

**PRARANCANGAN PABRIK BAHAN BAKAR DARI SAMPAH  
PLASTIK HDPE (*High-Density Polyethylene*) DENGAN  
KAPASITAS 7.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

**Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan**

**Memperoleh Gelar Sarjana Teknik**



**Disusun Oleh :**

**Rahmat Haryadi P**

**(4518044036)**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS BOSOWA  
MAKASSAR**

**2023**

**HALAMAN PERSETUJUAN  
UJIAN TUTUP**

**PRARANCANGAN PABRIK BAHAN BAKAR DARI SAMPAH  
PLASTIK HDPE (*High-Density Polyethylene*) DENGAN  
KAPASITAS 7.000 TON/TAHUN**

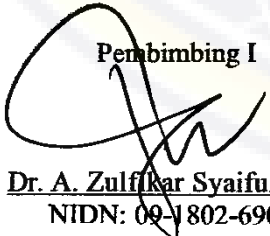
Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh:

**Rahmat Haryadi P (4518044036)**

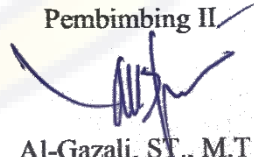
Telah disetujui oleh:

Dosen pembimbing tugas prarancangan Program Studi Teknik Kimia

Pembimbing I

  
Dr. A. Zulfikar Syaiful, ST., M.T  
NIDN: 09-1802-6902

Pembimbing II

  
Al-Gazali, ST., M.T  
NIDN: 09-0506-7302

**HALAMAN PENGESAHAN**  
**PRARANCANGAN PABRIK BAHAN BAKAR DARI SAMPAH**  
**PLASTIK HDPE (*High-Density Polyethylene*) DENGAN**  
**KAPASITAS 7.000 TON/TAHUN**


Disusun Oleh:

**Rahmat Haryadi P (4518044036)**

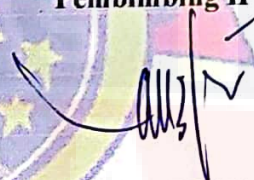
Telah dipertanggungjawabkan di depan dosen Penguji

Pada tanggal 20 Februari 2023 dan dinyatakan memenuhi syarat


Pembimbing I

  
**Dr. A. Zulfikar Syaiful, S.T., M.T**  
NIDN. 0918026902

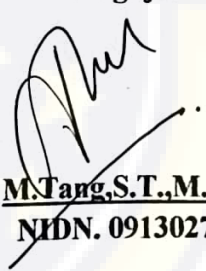
Pembimbing II

  
**Al Gazali, S.T., M.T**  
NIDN. 0905067302

Penguji I

  
**Dr. Hanisna, S.T., M.Si**  
NIDN. 0924067601

Penguji II

  
**M. Tang, S.T., M.Pkim.**  
NIDN. 091302750

Makassar, 21 Februari 2023

Ketua Program Studi Teknik Kimia



**Dr. A. Zulfikar Syaiful, S.T., M.T**  
NIDN. 0918026902

SURAT PERNYATAAN  
KEASLIAN DAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR

Yang bertanda tangan di bawah ini :

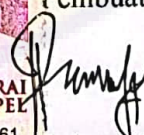
Nama : Rahmat Haryadi Purnomo  
Nomor Induk Mahasiswa : 4518044036  
Program studi : Teknik Kimia  
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Bahan Bakar Dari Sampah Plastik HDPE (*High-Density Polyethylene*) dengan Kapasitas 7.000 Ton/Tahun


Menyatakan dengan sebenarnya bahwa :

1. Tugas Akhir yang saya tulis ini merupakan hasil karya saya sendiri dan sepanjang pengetahuan saya tidak terdapat karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan orang lain, kecuali secara tertulis diacu dalam naskah dan disebut dalam daftar pustaka.
2. Demi pengembangan ilmu pengetahuan , saya tidak keberatan apabila Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar menyimpan, mengalih mediakan/menginformasikan, mengelola dalam bentuk *database*, mendistribusikan dan menampilkan untuk kepentingan akademik.
3. Bersedia dan meminjamkan untuk menanggung secara pribadi tanpa melibatkan pihak Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar dari semua tuntutan hukum yang timbul atau pelanggaran hak cipta dalam tugas akhir ini.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sesungguhnya untuk dapat digunakan sebagaimana mestinya.

Makassar, 22 Februari 2023

Pembuat Pernyataan  
  
Rahmat Haryadi Purnomo  
4518044036



## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT atas segala rahmat yang telah diberikan, sehingga penulis dapat menyelesaikan pra rancangan pabrik ini, pra rancangan pabrik ini disusun sebagai salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk menyelesaikan program studi S1 pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar. Pada kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih atas segala bantuan dari banyak pihak. Oleh karena itu penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Dr.A.Zulfikar Syaiful,S.T,M.T selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Universitas Bosowa
2. Bapak Dr.A.Zulfikar Syaiful,S.T,M.T, selaku dosen pembimbing I
3. Bapak Al Gazali.,S.T.,M.T selaku dosen pembimbing II
4. Dosen Program Studi Teknik Kimia, Universitas Bosowa
5. Teristimewah, Orang Tua dan keluarga besar yang tak pernah lelah memberikan dukungan moral dan materi.
6. Teman-teman seperjuangan di Unversitas Bosowa Makassar.

Akhirnya dengan segala keterbatasan yang ada, penulis berharap hasil penelitian ini dapat bermanfaat dan digunakan sebagaimana mestinya.

Makassar, 13 Februari 2023

Penyusun



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN PERSETUJUAN</b> .....	ii
<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	iii
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	iv
<b>DAFTAR ISI</b> .....	v
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	vii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	ix
<b>ABSTRAK</b> .....	x
<b>BAB I. PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi .....	2
1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik .....	6
1.4 Tinjauan Pustaka .....	9
<b>BAB II. URAIAN PROSES</b> .....	12
2.1 Tahap Persiapan bahan baku .....	12
2.2 Tahap Reaksi .....	12
2.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian .....	12
2.4 Diagram Alir Kualitatif .....	13
2.5 Diagram Alir Kualitatif .....	14
<b>BAB III. SPESIFIKASI BAHAN</b> .....	15
3.1 Bahan Baku .....	15
3.2 Bahan Penunjang .....	15
3.3 Spesifikasi Produk .....	16
<b>BAB IV. NERACA MASSA</b> .....	19
4.1 Neraca Massa Reaktor .....	19
4.2 Neraca Massa Cyclone 1 .....	20
4.3 Neraca Massa Cyclone 2 .....	20
4.4 Neraca Massa Separator 1 .....	21
4.5 Neraca Massa Separator 2 .....	21
4.6 Neraca Massa Menara Distilasi .....	22
<b>BAB V. NERACA PANAS</b> .....	24
5.1 Neraca Panas Reaktor .....	24
5.2 Neraca Panas Kondensor 01 .....	24
5.3 Neraca Panas Heater .....	25
5.4 Neraca Panas Kondensor 02 .....	25

5.5 Neraca Panas Menara Distilasi.....	26
5.6 Neraca Panas Kondensor Menara Distilasi .....	27
5.7 Neraca Panas Reboiler Menara Distilasi.....	27
5.8 Neraca Panas Kondensor 04.....	28
<b>BAB VI SPESIFIKASI ALAT .....</b>	<b>29</b>
<b>BAB VII. UTILITAS .....</b>	<b>41</b>
7.1 Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air.....	41
7.2 Unit Pembangkit Steam.....	48
7.3 Unit Pembangkit Listrik.....	49
7.4 Unit Penyedia Bahan Bakar .....	49
7.5 Unit Pengolahan Limbah.....	50
<b>BAB VIII. LAY OUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES .....</b>	<b>101</b>
8.1 Lokasi Pabrik .....	101
8.2 Lay Out Pabrik .....	101
8.3 Lay Out Peralatan.....	106
<b>BAB IX. STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....</b>	<b>108</b>
9.1 Organisai Perusahaan .....	108
9.2 Struktur Organisasi .....	111
9.3 Tugas dan Wewenang .....	113
9.4 Pembagian Jam Kerja.....	117
9.5 Perincian Jabatan dan Keahlin .....	118
9.6 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	119
9.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	121
<b>BAB X. ANALISA EKONOMI .....</b>	<b>122</b>
<b>XI. KESIMPULAN .....</b>	<b>127</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>128</b>
<b>LAMPIRAN A .....</b>	<b>130</b>
<b>LAMPIRAN B .....</b>	<b>143</b>
<b>LAMPIRAN C .....</b>	<b>163</b>
<b>LAMPIRAN D.....</b>	<b>238</b>

