proses dan mengatur bagian-bagian tertentu di pabrik yang berhubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Tenaga tersebut bekerja secara bergantian sehari semalam sesuai dengan keadaan pabrik.

Pembagian jam kerja shift, diatur bergantian dan bergiliran yaitu sebagai berikut :

- Shift I : Jam 07.00 – 15.00
- Shift II : Jam 15.00 – 23.00
- Shift III : Jam 23.00 – 07.00

Setiap tahun diambil beberapa hari untuk melakukan shut down operasi untuk keperluan pemeliharaan dan perbaikan peralatan pabrik.





Gambar 10.1. Struktur organisasi perusahaan

## **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 mendirikan pabrik methanol sebagai berikut :

- Return on Investment (ROI)
- Pay Out Time (POT)
- Break Even Point (BEP)
- Internal Rate of Return (IRR)

Untuk menghitung faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total (Total Capital Investment) terdiri atas :
  - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
  - b. Modal kerja (Work Capital Investment)
2. Penentuan biaya produksi total (Total Production Cost) terdiri atas :
  - a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
  - b. Biaya pengeluaran umum ( General Expenses)
3. Total pendapatan

#### 11.1. Faktor - faktor Penentu

##### 11.1.1. Modal Investasi Total (Total Capital Investment = TCI)

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum beroperasi yang terdiri dari :

1. Fixed Capital Investment (FCI)
  - a. Biaya langsung (Direct cost), meliputi :
    - Pembelian alat
    - Instrumentasi dan alat kontrol

- Perpipaan terpasang
  - Listrik terpasang
  - Tanah dan bangunan
  - Fasilitas pelayanan
  - Pengembangan lahan
- b. Biaya tak langsung (Indirect cost)
- Teknik dan supervisi
  - Konstruksi
  - Kontraktor
  - Biaya tak terduga

## 2. Working Capital Investment (WCI)

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksi dalam beberapa waktu tertentu.

Modal kerja terdiri dari :

- a. Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- b. Pengemasan produk dalam waktu tertentu
- c. Utilitas dalam waktu tertentu
- d. Gaji dalam waktu tertentu
- e. Uang tunai

Sehingga :

$\text{Total Capital Investment (TCI)} = \text{Modal Tetap (FCI)} + \text{Modal kerja (WCI)}$

### 11.1.2. Biaya Produksi (Total Production Cost = TPC)

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu satuan produk dalam waktu tertentu.

Biaya produksi terdiri dari :

- a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost), yang terdiri dari :

- Biaya Produksi Langsung
- Biaya produksi tetap
- Biaya overhead pabrik

b. Biaya umum (General Expenses), terdiri dari :

- Biaya administrasi
- Biaya distribusi dan pemasaran
- Litbang
- Financing

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variabel (Variable Cost = VC)

Biaya variabel yaitu biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung yang terdiri dari :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengemasan produk

b. Biaya semi variabel (Semi Variable Cost = SVC)

Biaya semi variabel yaitu, biaya pengeluaran tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung. Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- Plant overhead
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- Operating supplies
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya Tetap (Fixed Cost = FC)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik.

Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga Bank

11.2 Penafsiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Oleh karena itu, digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam Pra Rencana Pabrik Methanol ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literatur Gael D. Ulrich dan website [www.matche.com](http://www.matche.com)

Untuk menaksir harga alat pada tahun 2010 digunakan persamaan berikut :

$$C_x = \frac{I_x}{I_k} \times C_k \dots\dots\dots (1)$$

Dimana :

$C_x$  = Taksiran harga alat pada tahun 2010

$C_k$  = Taksiran harga alat pada tahun basis

$I_x$  = Indeks harga pada tahun 2010

$I_k$  = Indeks harga pada tahun basis

**11.3. Penentuan Total Capital Investment (TCI)**

**A. Biaya Langsung (DC)**

1. Harga peralatan (E)	= \$	39,075,260
2. Intrumentasi dan control (0,15 E)	= \$	5,861,289
3. Perpipaan terpasang (0,4 E)	= \$	15,630,104
4. Isolasi (0,08 E)	= \$	3,126,021
5. Listrik terpasang (0,1 E)	= \$	3,907,526
6. Fasilitas pelayanan (0,55 E)	= \$	21,491,393
7. Pengembangan lahan (0,10 E)	= \$	3,907,526
8. Tanah dan bangunan	= \$	1,612,895
<b>Total biaya langsung (DC)</b>	<b>= \$</b>	<b><u>94,612,015</u></b>