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perkembangan impor bahan bakar di Indonesia .....	2
Tabel 1.2 Perkembangan ekspor bahan bakar .....	2
Tabel 1.3 Perkembangan konsumsi bahan bakar .....	3
Tabel 1.4 Perkembangan produksi bahan bakar .....	3
Tabel 1.5 Data pabrik bahan bakar gasolin di Indonesia .....	3
Tabel 1.6 Pertumbuhan Rata-rata Bahan Bakar di Indonesia .....	4
Tabel 1.7 Penentuan Pemilihan Lokasi .....	8
Tabel 1.8 Perengkahan katalitik Sampah plastik HDPE .....	11
Tabel 3.1 Spesifikasi katalis zeolite $Ti \pm Al$ -beta (X) .....	15
Tabel 3.2 Spesifikasi gasoline RON 88 .....	16
Tabel 3.3 Spesifikasi LPG .....	17
Tabel 3.4 Spesifikasi gas oil .....	18
Tabel 4.1 Neraca Massa Reaktor .....	19
Tabel 4.2 Neraca Massa Cyclone 1 .....	20
Tabel 4.3 Neraca Massa Cyclone 2 .....	20
Tabel 4.4 Neraca Massa Separator 1 .....	21
Tabel 4.5 Neraca Massa Separator 2 .....	21
Tabel 4.6 Neraca Massa Menara Distilasi .....	22
Tabel 5.1 Neraca Panas Reaktor .....	24
Tabel 5.2 Neraca Panas Kondensor 01 .....	24
Tabel 5.3 Neraca Panas Heater .....	25
Tabel 5.4 Neraca Panas Kondensor 02 .....	25
Tabel 5.5 Neraca Panas Menara Distilasi .....	26
Tabel 5.6 Neraca Panas Kondensor Menara Distilasi .....	27
Tabel 5.7 Neraca Panas Reboiler Menara Distilasi .....	27
Tabel 5.8 Neraca Panas Kondensor 04 .....	28
Tabel 7.1 Kebutuhan Air Pendingin .....	41
Tabel 7.2 Pemakaian Air untuk Berbagai Kebutuhan .....	44
Tabel 7.3 Kebutuhan Uap Sebagai Media Pemanas Pada Berbagai Alat .....	48
Tabel 7.4 Perincian Kebutuhan Listrik .....	49
Tabel 8.1 Perincian Luas Lokasi Pabrik .....	103
Tabel 9.1 Jam Kerja Karyawan Non Shift .....	117
Tabel 9.2 Jam Kerja Karyawan Shift .....	117



Tabel 9.3 Regu Kerja untuk Karyawan Shift .....	117
Tabel 9.4 Latar Belakang Pendidikan Karyawan.....	118
Tabel 9.5 Perincian gaji karyawan .....	120
Tabel 10.1 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 60%, 80%, dan 100% .....	123
Tabel 10.2 Data Perhitungan Internal Rate of Return.....	124



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Data Impor Bahan Bakar .....	4
Gambar 8.1 Lay Out Pabrik .....	104
Gambar 8.2 Lay Out Peralatan.....	107
Gambar 10.1 Grafik Break Event Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP).....	126



## ABSTRAK

Prarancangan Pabrik Bahan Bakar ini dibuat dari sampah plastik HDPE dengan proses degradasi *High Density Polyethylene*. Sampah plastik HDPE diangkut menggunakan Belt Conveyor menuju ke Crusher plastik. Selanjutnya plastik yang telah dikecilkan ukurannya akan di angkut menuju reaktor jenis *Fluidized Bed* yang dioperasikan secara kontinyu dan dialiri gas  $N_2$  pada kondisi endotermis. Didalam reaktor suhu dan tekanan dijaga konstan, hal ini bertujuan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan pada reaktor.

Kapasitas produksi pabrik ini dirancang 7.000 ton/tahun, membutuhkan bahan baku sampah plastik HDPE sebesar 2.438,8494 kg/jam. Utilitas listrik sebesar 240,488 kW, steam 7.660,868 kg/jam, bahan bakar berupa solar sebesar 21,058 Liter / jam. Pra Rancangan Pabrik Bahan Bakar ini direncanakan berkapasitas 7.000 ton/tahun akan didirikan di Kelurahan Bangkala, Kecamatan Manggala Kota Makassar, Indonesia. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem garis dan staf membutuhkan tenaga kerja sebanyak 122 orang.

Berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi untuk pendirian pabrik Bahan Bakar di atas dibutuhkan modal tetap sebesar Rp84.170.683.438,15, modal kerja sebesar Rp 14.853.650.018,50 dan manufacturing cost sebesar Rp145.770.051.756,77 Harga jual produksi sebesar Rp 189.000.000.000,00 dengan keuntungan sebelum pajak dan sesudah pajak berturut-turut sebesar Rp 31.818.576.142,66 dan Rp25.454.860.914,13.

Profitabilitas meliputi Rate of Investment (ROI) sebelum dan sesudah pajak berturut-turut sebesar 32,13 % dan 25,70 %. Pay of Time (POT) sebelum dan sesudah pajak 3,11 tahun dan 3,89 tahun. Break event Point (BEP) sebesar 42,22 %. Dan Shut Down Point (SDP) sebesar 20,29 %.

Berdasarkan pertimbangan teknik dan hasil perhitungan analisis ekonomi di atas, maka pabrik Bahan Bakar berkapasitas 7.000 ton/tahun layak untuk dilanjutkan ke tahap rancangan pabrik.

**Kata Kunci** : *Bahan Bakar, Sampah Plastik, Gasolin, Gas Oil, LPG*

## **BAB I. PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Keberadaan sampah masih menjadi suatu masalah utama bagi lingkungan di berbagai negara, begitupun halnya dengan Indonesia. Di Indonesia, jumlah peningkatan timbunan sampah telah mencapai 175.000 ton/hari atau setara 64 juta ton/tahun. Pola pengelolaan sampah di Indonesia diangkut dan ditimbun di TPA (69%), dikubur (10%), dikompos dan didaur ulang (7%), dibakar (5%), dan sisanya tidak terkelola (7%). Pada saat ini, upaya pemilahan dan pengolahan sampah masih sangat minim sebelum akhirnya sampah ditimbun di TPA (Kementerian Lingkungan Hidup, 2015).

Masalah utama untuk penanganan sampah yang ditimbun di TPA adalah penanganan sampah plastik yang tidak ramah lingkungan karena sampah plastik tidak dapat terurai. Padahal di Indonesia sendiri konsumsi penggunaan barang-barang dari plastik terus mengalami peningkatan dari tahun ke tahun nya hingga mengalami kenaikan rata-rata 200 ton per tahun (Pahlevi, 2012).

Produksi sampah plastik di Indonesia menduduki peringkat kedua penghasil sampah domestik di Asia yaitu sebesar 5,4 juta ton per tahun. Sementara berdasarkan data Dinas Lingkungan Hidup (DLH) Kota Makassar, volume sampah di Makassar mencapai 7.374,5 ton/bulan. Dari seluruh sampah yang ada, 57 persen ditemukan di pantai berupa sampah plastik. Sebanyak 46 ribu kg sampah plastik mengapung di setiap mill persegi samudera bahkan kedalaman sampah plastik di Samudera Pasifik sudah mencapai hampir 100 meter (Ella Syafputri,2014).

Alternatif lain dari penanganan sampah plastik adalah dengan recycle tersier (mengkonversi sampah plastik menjadi BBM termasuk gasoline). Penelitian mengubah sampah plastik menjadi BBM telah dibuktikan oleh Devy K. Ratnasari bersama rekan-rekannya (2017), pada penelitian tersebut sampah plastik yang digunakan adalah sampah plastik HDPE dengan menggunakan metode thermal cracking dan catalytic cracking pada reaktor fixed bed dengan suhu 500°C menggunakan katalis zeolite ZSM-5 dan MCM-41 menghasilkan produk minyak yang sangat aromatik (95,85 wt.% Minyak) terdiri dari 97.72 wt.% Hidrokarbon kisaran gasoline. Aguado, et. al. (2006) juga meneliti degradasi PP,LDPE dan

HDPE oleh katalis zeolite beta pada suhu 400°C reaktor batch yang hasilnya menunjukkan bahwa degradasi HDPE menghasilkan selektifitas tinggi untuk produk C<sub>5</sub>-C<sub>12</sub> (70% berat). Sedangkan untuk penguraian LDPE dan PP, selektifitas menjadi gasoline berkurang (sekitar 64% berat) tetapi proporsi untuk produk C<sub>1</sub>-C<sub>4</sub> lebih tinggi.

Berdasarkan hal diatas maka dirasa perlu untuk mendirikan pabrik bahan bakar dari sampah plastik jenis HDPE karena memiliki potensi yang sangat baik.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Produksi

Untuk menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan maka perlu diketahui seberapa besar data impor, ekspor, konsumsi, dan produksi.