**B. Biaya tak langsung (IC)**

1. Engineering (0,32 E)	= \$	12,504,083
2. Biaya konstruksi (0,34 E)	= \$	13,285,589
3. Biaya kontraktor (5% E)	= \$	1,953,763
4. Biaya tak terduga (5% E)	= \$	1,953,763
<b>Total modal tak langsung (IC)</b>	<b>= \$</b>	<b><u>25,789,672</u></b>

**C. Modal Tetap (FCI)**

$$\text{FCI} = \text{DC} + \text{IC} = \$ \underline{120,401,687}$$

$$\text{D. Modal kerja 15% FCI (WCI)} = \$ \underline{18,060,253}$$

**E. Total Capital Investment (TCI)**

$$\text{FCI} + \text{WCI} = \$ \underline{138,461,940}$$

**F. Modal perusahaan**

Modal sendiri (60% TCI)	= \$	83,077,164
Modal Pinjaman (40% TCI)	= \$	55,384,776

**11.4 Biaya Produksi**

**A. Biaya Manufaktur**

**A.1 Biaya produksi Langsung (DPC)**

1. Bahan baku 1 tahun (TK)	= \$	280,676
2. Gaji karyawan 1 tahun	= \$	1,335,221
3. Biaya utilitas 1 tahun	= \$	3,557,428
4. Pemeliharaan (0,02 FCI)	= \$	2,408,034
5. Laboratorium (0,05 Gaji)	= \$	66,761
6. Operating supplies (0,005 FCI)	= \$	602,008
7. Pengemasan (0,25 TK)	= \$	18,620,655
8. Supervisi (0,1 Gaji)	= \$	133,522
<b>Biaya produksi langsung (DPC)</b>	<b>= \$</b>	<b>27,004,305</b>

**A.2. Biaya Produksi Tetap (FPC)**

1. Asuransi (0,01 FCI)	= \$	1,204,017
2. Depresiasi peralatan (0,1 FCI)	= \$	12,040,169
3. Pajak Kekayaan (0,04 FCI)	= \$	4,816,067
4. Bunga bank (10% modal pinjaman)	= \$	5,538,478
<b>Biaya Produksi Tetap (FPC)</b>	<b>= \$</b>	<b>23,598,731</b>

<b>B. Biaya Overhead Pabrik (50% GK)</b>	<b>= \$</b>	<b>667,611</b>
--	-------------	----------------

**Total Biaya Manufaktur**

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Manufaktur} &= \text{Total DPC} + \text{Total FPC} + \text{Biaya Overhead} \\ &= \underline{\underline{51,270,646}} \end{aligned}$$

**C. Biaya Umum (GE)**

1. Distribusi dan pemasaran (5% FCI)	= \$	6,020,084
2. Research and Development (3% FCI)	= \$	3,612,051
3. Administrasi (15% GK)	= \$	200,283
4. Financing (0,002 TCI)	= \$	276,924
<b>Biaya Umum (GE)</b>	<b>= \$</b>	<b>10,109,342</b>

**D. Biaya Produksi Total (TPC)**

$$\text{Total TPC} = \text{Biaya Manufaktur} + \text{GE} = \text{Rp } \underline{\underline{61,379,988}}$$

**11.5. Laba Perusahaan**

Labanya Perusahaan yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

$$\text{Total penjualan per tahun} = \text{Rp } 92,364,863$$

$$\begin{aligned} \text{Laba Kotor} &= \text{Harga Jual} - \text{Biaya produksi} \\ &= \$ 92,364,863 - 61,379,988 \\ &= \$ 30,984,875 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pajak penghasilan} &= 30\% \text{ dari Laba kotor} \\ &= \$ 9,295,463 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laba Bersih} &= \text{Laba kotor} \times (1 - \% \text{ pajak}) \\ &= \$ 21,689,413 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak ( $C_A$ ):

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \$ 21,689,413 + 12,040,169 \\ &= \$ 33,729,581 \end{aligned}$$

**11.6. Analisis Probabilitas**

**11.6.1. Laju Pengembalian Modal (Rate Of Investment = ROI)**

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan



laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} ROI_{BT} &= (\text{laba kotor} / \text{modal tetap}) \times 100\% \\ &= 25.7346 \quad \% \end{aligned}$$

b. ROI setelah pajak

$$\begin{aligned} ROI_{AT} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\% \\ &= 18.0142 \quad \% \end{aligned}$$

Layak didirikan karena > dari bunga bank (13%)

### 11.6.2. Lama Pengembalian Modal (Pay Out Time = POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan atau waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi.

$$\begin{aligned} POT &= \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash Flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun} \\ &= 3.6 \quad \text{tahun} \end{aligned}$$

### 11.6.3. 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.

$$BEP = \frac{FC + (0,3 \text{ SVC})}{S - 0,7 \text{ SVC} - VC} \times 1$$

A. Biaya Produksi Tetap (FPC)	= \$	<u>23.598.731</u>
B. Biaya Variabel (VC)		
1. Bahan baku 1 tahun	= \$	280,676
2. Biaya utilitas 1 tahun	= \$	3,557,428
3. Biaya pengemasan 1 tahun	= \$	18,620,655

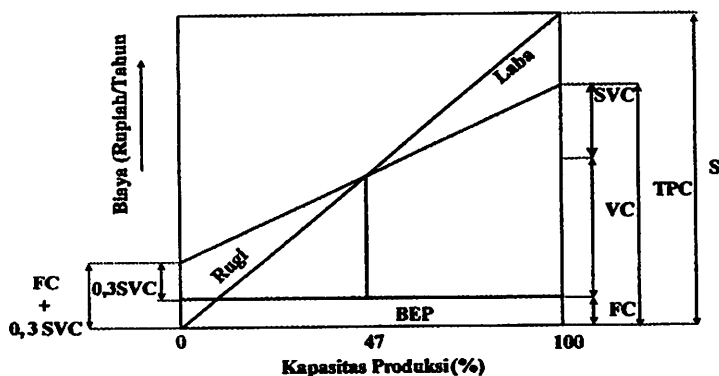
Total biaya variabel (VC)	= \$	<u>22,458,759</u>
<b>C. Biaya Semi Variabel (SVC)</b>		
1. Pemeliharaan dan perbaikan	= \$	2,408,034
2. Gaji Karyawan	= \$	1,335,221
3. Laboratorium	= \$	66,761
4. Biaya overhead	= \$	667,611
5. Biaya umum (GE)	= \$	10,109,342
6. Supervisi	= \$	133,522
Total biaya semi variabel (SVC)	= \$	<u>14,720,490</u>
<b>D. Harga Penjualan (S)</b>	= \$	<u>92,364,863</u>

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{\text{FPC} + (0,3 \text{ SVC})}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= \frac{23,598,731 + (0,3 \times 14,720,490)}{92,364,863 - (0,7 \times 14,720,490) - 22,458,759} \\
 &= 47.00 \%
 \end{aligned}$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 0.4700 × 200,000 ton/tahun  
 = 94,007 ton/tahun

Nilai BEP untuk pabrik kimia berada diantara nilai 35 - 65 %

Jadi Pra Rencana Pabrik NGL ini memenuhi nilai BEP untuk didirikan.



Gambar 11.1. Break Event Point (BEP) Pra Rencana Pabrik Methanol

Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 70% dari kapasitas rencana,  
sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{ kapasitas})}{(100 - BEP)}$$

dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

Untuk kapasitas 70% :

$$\frac{PBi}{\$ 21,689,413} = \frac{(100 - 49,24) - (100 - 70)}{(100 - 49,24)}$$

$$PBi = \$ 8,870,611$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \$ 8,870,611 + \text{Rp } 12,040,169 \\ &= \$ 20,910,780 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas pabrik 90% dari kapasitas sesungguhnya,  
sehingga keuntungan adalah :