### 1.2.1 Perkembangan Impor

Meskipun bahan bakar sudah dapat diproduksi di dalam negeri tetapi sebagian bahan bakar masih diimpor dari luar negeri. Pemasok utama bahan bakar ke Indonesia adalah Australia, Uni Emirat Arab, dan Nigeria

**Tabel 1.1 Perkembangan impor bahan bakar di Indonesia**

Tahun	Impor (kg/tahun)
2.017	80.539.933
2.018	11.490.661
2.019	25.187.848
2.020	13.288.867
2.021	12.839.556

Sumber : Badan Pusat Statistik, BPS 2022

### 1.2.2 Perkembangan Ekspor

Berikut merupakan data perkembangan ekspor bahan bakar :

**Tabel 1.2 Perkembangan ekspor bahan bakar**

Tahun	Ekspor (kg/tahun)
2.017	6.125.783
2.018	6.851.775
2.019	7.566.780
2.020	3.439.219
2.021	2.196.296

Sumber : Badan Pusat Statistik, BPS 2022

### 1.2.3 Perkembangan Konsumsi

Berikut merupakan data perkembangan konsumsi bahan bakar :

**Tabel 1.3 Perkembangan konsumsi bahan bakar**

Tahun	Konsumsi (kg/tahun)
2.017	44.160.934
2.018	55.430.352
2.019	59.488.239
2.020	61.609.077
2.021	62.399.185

Sumber : Badan Pusat Statistik, BPS 2022

### 1.2.4 Perkembangan Produksi

Berikut merupakan data perkembangan produksi bahan bakar :

**Tabel 1.4 Perkembangan produksi bahan bakar**

Tahun	Produksi (kg/tahun)
2.017	53.148.889
2.018	53.219.978
2.019	66.367.756
2.020	65.337.435
2.021	63.701.284

Sumber : Badan Pusat Statistik, BPS 2022

Data produksi tiap tahun diatas di hasilkan karna adanya pabrik bahan bakar gasolin di Indonesia, berikut adalah data pabrik bahan bakar gasolin di Indonesia:

**Tabel 1.5 Data pabrik bahan bakar gasolin di Indonesia**

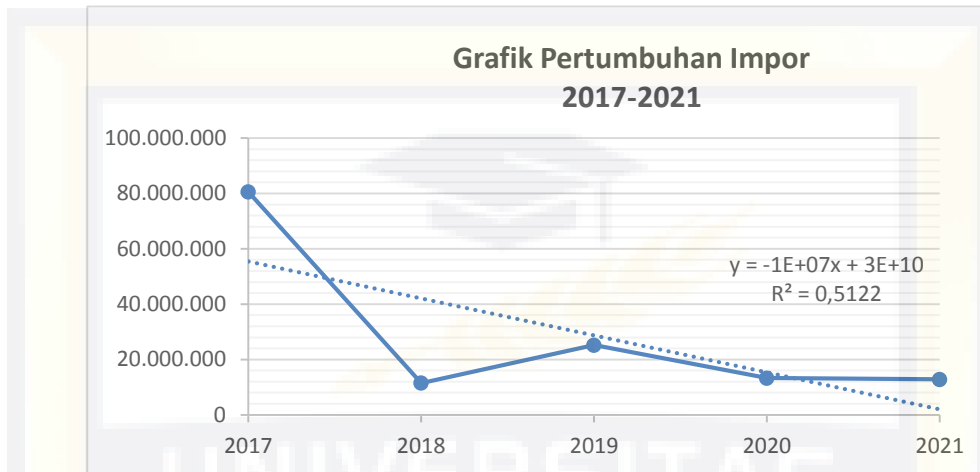
Nama	Kapasitas (kg/tahun)
Pertamina Unit Pangkalan Brandan	8.000.000
Pertamina Unit Plaju	10.000.000
Pertamina Unit Balongan	15.000.000

Sumber : [www.pertamina.com](http://www.pertamina.com)

Kebutuhn terhadap bahan bakar khususnya gasolin di masa mendatang diperkirakan akan terus meningkat. Indikasi ini didasarkan atas perkembangan industry pemakainya yang akhir-akhir ini mengalami perkembangan cukup pesat.



Disamping masih tingginya minat investasi di bidang industri pemakai, para industri pemakai yang ada juga aktif melakukan perluasan pabrik. Proyeksi perkembangan impor bahan bakar gasolin di peroleh berdasarkan metode interpolasi linier pada data import tabel 1.1



**Gambar 1.1 Grafik Data Impor Bahan Bakar**

Metode interpolasi linear dapat digunakan apabila nilai  $R^2 > 0,9$ , dari grafik diatas diperoleh nilai  $R^2$  yaitu 0,5122 sehingga dapat disimpulkan nilai  $R^2 < 0,9$  maka metode interpolasi linier tidak dapat digunakan. Berdasarkan dari data impor, ekspor, konsumsi, dan produksi bahan bakar diatas, maka digunakan metode pertumbuhan rata-rata pertahun diperkirakan produksi bahan bakar gasolin pada tahun 2027 sebagai berikut:

**Tabel 1.6 Pertumbuhan Rata-rata Bahan Bakar di Indonesia**

Tahun	Jumlah (Kg/Tahun)				%P			
	Ekspor (E)	Impor (I)	Konsumsi (K)	Produksi (P)	E	I	K	P
2.017	6.125.783	80.539.933	44.160.934	53.148.889				
2.018	6.851.775	11.490.661	55.430.352	53.219.978	0,12	-0,86	0,26	0,00
2.019	7.566.780	25.187.848	59.488.239	66.367.756	0,10	1,19	0,07	0,25
2.020	3.439.219	13.288.867	61.609.077	65.337.435	-0,55	-0,47	0,04	-0,02
2.021	2.196.296	12.839.556	62.399.185	63.701.284	-0,36	-0,03	0,01	-0,03
<b>Total</b>					<b>-0,68</b>	<b>-0,17</b>	<b>0,38</b>	<b>0,21</b>
<b>Rata-rata (i)</b>					<b>-0,17</b>	<b>-0,04</b>	<b>0,09</b>	<b>0,05</b>

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2022

Berdasarkan data diatas maka dapat diperkirakan jumlah kebutuhan bahan bakar di Indonesia pada tahun 2027 saat pabrik didirikan, yaitu dengan perhitungan *discounted methode* menggunakan persamaan (Ulrich, 1984).

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

Keterangan :

F = Nilai kebutuhan pada tahun ke-n

P = Besarnya data pada tahun sekarang (ton/tahun)

I = Kenaikan data rata-rata

n = Selisih tahun (tahun ke-n)

Perkiraan konsumsi bahan bakar dalam negeri pada tahun 2027 sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{a. F Impor 2027} &= P (1+i)^n \\ &= 12.839.556 (1 - 0,04)^{(2027-2021)} \\ &= 9.870.670 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. F Konsumsi 2027} &= P (1+i)^n \\ &= 62.399.185 (1+0,09)^{(2027-2021)} \\ &= 107.103.193 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. F Ekspor 2027} &= P (1+i)^n \\ &= 2.196.296 (1 - 0,17)^{(2027-2021)} \\ &= 712.865 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{d. F Produksi 2027} &= P (1+i)^n \\ &= 63.701.284 (1+0,05)^{(2027-2021)} \\ &= 86.323.611 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

e. F 2027

Karena pabrik bahan bakar telah berdiri di Indonesia maka hasil yang di peroleh di kali 60%, perhitungannya sebagai berikut:

$$\begin{aligned} F_{2027} &= ((F_{\text{Konsumsi}2027} + F_{\text{Ekspor}2027}) - (F_{\text{Produksi}2027} + F_{\text{Impor}2027})) \times 60\% \\ &= ((107.103.193 + 712.865) - (86.323.611 + 9.870.670)) \times 60\% \\ &= 11.621.778 \text{ kg/tahun} \times 60\% \\ &= 6.973.067 \text{ Kg/Tahun} \\ &= 6.973 \text{ Ton/Tahun} \end{aligned}$$

Dapat diketahui bahwa kebutuhan bahan bakar pada tahun 2027 yaitu 6.973 ton/tahun, sehingga di pilih kapasitas **7.000 Ton/Tahun**

### 1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu aspek penting yang perlu dipertimbangkan dalam pendirian pabrik. Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, diantaranya adalah letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial dan kemungkinan pengembangan di masa mendatang.



Bedasarkan berbagai pertimbangan maka lokasi pabrik direncanakan di Kelurahan Bangkala, Kecamatan Manggala Kota Makassar, Indonesia dengan pertimbangan sebagai berikut:

#### 1. Penyediaan bahan baku

Menurut informasi dari UPTD TPA Tamangapa Kota Makassar ada 245,8 ton/hari sampah yang masuk di TPA tersebut, dan sekitar 44% merupakan sampah plastik yang merupakan bahan baku dari pabrik ini, sehingga apabila lokasi dekat dari sumber bahan baku maka dapat menghemat biaya transportasi atau pengangkutan.

2. Letak pabrik terhadap daerah pemasaran

Rencana pemasaran produk yaitu untuk kebutuhan domestik dalam membantu memenuhi kebutuhan bahan bakar berupa gasolin di Indonesia Selain itu, Makassar adalah daerah yang strategis untuk pendirian suatu pabrik, karena merupakan sebagai pusat perdagangan di wilayah timur Indonesia .

3. Transportasi

Sarana transportasi yang baik sangat diperlukan untuk menunjang kemajuan suatu industri. Kelurahan Bangkala, Kecamatan Manggala Kota Makassar dekat dengan bandara, juga telah ada sarana transportasi jalan raya, sehingga akan mempermudah sistem pengiriman bahan baku dan produk.

4. Tenaga kerja

Ketersediaan tenaga kerja yang terampil merupakan salah satu faktor penting guna menunjang kredibilitas pabrik. Kelurahan Bangkala, Kecamatan Manggala Kota Makassar yang sarat dengan lembaga pendidikan formal maupun non formal, di mana banyak dihasilkan tenaga ahli maupun non ahli, maka tenaga kerja mudah didapatkan.

5. Utilitas

Sarana-sarana pendukung seperti ketersediaan air, listrik dan sarana lainnya harus diperhatikan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik. Pemenuhan kebutuhan listrik dapat dibebankan pada PLN atau PLTU yang jalurnya tersedia di wilayah ini, sedangkan untuk penyediaan air proses, air pendingin dan air umpan boiler diambil dari sungai.

6. Peraturan daerah

Mengacu pada otonomi daerah, kebijakan pemerintah daerah sangat mendukung pendirian pabrik yang nantinya akan menambah pendapatan daerah.

#### 7. Keadaan masyarakat

Masyarakat yang membutuhkan pekerjaan akan mendukung pendirian pabrik. Karena dengan didirikannya pabrik, maka akan terbuka lapangan pekerjaan baru yang memberikan kesempatan pada masyarakat di sekitar pabrik.

#### 8. Rencana masa depan

Rencana masa depan sangat mungkin diterapkan pada kawasan ini terlebih biaya tanah dan bangunan/gedung yang relatif murah di Indonesia.

#### 9. Iklim dan geografis

Indonesia dengan iklim tropisnya sangat menunjang untuk berdirinya industri. Dari segi geografis, Kelurahan Bangkala, Kecamatan Manggala Kota Makassar sangat cocok untuk pendirian pabrik karena jarang sekali terjadi bencana alam gempa bumi dan gunung meletus yang dapat mengganggu proses operasi pabrik.

### Penentuan Pemilihan Lokasi

1. Kelurahan Bangkala, Kecamatan Manggala Kota Makassar
2. Kabupaten Maros
3. Kabupaten Bulukumba

**Tabel 1.7 Penentuan Pemilihan Lokasi**

No	Faktor	Pembobotan			
		Maksimal	Lokasi		
			1	2	3
1	Penyediaan Bahan Baku	100	100	80	75
2	Letak Pabrik Terhadap daerah Pemasaran	100	90	90	80
3	Transportasi	100	90	90	80
4	Tenaga Kerja	100	95	90	90
5	Utililitas	100	80	80	80
6	Peraturan Daerah	100	90	85	70
7	Keadaan Masyarakat	100	90	90	90
8	Rencana Masa Depan	100	80	80	90
9	Iklim dan Geografis	100	80	80	70
Total			795	765	725

Berdasarkan ketiga lokasi diatas yang memperoleh poin paling banyak adalah Kelurahan Bangkala, Kecamatan Manggala Kota Makassar. Maka pabrik ini akan direncanakan di bangun di Kelurahan Bangkala, Kecamatan Manggala Kota Makassar.

#### **1.4 Tinjauan Pustaka**

Gasoline adalah bentuk Bahasa Inggris dari bensin. Gasoline adalah campuran dari berbagai senyawa hidrokarbon yang berbentuk cair dan digunakan sebagai bahan bakar untuk mesin pembakaran internal (internal combustion) pada kendaraan. Bensin berasal dari minyak mentah dan cairan minyak bumi lainnya. Banyak orang yang menyukai bahan bakar ini karena memiliki energi pembakaran yang tinggi dan kapasitas untuk bercampur dengan udara di dalam karburator dengan mudah.

##### **1.4.1 Sejarah Bahan Bakar Minyak**

Menurut praduga, minyak bumi pertama kali ditemukan sekitar 5000 tahun yang lalu oleh Bangsa Assyria, Sumeria, dan Babilonia kuno. Akan tetapi, mereka tidak mengambil minyak bumi dengan cara pengeboran, melainkan mengambil dari rembesan di permukaan tanah. Seiring berkembangnya zaman, Bangsa Arab dan Persia menemukan teknologi destilasi minyak bumi sederhana.

Pada abad ke-12, lahirlah teknologi destilasi di Eropa Barat karena Bangsa Arab melakukan ekspansi wilayah ke Spanyol. Namun, pada saat itu, minyak bumi masih belum menjadi bahan bakar utama karena masih belum ada mesin yang dapat menggerakkan motor. Setelah berabad-abad kemudian, Bangsa Spanyol mulai melakukan eksplorasi minyak bumi. Pada abad ke-19, masyarakat Amerika Serikat dan Eropa mulai menggunakan minyak bumi sebagai alat penerangan. Pada awalnya, mesin menggunakan tenaga manusia, hewan, atau bahan bakar kayu.

Setelah James Watt menemukan mesin uap, masyarakat dunia mulai mencari sumber energi yang murah dan praktis. Tak lama kemudian, ditemukan minyak cair yang ada di dalam perut bumi. Minyak tersebut berasal dari peleburan tulang atau fosil makhluk hidup yang telah melalui proses tertentu sehingga menjadi minyak bumi. Pada tahun 1859, Edwin L. Drake melakukan pengeboran



minyak bumi di Pennsylvania, Amerika Serikat. Pengeboran ini adalah pengeboran yang pertama kali sehingga Edwin mendapatkan julukan sebagai pelopor industri minyak bumi. Dengan perkembangan teknologi, jenis bahan bakar minyak pun mulai bervariasi.

Minyak mentah hasil pengeboran memiliki berbagai macam fraksi, seperti bensin, solar, dan lain sebagainya. Proses pembakaran minyak bumi dapat menghasilkan gas karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) dan energi. Dari waktu ke waktu, gas CO<sub>2</sub> semakin menumpuk di atmosfer dan hal tersebutlah yang menyebabkan terjadi pemanasan global (global warming).

#### **1.4.2 Plastik *High Density Polyethylene***

Plastik ini merupakan jenis yang paling populer di dunia karena sifat penggunaannya yang sangat mudah ditemukan. HDPE (*High-density polyethylene*) mempunyai logo daur ulang dengan angka 2 ditengahnya. Jenis HDPE ini adalah polimer termoplastik yang terbuat dari proses pemanasan minyak bumi. Sifatnya keras, tahan terhadap suhu tinggi, dan dapat dibentuk menjadi beragam benda tanpa kehilangan kekuatannya. Lapisan HDPE cenderung terlihat buram setelah diproses, dan dapat didaur ulang menjadi biji plastik.

Jenis-Jenis HDPE (*High Density Polyethylene*):

1. Kantong HDPE Anti Panas (HD ATP) biasanya digunakan untuk kantong kemasan cairan panas, makanan ataupun minuman panas.
2. Kantong HDPE (HD) biasanya digunakan untuk kantong aneka barang belanjaan sehari-hari.
3. Kantong HDPE Roll (HD Roll) biasanya digunakan sebagai kantong untuk mengisi buah, sayur atau barang lainnya dan juga digunakan sebagai pembungkus kertas.
4. HDPE Alas (HD Sheet) umumnya digunakan sebagai alas/pelapis dari wadah makanan hangat atau sebagai pembungkus makanan.

### 1.4.3 Pemilihan Proses Pembuatan Bahan Bakar dari Sampah Plastik

Penelitian yang dilakukan oleh J. Aguado, et.al. 2006 menunjukkan adanya pengaruh pada beberapa katalis yang digunakan dalam proses degradasi *Polypropylene* dan *High Density Polyethylene* untuk menghasilkan bahan bakar minyak. Tiga jenis katalis yang digunakan dalam penelitian ini, antara lain yaitu zeolite Ti ± Al ± beta (X), zeolit Al ± beta (F) dan zeolite Al ± beta (X). Dapat dilihat pada tabel 1.2.

**Tabel 1.8 Perengkahan katalitik Sampah plastik HDPE**

Zeolite	Conversion (wt%)	Produk Selectivity (wt%)			
		C <sub>1</sub> -C <sub>4</sub> Gases	C <sub>5</sub> -C <sub>12</sub> Gasoline	C <sub>13</sub> -C <sub>22</sub> Gas-oil	C <sub>23</sub> -C <sub>40</sub> Gas-oil
Al-beta (X)	40,1	25,95	68,56	4,13	1,36
Ti-Al-beta (X)	52,3	18,78	72,48	6,00	2,74
Al-beta (F)	12,5	59,02	40,98	-	-

Dari ketiga katalis tersebut yang menunjukkan pengaruh paling bagus untuk hasil produknya berupa bahan bakar adalah zeolite Ti ± Al-beta (X) dengan bahan baku utamanya adalah HDPE yang menghasilkan gasoline dengan komposisi persen massa 72,48 % kekuatan penelitian ini adalah menghasilkan bahan bakar yang cukup besar jika dibandingkan dengan hasil penelitian yang lain. Kelemahan penelitian ini adalah banyak nya produk samping yang dihasilkan seperti LPG, minyak diesel dan kerosene.

## **BAB II. URAIAN PROSES**

### **2.1 Tahap Persiapan bahan baku**

Sampah plastik HDPE dari bak penampung (BP-01) diangkut menggunakan Belt Conveyor menuju ke Crusher plastik (CP-01) untuk proses pengecilan ukuran sampah HDPE, keluaran dari Crusher plastik sampah menuju Reaktor Fluidized Bed