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \% \text{ kapasitas})}{(100 - BEP)}$$

dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

Untuk kapasitas 90% :

$$\frac{\text{PBi}}{\$ 21,689,413} = \frac{(100 - 49,24) - (100 - 90)}{(100 - 49,24)}$$

$$\text{PBi} = \$ 17,413,915$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \$ 17,413,915 + \$ 12,040,169 \\ &= \$ 29,454,084 \end{aligned}$$

#### 11.6.4. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3\text{SVC}}{\text{S}-0,7\text{SVC}-\text{VC}} \times 100\% \\ &= \frac{(0,3 \times 14,720,490)}{92,364,863 - (0,7 \times 14,720,490) - 22,458,759} \\ &= 7.41 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Titik SDP terjadi pada kapasitas produksi} &= 0.0771 \times 200,000 \text{ ton/tahun} \\ &= 15,420 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

#### 11.6.5 Net Present Value (NPV)

1. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke -2 adalah ( $CA_2$ )

$$\begin{aligned} CA_2 &= (40\% \times \text{Rp } 120,401,687) (1 + 0,2)^2 \\ &= \$ 69,351,371 \end{aligned}$$

2. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke -1 adalah ( $CA_1$ )

$$\begin{aligned} CA_1 &= (60\% \times \text{Rp } 120,401,687) (1 + 0,2)^1 \\ &= \$ 86,689,214 \end{aligned}$$

Total modal akhir pada masa konstruksi 2 tahun adalah :

$$CA_0 = -(CA_2 + CA_1)$$

$$= -(\$ 69,351,371 + Rp 86,689,214 )$$

$$= -(\$ 156,040,586$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$NPV = C_A \times Fd$$

dimana :

$C_A$  = Cash flow setelah pajak

$$Fd = \text{Faktor diskon} = \frac{1}{(1 + i)^n}$$

$n$  = tahun ke-  $n$

$i$  = tingkat suku bunga bank

Tabel 11.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke-	$C_A$ (Rp)	Faktor Diskon ( $i = 0,13$ )	NPV 1 (Rp)
0	-156,040,586	1.000	-156,040,586
1	86,689,214	0.885	76,716,119
2	69,351,371	0.783	54,312,297
3	64,101,858	0.693	44,425,803
4	70,512,044	0.613	43,246,357
5	77,563,248	0.543	42,098,224
6	85,319,573	0.480	40,980,572
7	93,851,530	0.425	39,892,592
8	103,236,683	0.376	38,833,496
9	113,560,352	0.333	37,802,519
10	124,916,387	0.295	36,798,912
Nilai sisa	0	0.2946	0
WCI	18,060,253	0.2946	5,320,340
Jumlah			304,386,644

Karena harga NPV positif maka Pabrik NGL layak didirikan

Tabel 11.2. Internal Rate of Return (IRR)

Tahun ke-	C <sub>A</sub> (Rp)	Faktor diskon; i = 0,135	NPV 2 (Rp)
0	-156,040,586	1.00	-156,040,586
1	86,689,214	0.88	76,378,162
2	69,351,371	0.78	53,834,828
3	64,101,858	0.68	43,841,261
4	70,512,044	0.60	42,489,327
5	77,563,248	0.53	41,179,084
6	85,319,573	0.47	39,909,244
7	93,851,530	0.41	38,678,563
8	103,236,683	0.36	37,485,832
9	113,560,352	0.32	36,329,881
10	124,916,387	0.28	35,209,576
Nilai sisa	0	0.2819	0
WCI	18,060,253	0.2819	5,090,556
Jumlah			294,385,728

$$\begin{aligned}
 \text{IRR} &= i_1 + \frac{\text{NPV}_1}{\text{NPV}_1 - \text{NPV}_2} \times (i_2 - i_1) \\
 &= 13\% + \frac{304,386,644}{304,386,644 - 294,385,728} \times 13,5\% - 13\% \\
 &= 21.7\%
 \end{aligned}$$

Karena harga IRR > bunga bank (13%), maka Pabrik NGL layak didirikan

## **BAB XII**

### **KESIMPULAN**

Pra Rencana Pabrik Methanol ini diharapkan mampu mencapai hasil produksi yang direncanakan, sehingga dari hasil tersebut dapat meningkatkan kualitas serta kuantitas dari perindustrian di Indonesia. Disamping itu Methanol yang diproduksi nantinya dapat menjadi produk yang dapat dipasarkan diluar negeri, sehingga dapat digunakan sebagai sumber devisa negara.