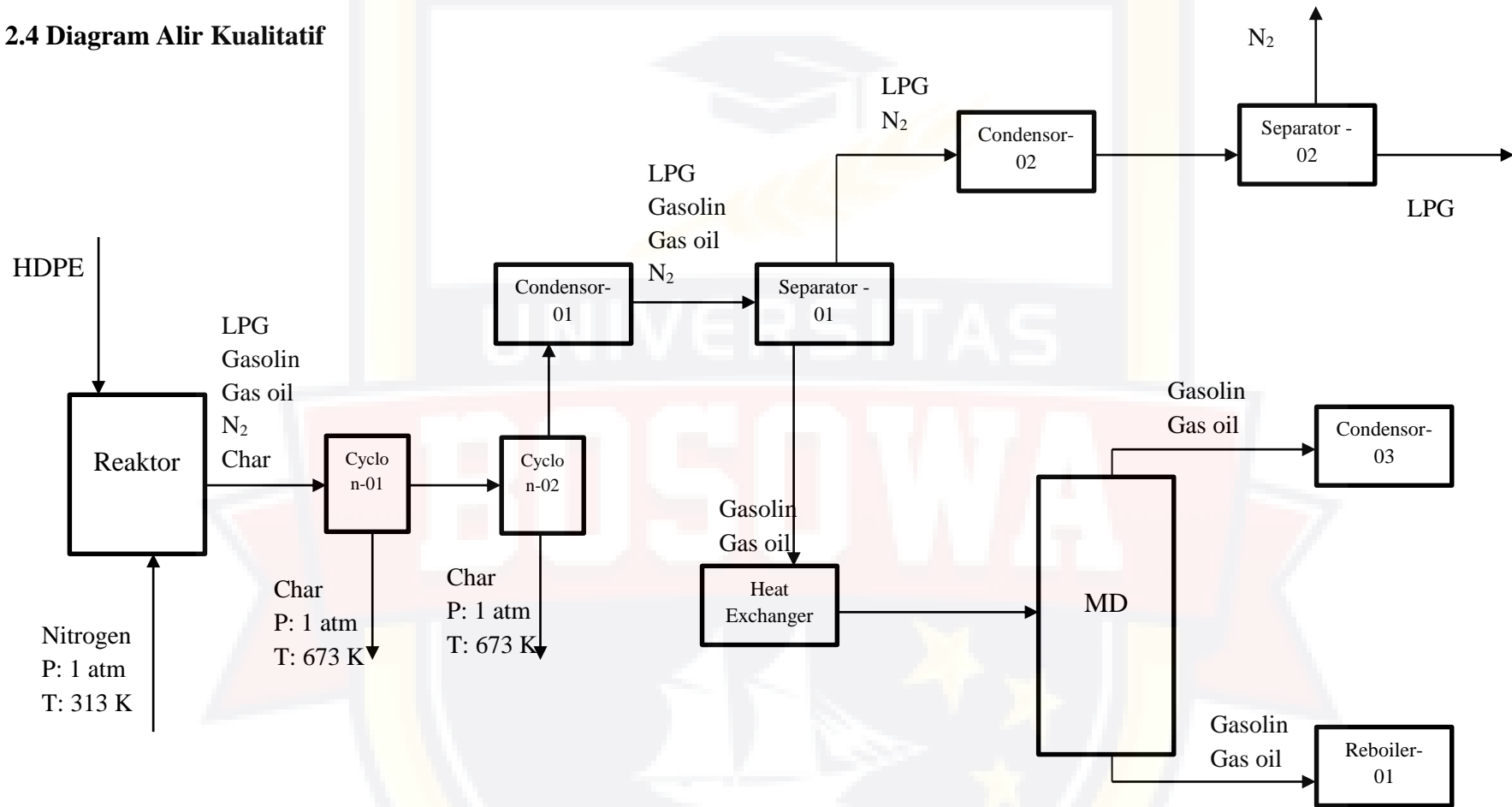
### **2.2 Tahap Reaksi**

Dengan menggunakan bucket elevator sampah plastik HDPE kering ini masuk kedalam Reaktor Fluidized Bed (R-01) yang dioperasikan secara kontinyu dan dialiri gas N<sub>2</sub> dengan kecepatan alir 1.000 ml/menit. Proses dilakukan pada suhu 400°C, tekanan 1 atm dengan perbandingan plastik/katalis (50w/w). Didalam reaktor suhu dan tekanan dijaga konstan, hal ini bertujuan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan pada reaktor. Hasil dari reaktor berupa gas dan padat yang kemudian masuk kedalam Cyclone (CY-01) untuk memisahkan produk gas dari padatan nya, lalu masuk lagi ke Cyclone (CY-02) untuk lebih meminimalkan jumlah padatan yang ada dalam produk gas. Produk gas kemudian masuk ke kondensor (CD-01) dengan tujuan untuk menjadikan produk fase cair.

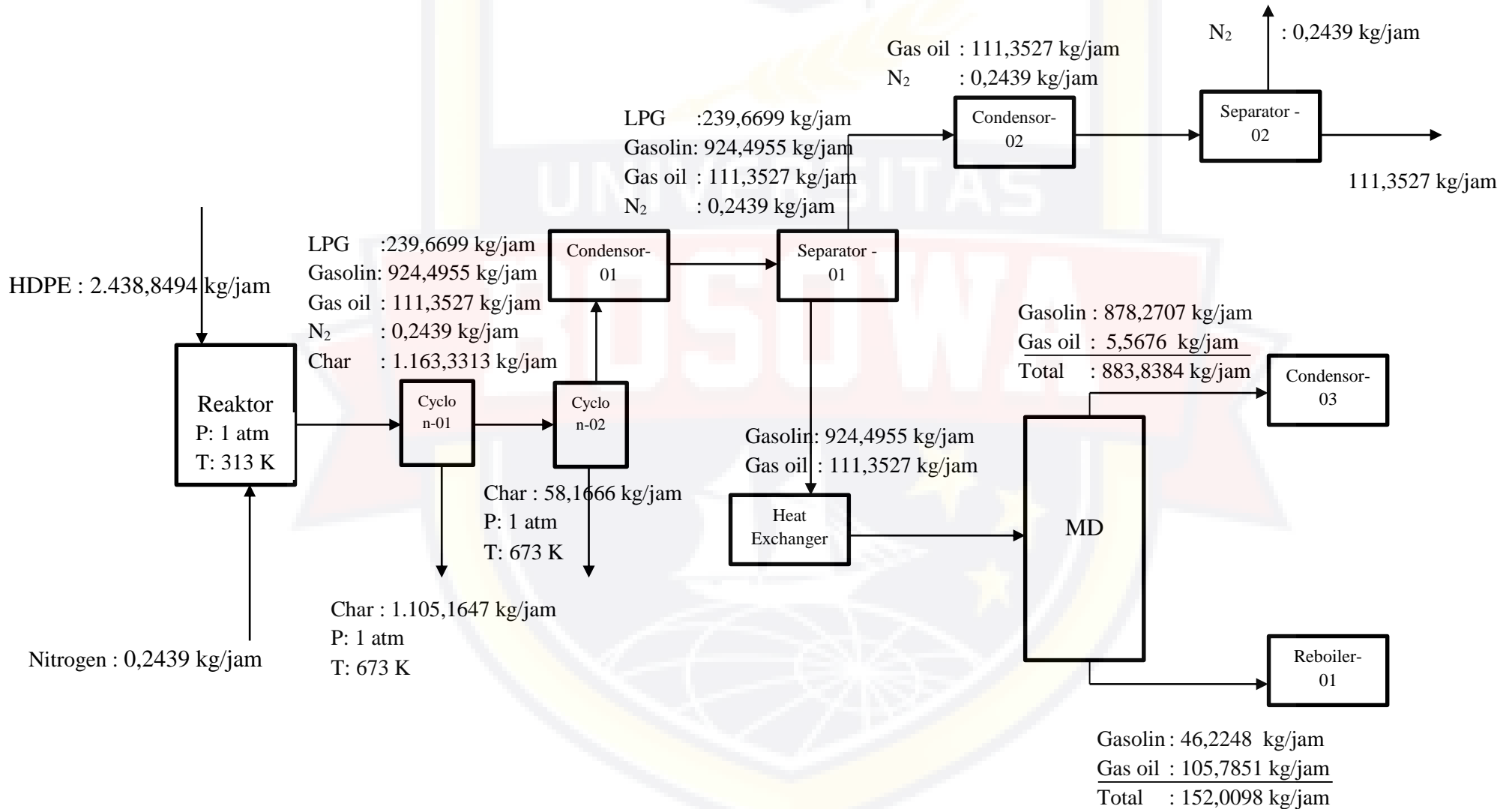
### **2.3 Tahap Pemisahan dan Pemurnian**

Hasil dari kondensor ini akan masuk ke Separator (SP-01) untuk pemisahan fase gas yang uncondensable (N<sub>2</sub> dan LPG) dan fase cair (Gasoline, Gas Oil). Fase gas hasil dari separator (SP-01) akan masuk ke kondensor (CD-02) untuk membuat LPG sebagai produk cair, setelah itu masuk ke separator (SP-02) untuk memisahkan antara fase cair (LPG) dan fase gas (N<sub>2</sub>). Sedangkan fase cair hasil dari separator (SP-01) masuk ke Heat Exchanger (HE) untuk menaikkan suhu sebelum masuk ke Menara Distilasi (MD), dimana terjadi pemisahan antara fraksi ringan (Gasoline) sebagai hasil atas dan fraksi berat (Gas Oil) sebagai hasil bawah.

## 2.4 Diagram Alir Kualitatif



## 2.5 Diagram Alir Kualitatif



### BAB III. SPESIFIKASI BAHAN

#### 3.1 Bahan Baku

Spesifikasi dari sampah plastik HDPE (High Density Polyethylene) menurut

adalah sebagai berikut :

- a. Rumus Molekul :  $(C_2H_4)_n$
- b. Densitas :  $> 0,941 \text{ gr/cm}^3$
- c. Titik Lebur :  $134^\circ\text{C}$
- d. Temperatur Transisi :  $-110^\circ\text{C}$
- e. Temperatur Kerja Maksimum :  $82^\circ\text{C}$
- f. Nilai Kalor :  $46,3 \text{ MJ/kg}$
- g. Berat Molekul :  $75.000 \text{ kg/kgmol}$
- h. Modulus Young :  $20.000-30.000 \text{ psi}$
- g. Kuat Tarik :  $1200-2000 \text{ psi}$

#### 3.2 Bahan Penunjang

##### 3.2.1 Katalis zeolite Ti $\pm$ Al-beta (X)

Menurut J. Aguado, et.al. (2000), menjelaskan bahwa katalis zeolite Ti  $\pm$  Al-beta (X) memiliki spesifikasi pada tabel 3.1 sebagai berikut :

**Tabel 3.1 Spesifikasi katalis zeolite Ti  $\pm$  Al-beta (X)**

Zeolite	Composition		Crystal size ( $\mu\text{m}$ )	N <sub>2</sub> adsorption (77K)			
	Si/Al	Si/Ti		Micropore volume ( $\text{cm}^3/\text{g}$ )	BET surface ( $\text{m}^2/\text{g}$ )	External surface ( $\text{m}^2/\text{g}$ )	Sext/SBET (%)
Ti-Al-beta(X)	42,7	57,7	0,2	0,236	631,4	41,4	6,6

##### 3.2.2 Nitrogen (N<sub>2</sub>)

Spesifikasi dari gas Nitrogen adalah sebagai berikut:

- a. Simbol : N<sub>2</sub>
- b. Nomor atom : 7
- c. Berat atom : 14,007



- d. Klasifikasi : Gas dan bukan logam
- e. Fase pada suhu kamar : Gas
- f. Titik leleh : -210,00 ° C, -346,00 ° F
- g. Titik didih : -195,79 ° C, -320,33 ° F
- h. Density : 1,2506 kg/m<sup>3</sup>

### 3.3 Spesifikasi Produk

#### 3.3.1 Gasolin

Spesifikasi gasoline menurut Direktur Jendral Minyak dan Gas (2006), yang terdapat pada tabel 3.2 adalah sebagai berikut :

**Tabel 3.2 Spesifikasi gasoline RON 88**

No	Karakteristik	Satuan	Batasan		Metode Uji	
			Min	Maks	ASTM	Lain
1	Bilangan Oktana	RON	88	-	D 2699	
	Angka Oktana Riset (RON)					
2	Stabilitas Oksidasi	Menit	360	-	D 252	
3	Distilasi :				D 86	
	10% vol. Penguapan	°C	-	74		
	50% vol. Penguapan	°C	75	125		
	90% vol. Penguapan	°C	-	180		
	Titik Didih Akhir	°C	-	215		
	Residu	% vol	-	2,0		
4	Tekanan Uap	kPa	45	69		D 5191/ D 323
5	Berat Jenis (pada suhu 15°C)	kg/m <sup>3</sup>	715	770		D 4052/ D 1298
6	Penampilan visual		Jernih dan terang			
7	Bau		Dapat dipasarkan			
8	Warna		Kuning			

Sumber : Direktur Jendral Minyak dan Gas, (2006)

### 3.3.2 LPG

Spesifikasi LPG menurut Surat Keputusan Direktur Jendral Minyak dan Gas No. 26525. K/10/DJM.T/2009 tanggal 31 Desember 2009 yang terdapat pada tabel 3.3 adalah sebagai berikut :

**Tabel 3.3 Spesifikasi LPG**

Properties	Metode Uji	LPG Mix	LPG Propana	LPG Butana
Tekanan Uap pada 100°F,psig	ASTMD-1267	Max.145	Max.210	Max.70
Weathering Test pada 36°F	ASTMD-1837	Min.95	Min.95	Min.95
Total Sulfur, grains/100 cuft	ASTMD-278	Max.15	Max.15	Max.15
Kandungan Air	Visual	No free water	-	-
Etil/Butil Merkaptan,ml/1000 AG	-	50	50	50
Density LPG		1,898 kg/m <sup>3</sup>		

Sumber : Direktur Jenderal Minyak dan Gas Bumi,2006

### 3.3.3 Gas Oil

Spesifikasi gas oil menurut Surat Keputusan Direktur Jendral Minyak dan Gas terdapat pada tabel 3.4 sebagai berikut:

**Tabel 3.4 Spesifikasi gas oil**

No	Karakteristik	UNIT	Batasan		Metode Uji ASTM/lain
			MIN	MAX	ASTM
1	Angka Setana		45	-	D-613
2	Indeks Stana		48	-	D-4737
3	Berat Jenis pada 15 <sup>0</sup> C	Kg/m <sup>3</sup>	815	870	D-1298 / D-4737
4	Viskositas pada 40 <sup>0</sup> C	Mm <sup>2</sup> /sec	2.0	5.0	D-445
5	Kandungan Sulfur	% m/m	-	0.35	D-1552
6	Distilasi : T95	°C	-	370	D-86
7	Titik Nyala	°C	60	-	D-93
8	Titik Tuang	°C	-	18	D-97
9	Kandungan Air	Mg/kg	-	500	D-1744
10	Kandungan FAME	% v/v	-	10	
11	Kandungan Abu	% m/m	-	0,01	D-482
12	Bilangan Asam Total	mgKOH/g r			
13	Warna	No.ASTM	-	3,0	D-1500

Sumber : Direktur Jenderal Minyak dan Gas Bumi,2006

## BAB IV. NERACA MASSA

Kapasitas Produksi : 7.000 Ton/Tahun

: 883,8384 kg/jam

Hari Kerja : 330 hari

Basis Operasi : 1 jam

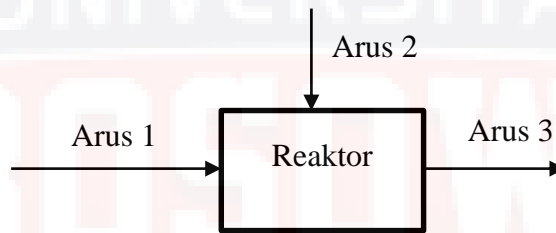
Basis hitungan : 100 kg/jam HDPE (*High-Density Polyethylene*)

Faktor pengali : 
$$= \frac{\text{produksi perjam}}{\text{produksi berdasarkan basis perhitungan}}$$

$$= \frac{883,8384}{36,2400} \text{ kg/jam} = 24,3884941$$

### 4.1 Reaktor

Fungsi: Mereaksikan *High-Density Polyethylene* dengan N<sub>2</sub>

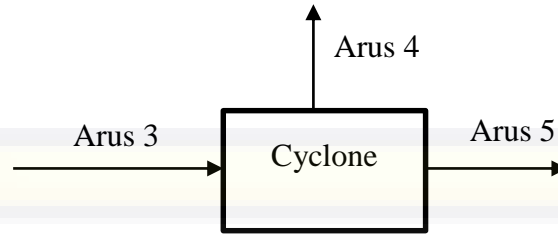


**Tabel 4.1 Neraca Massa Reaktor**

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	A1	A2	A3
HDPE	2.438,8494		
N <sub>2</sub>		0,2439	0,2439
Char			1.163,3313
LPG			239,6699
Gasoline			924,4955
Gas oil			111,3527
<b>Total</b>	<b>2.438,8494</b>	<b>0,2439</b>	<b>2.439,0933</b>
	<b>2.439,0933</b>		<b>2.439,0933</b>

## 4.2 Cyclone 1

Fungsi: Mengeluarkan 95% char yang ada

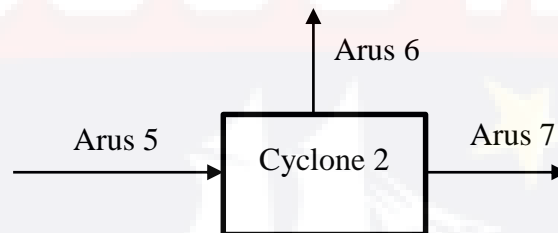


Tabel 4.2 Neraca Massa Cyclone 1

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	A3	A4	A5
N <sub>2</sub>	0,2439		0,2439
Char	1.163,3313	1.105,1647	58,1666
LPG	239,6699		239,6699
Gasoline	924,4955		924,4955
Gas oil	111,3527		111,3527
<b>Total</b>	<b>2.439,0933</b>	<b>1.105,1647</b>	<b>1.333,9286</b>
	<b>2.439,0933</b>	<b>2.439,0933</b>	

## 4.3 Cyclone 2

Fungsi: Mengeluarkan 100% char yang ada

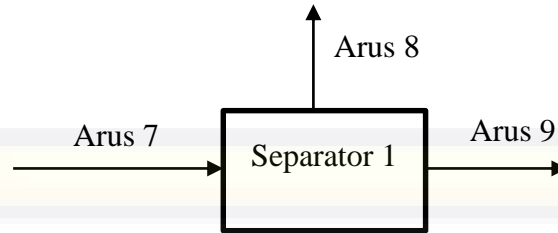


Tabel 4.3 Neraca Massa Cyclone 2

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	A5	A6	A7
N <sub>2</sub>	0,2439		0,2439
Char	58,1666	58,1666	
LPG	239,6699		239,6699
Gasoline	924,4955		924,4955
Gas oil	111,3527		111,3527
<b>Total</b>	<b>1.333,9286</b>	<b>58,1666</b>	<b>1.275,7620</b>
	<b>1.333,9286</b>	<b>1.333,9286</b>	

#### 4.4 Separator 1

Fungsi: Memisahkan komponen fase gas dan fase cair

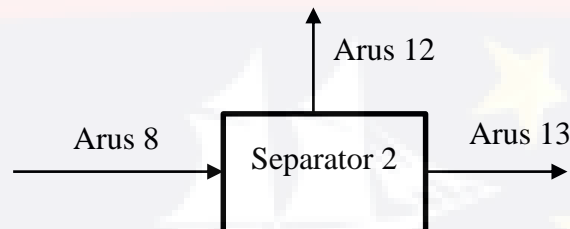


**Tabel 4.4 Neraca Massa Separator 1**

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	A7	A8	A9
N <sub>2</sub>	0,2439	0,2439	
LPG	239,6699	239,6699	
Gasoline	924,4955		924,4955
Gas oil	111,3527		111,3527
<b>Total</b>	<b>1.275,7620</b>	<b>239,6699</b>	<b>1.035,8482</b>
	<b>1.275,7620</b>	<b>1.275,7620</b>	