#### **12.1. Aspek Teknis**

Ditinjau dari aspek teknis, proses pembuatan Methanol dengan proses claud dapat menghasilkan produk yang lebih baik bila dibandingkan dengan proses lain.

#### **12.2. Aspek Sosial**

Ditinjau dari aspek sosial, pra rencana pabrik Methanol dirancang dengan sistem semi otomatis, sehingga akan membuka lapangan pekerjaan yang lebih besar, dan mampu meningkatkan devisa negara.

#### **12.3. Aspek Lokasi**

Ditinjau dari tempat dimana pabrik Methanol ini akan dibangun sangatlah strategis, karena :

- Dekat dengan daerah pemasaran
- Dekat dengan bahan baku
- Ketersediaan air yang cukup besar dan murah
- Cukup tersedia tenaga kerja
- Sarana transportasi mudah dan murah
- Persediaan listrik dan bahan bakar yang memadai

#### **12.4. Aspek Pasar**

Methanol banyak digunakan sebagai bahan bakar industri maupun rumah tangga, dan teknologi mutakhir juga telah dapat memanfaatkan Methanol sebagai :

- Metanol digunakan secara terbatas dalam mesin pembakaran

- Metanol juga digunakan sebagai pelarut dan sebagai antifreeze, dan fluida pencuci kaca depan mobil.
- Penggunaan metanol terbanyak adalah sebagai bahan pembuat bahan kimia lainnya. Sekitar 40% metanol diubah menjadi formaldehide, dan dari sana menjadi berbagai macam produk seperti plastik, plywood, cat, peledak, dan tekstil.
- Dalam beberapa pabrik pengolahan air limbah, sejumlah kecil metanol digunakan ke air limbah sebagai bahan makanan karbon untuk denitrifikasi bakteri, yang mengubah nitrat menjadi nitrogen.

#### 12.5. Segi Analisa Ekonomis

Analisa ekonomi sangat diperlukan untuk menguji kelayakan suatu pabrik itu didirikan, baik untuk jangka panjang maupun jangka pendek. Setelah melakukan analisa terhadap Pra Rencana Pabrik Methanol dengan kapasitas produksi 1.000.000 ton pertahun, maka didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

- POT sesudah pajak	= 3,6 tahun
- ROI sebelum pajak	= 25,7346 %
- ROI sesudah pajak	= 18,0142 %
- BEP	= 47 %
- IRR	= 21,7 %

Dengan melihat berbagai aspek diatas, dapat disimpulkan bahwa Pra Rencana Pabrik Methanol dengan kapasitas produksi 200.000 ton/tahun yang akan didirikan di daerah Paloh, Sajingan, Kabupaten Sambas adalah layak didirikan.



## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Anonymous, [www.anekagas.com/MSDS/MSDSHydrogengas](http://www.anekagas.com/MSDS/MSDSHydrogengas), 20 januari 2010
- [2] Anonymous, [www.bps.go.id/exim.php](http://www.bps.go.id/exim.php), 3 Oktober 2009.
- [3] Anonymous, [www.chemeng.ui.ac.id/presentasi%20pabrik20%methanol.ppt](http://www.chemeng.ui.ac.id/presentasi%20pabrik20%methanol.ppt), 28 januari 2010
- [4] Anonymous, *kinetics of Zinc Oxide Sulfidation Packed-Bed Desulfurizer Modeling* [pubs.acs.org](http://pubs.acs.org), 17 januari 2010
- [5] Anonymous, *Prospek Produksi Komersial Methanol dari CO2 Natuna*. [www.elektroindonesia.co.id](http://www.elektroindonesia.co.id), 15 Juni 2009.
- [6] Anonymous, [www.mailarchive.com/singkawang@yahoogroups/msg04503](http://www.mailarchive.com/singkawang@yahoogroups/msg04503), 18 januari 2010.
- [8] Anonymous, [www.rpi.edu/hydrogenhandling.ppt](http://www.rpi.edu/hydrogenhandling.ppt), 28 januari 2010
- [9] Anonymous, [www.matche.com/toc](http://www.matche.com/toc), 18 januari 2010.
- [10] Anonymous, [www.uigi.com/co2tanks](http://www.uigi.com/co2tanks), 5 Oktober 2009.
- [11] Anonymous, [www.rpi.edu/~good/hydrogenstorage.ppt](http://www.rpi.edu/~good/hydrogenstorage.ppt), 28 januari 2010
- [12] Anonymous, [www.wikipedia.org/wiki/Cu](http://www.wikipedia.org/wiki/Cu), 5 Oktober 2009.
- [13] Anonymous, [www.wikipedia.org/wiki/Methane](http://www.wikipedia.org/wiki/Methane), 5 Oktober 2009.
- [14] Anonymous, [www.wikipedia.org/wiki/Nitrogen](http://www.wikipedia.org/wiki/Nitrogen), 5 Oktober 2009.
- [15] Anonymous, [www.wikipedia.org/wiki/Zinc\\_Oxide](http://www.wikipedia.org/wiki/Zinc_Oxide), 5 Oktober 2009.
- [16] Anonymous, [www.wikipedia.org/wiki/Zinc\\_Sulfide](http://www.wikipedia.org/wiki/Zinc_Sulfide), 5 Oktober 2009.
- [17] Ebenezer, S.A. 2005. *Removal of Carbon Dioxide from Natural Gas for LNG Production*. Institute of Petroleum Technology Norwegian University of Science and Technology: Trondheim.
- [18] Green, J.R, et.al. 1990. *Process for Conditioning a High Carbon Dioxide Content Natural Gas Stream for Gas Sweetening*. [www.google.com/pattent/H825](http://www.google.com/pattent/H825), 15 Juni 2009.
- [19] Gerald L. Anderson *Purification of Fuel Gas*. [www.google.com/pattent/4,374,105](http://www.google.com/pattent/4,374,105), 15 Juni 2009.

- [20] Kirk, Othmer. 2001. *Encyclopedia of Chemical Technology vol. 16*. Willey and Son Inc : New York.
- [21] Kung, H.H. 1994. *Methanol Production and Use*. Mercel Dekker Inc : New York.
- [22] Silverberg, Abe. 1951. *Process for The Purification of Carbon Dioxide*. [www.google.com/pattent/2,551,399](http://www.google.com/pattent/2,551,399), 15 Juni 2009.
- [23] Soares, Claire. 2002. *Process Engineering Equipment Handbook*. McGraw-Hill: New York.
- [24] Swallow, B.R. 1984. *Method of Treating Carbon-Dioxide Containing Natural Gas*. [www.google.com/pattent/4,441,900](http://www.google.com/pattent/4,441,900), 15 Juni 2009.
- [25] Sung, G.L. 1990. *Methanol Synthesis Technology*. CRC Press Inc: Florida.
- [26] Brownell, L.E and Young, E.H. 1959. *Process Equipment Design Vessel Design*. John Willey & Sons : New York.
- [27] Geankoplis, C.J, 1993. *Transport Processes and Unit Operations third edition*. Prentice Hall Inc : Englewood.
- [28] Kern, D.Q, 1965. *Process Heat Transfer*. Mc Graw Hill : New York.
- [29] Ludwig, E. E, 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants vol. 3 third edition*. Gulf Publishing Company : Houston
- [30] Perry, R.H and Green, D.W, 1999. *Perry's Chemical Engineering's Handbook*. Mc Graw Hill Company : New York.
- [31] Peters, M.S and Timmerhaus, K. D, 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers fourth edition*. Mc Graw Hill : New York.
- [32] Ulrich, G.D, 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Willey & Sons : New York.
- [33] Walas, S.M, 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth-Heinemann : Boston.
- [34] Yaws, C. L, 1996. *Handbook of Thermodynamic Diagrams vol. I Organics Compounds C<sub>1</sub> to C<sub>4</sub>*. Gulf Publishing Company : Houston.