#### 4.5 Separator 2

Fungsi: Memisahkan N<sub>2</sub> dan LPG yang keluar dari separator 1



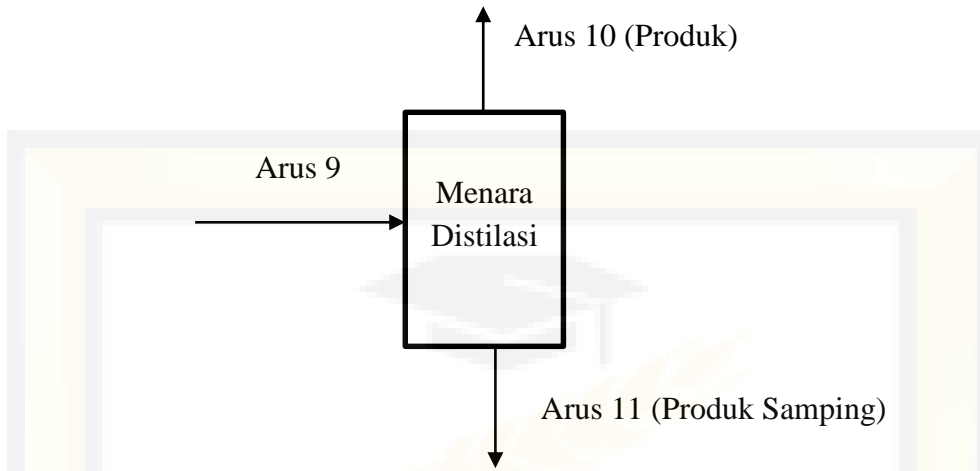
**Tabel 4.5 Neraca Massa Separator 2**

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	A8	A12	A13
N <sub>2</sub>	0,2439	0,2439	
LPG	239,6699		239,6699
<b>Total</b>	<b>239,6699</b>	<b>239,6699</b>	



#### 4.6 Menara Distilasi

Fungsi: Memurnikan gasolin



**Tabel 4.6 Neraca Massa Menara Distilasi**

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	
	A9	A10	A11
Gasolin	924,4955	878,2707	46,2248
Gas Oil	111,3527	5,5676	105,7851
Total	1.035,8482	883,8384	152,0098
		1.035,8482	

#### Neraca Massa Kondensor Menara Distilasi

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	Presentasi
	A10	A10	
Gasolin	878,2707	878,2707	99%
Gas Oil	5,5676	5,5676	1 %
Total	883,8384	883,8384	100%

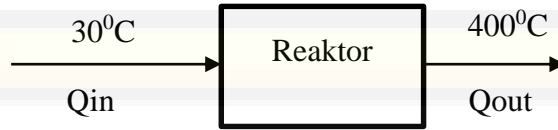
### Neraca Massa Reboiler Menara Distilasi

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	Presentasi
	A11	A11	
Gasolin	46,2248	46,2248	30%
Gas Oil	105,7851	105,7851	70 %
<b>Total</b>	<b>152,0098</b>	<b>152,0098</b>	<b>100%</b>



## BAB V. NERACA PANAS

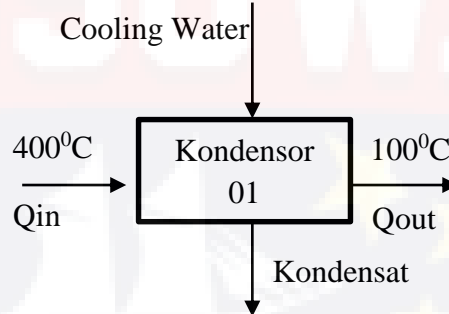
### 5.1 Neraca Panas Reaktor



**Tabel 5.1 Neraca Panas Reaktor**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qreaktan	1,2775	
Qproduk		1.865.664,1542
Qreaksi		5.849.283,1919
Qsistem	7.714.946,0686	
<b>Total</b>	<b>7.714.947,3461</b>	<b>7.714.947,3461</b>

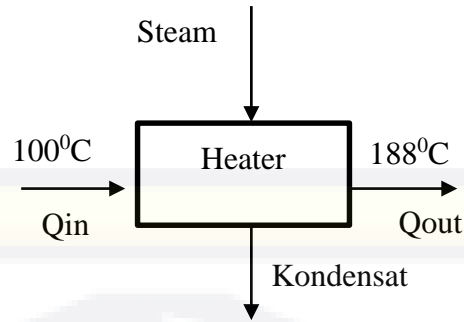
### 5.2 Neraca Panas Kondensor 01



**Tabel 5.2 Neraca Panas Kondensor 01**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Gasoline	1.675.344,9620	58.816,1603
Gas oil	77.712,3029	10.558,9566
LPG	111.153,8695	12.652,2578
N <sub>2</sub>	95,0329	19,0934
Char	1.357,9869	
Qsistem	-1.783.617,6862	
<b>Total</b>	<b>82.046,4681</b>	<b>82.046,4681</b>

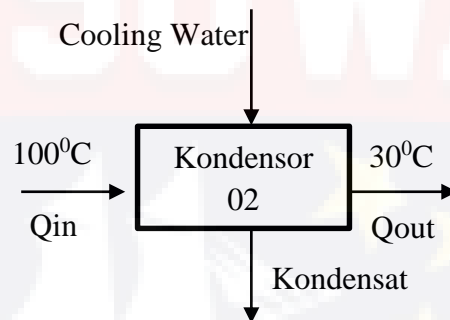
### 5.3 Neraca Panas Heater



Tabel 5.3 Neraca Panas Heater

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Gasoline	58.816,1603	321.537,8857
Gas oil	10.558,9566	27.382,3060
Qsistem	279.545,0748	
<b>Total</b>	<b>348.920,1917</b>	<b>348.920,1917</b>

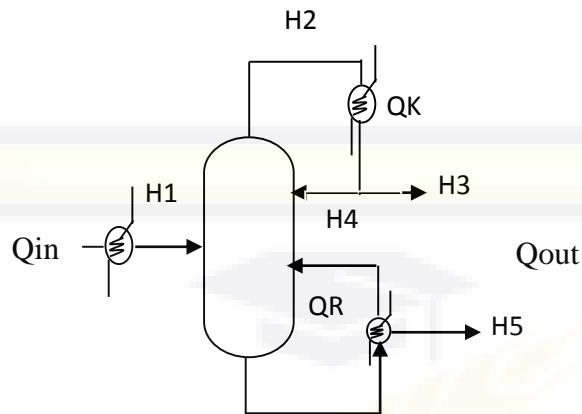
### 5.4 Neraca Panas Kondensor 02



Tabel 5.4 Neraca Panas Kondensor 02

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
LPG	12.652,2578	723,6023
N <sub>2</sub>	19,0934	1,2775
Qsistem	-11.946,4713	
<b>Total</b>	<b>724,8798</b>	<b>724,8798</b>

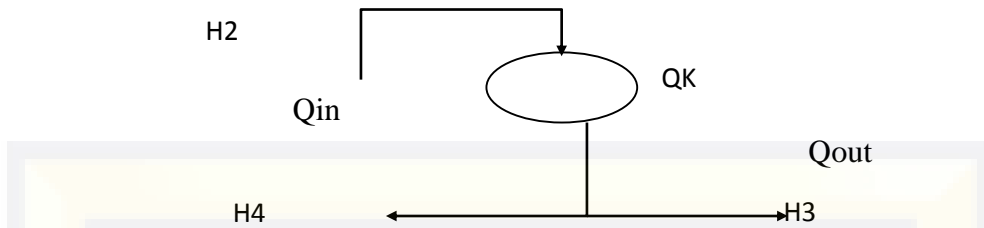
## 5.5 Neraca Panas Menara Distilasi



**Tabel 5.5 Neraca Panas Menara Distilasi**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
Gasolin	321.537,8857	305.460,9914	276.473,1624
Gas Oil	27.382,3060	1.369,1153	24.463,3310
QR	373.759,3913		
QK		80.499,6694	
Qloss		34.413,3135	
<b>Total</b>	<b>722.679,5830</b>	<b>722.679,5830</b>	

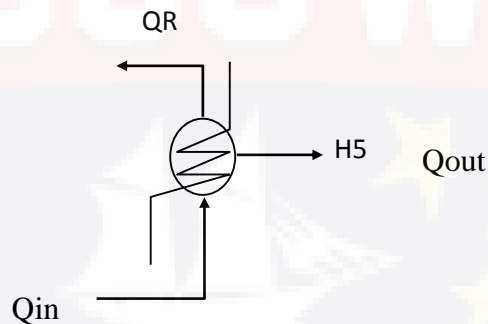
### 5.6 Neraca Panas Kondensor Menara Distilasi ( Kondensor 03)



**Tabel 5.6 Neraca Panas Kondensor Menara Distilasi**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$\Delta H_2$	736.249,9678	
$\Delta H_3$		306.830,1067
$\Delta H_4$	429.419,8611	
Q pendingin		858.839,7222
<b>Total</b>	<b>1.165.669,8289</b>	<b>1.165.669,8289</b>

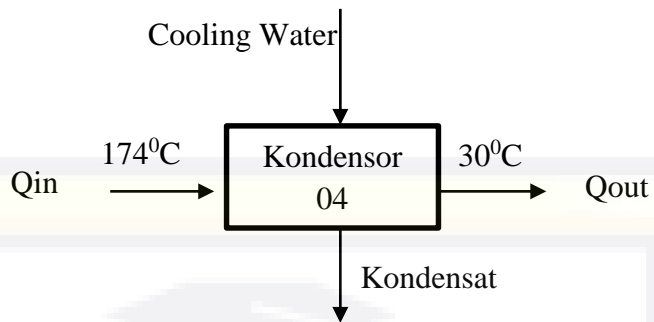
### 5.7 Neraca Panas Reboiler Menara Distilasi



**Tabel 5.7 Neraca Panas Reboiler Menara Distilasi**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_R$		373.759,3913
$Q_{loss}$		19.671,5469
Q sistem	393.430,9382	
<b>Total</b>	<b>393.430,9382</b>	<b>393.430,9382</b>

### 5.8 Neraca Panas Kondensor 04



**Tabel 5.8 Neraca Panas Kondensor 04**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Gasolin	13.823,6581	239,4217
Gas Oil	23.240,1644	532,3950
Q sistem	-36.292,0058	
<b>Total</b>	<b>771,8167</b>	<b>771,8167</b>



## BAB VI SPESIFIKASI ALAT

### 6.1 Bak Penampungan Bahan Baku (BP-01)

Kode	: BP-01
Fungsi	: Menampung sampah HDPE
Bahan konstruksi	: Beton kedap air
Laju volumetrik	: 2.438,849 kg/jam
Waktu penampungan	: 10 hari
Volume bak (v)	: 481,239 m <sup>3</sup>
Lebar	: 6,220 m
Tinggi bak (t)	: 6,220 m
Luas bak	: 77,372 m <sup>2</sup>

### 6.2 Belt Conveyor 1 (BC-01)

Kode	: BC-01
Fungsi	: Untuk mengangkut sampah plastik HDPE dari bak penampung menuju Crusher plastic
Jenis	: <i>Horizontal Belt Conveyor</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi operasi	: Temperatur 30 °C dan Tekanan 1 atm
Laju alir massa	: 2438,84941 kg/jam
Faktor keamanan	: 20%
Kapasitas	: 2,927 ton/jam
Lebar belt	: 14 in
Kecepatan normal	: 200 ft/menit
Kecepatan maksimum	: 300 ft/menit
Sudut elevasi, $\alpha$	: 20° (Ulrich, 1984:72)
Power	: 4 Hp

### 6.3 Crusher (CR-01)

Fungsi	: Mencacah sampah plastik HDPE
Jenis	: <i>SWTF3280 Crusher Plastic</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Laju alir massa	: 2438,849 kg/jam
Jumlah	: 1 unit
Power	: 2 Hp

### 6.4 Screw Conveyor (SC-01)

Fungsi	: Untuk mengangkut sampah plastik HDPE dari crusher ke BE-01
Tipe alat	: Screw Conveyor
Diameter flig	: 16 in
Diameter pipa	: 3,5 in
Diameter shaft	: 3 in
Diameter feed masuk	: 14 in
Panjang	: 30 ft
Kecepatan putar max	: 50 rpm
Hangar center	: 12 ft
Power motor	: 13 Hp

### 6.5 Bucket Elevator (BE-01)

Kode	: BE-01
Fungsi	: Untuk mengangkut plastik HDPE dari SC-01 ke reaktor
Tipe alat	: Bucket elevator
Kapasitas maksimum	: 14 ton/jam
Ukuran	: 6 in x 4 in x 4 1/4 in
Bucket spacing	: 14 in
Bucket speed	: 225 ft/menit
Putaran head shaft	: 43 rpm
Lebar belt	: 12 in
Power	: 2 Hp

### 6.6 Tangki N<sub>2</sub> (T-01)

Kode	: T-01
Fungsi	: Menyimpan Gas N <sub>2</sub> Selama 1 Bulan
Tipe	: Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal
Jumlah	: 1 buah
Diameter D <sub>t</sub>	: 5,4399 m
Jari-jari	: 2,7199 m
Tinggi	: 7,2532 m
Tinggi elipsoidal	: 1,3600 m
Tinggi tangki total	: 8,6132 m
Tebal silinder	: 0,2261 in

### 6.7 Reaktor (R-01)

Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara plastik HDPE dengan gas N <sub>2</sub>
Jenis	: Fluidized Bed Reactor
Bahan konstruksi	: Stainless steel, SA-240, Grade A, Type 410
Jumlah	: 1 unit
Volume reaktor	: 3,090 m <sup>3</sup>
Diameter reaktor	: 1,331 m
Tinggi silinder	: 1,997 m
Tinggi tutup elipsoidal:	0,333 m
Tinggi reaktor	: 2,329 m
Tebal Shell	: ½ in
Tebal Jaket	: 2 in

### 6.8 Cyclone 01 (CC-01)

Fungsi : Memisahkan partikel padat (char) yang terbawa oleh gas keluar reaktor

Tipe : High gas rate

Material : ASTM SA-372 grade A Steel-Mn alloy

Rate : 2439,093 kg/jam

Diameter : 2,112 ft

Area Cyclone : 3,503 ft<sup>2</sup>

Kecepatan bahan : 1,610 m/dt

Tebal Shell : 3/16 in

Tebal tutup : ¼ in

### 6.9 Cyclone 02 (CC-02)

Fungsi : Memisahkan partikel padat (char) yang terbawa oleh gas keluar cyclone-01

Tipe : High gas rate

Material : ASTM SA-372 grade A Steel-Mn alloy

Rate : 1333,929 kg/jam

Diameter : 1,727 ft

Area Cyclone : 2,342 ft<sup>2</sup>

Kecepatan bahan : 1,316 m/dt

Tebal Shell : 3/16 in

Tebal tutup : ¼ in

### 6.10 Condensor 01 (CO-01)

Fungsi	: Mengembunkan fase gas dari Cyclone-02
Kode	: CO-01
Tipe	: <i>Horizontal shell and tube condensor</i>
Q	: 1783617,6862 kJ/jam
LMTD	: 315,960 °F
$\Delta t$	: 315,960 °F
A	: 11,8902 ft <sup>2</sup>
OD	: 1 1/2 in
BWG	: 18
ID	: 1,400 in
Suface	: 0,3925 ft <sup>2</sup> /ft
a't	: 1,54 in <sup>2</sup>
Pitch	: 1,8750 in, triangular
ID	: 39 in
Pass	: 2
C'	: 38% (baffle cut)

### 6.11 Separator 01 (S-01)

Fungsi	: Memisahkan fase gas (LPG dan N <sub>2</sub> ) dari komponen yang lain berupa fase cair (gasoline dan gas oil)
Jenis	: Silinder horizontal, alas dan tutup elipsoidal
Bahan konstruksi	: Carbon Steel, SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 unit
Faktor kelonggaran	: 20%
Volume tangki	: 0,0437 m <sup>3</sup>
Tebal Shell	: 2 in
Tebal tutup	: 2 in
Laju pemisahan	: 1.012,89 ft/min
Waktu pemisahan	: 3,3592 menit

### 6.12 Condensor 02 (CO-02)

Fungsi	: Mengembunkan fase gas dari Separator-02
Kode	: CO-02
Tipe	: <i>Horizontal shell and tube condensor</i>
Q	: 11946,4713 kJ/jam
LMTD	: 21,5446 °F
$\Delta t$	: 21,5446 °F
A	: 1,1679 ft <sup>2</sup>
OD	: 1 1/2 in
BWG	: 18
ID	: 1,400 in
Suface	: 0,3925 ft <sup>2</sup> /ft
a't	: 1,54 in <sup>2</sup>
Pitch	: 1,8750 in, triangular
ID	: 39 in
Pass	: 2
C'	: 38% (baffle cut)

### 6.13 Separator 02 (S-02)

Fungsi	: Memisahkan fase gas berupa N2 sebanyak
Jenis	: Silinder horizontal, alas dan tutup elipsoidal
Bahan konstruksi	: Carbon Steel, SA-283 Grade C
Jumlah	: 1 unit
Faktor kelonggaran	: 20%
Volume tangki	: 0,0136 m <sup>3</sup>
Tebal Shell	: 2 in
Tebal tutup	: 2 in
Laju pemisahan	: 1.012,89 ft/min
Waktu pemisahan	: 4,9543 menit

#### 6.14 Heater-01 (HE-01)

Kode	: HE-01
Fungsi	: Menaikkan suhu fase cair dari Separator-02 (gasoline dan gasoil)
Tipe	: <i>shell and tube</i>
Bahan	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1
$\Delta$ LMTD	: 533,02 °F
$\Delta$ t	: 533,02 °F
A	: 22,3174 ft <sup>2</sup>
OD	: ¾ in
BWG	: 16
ID	: 0,620 in
a't	: 0,302 in <sup>2</sup>
surface	: 0,196 ft <sup>2</sup> /ft
Panjang	: 16 ft
Pass	: 1
N <sub>t</sub>	: 7
Pitch	: 1 1/3 in
IDs	: 17 ¼ in
Pass	: 6
C'	: 0,56
B	: 3 in

#### 6.15 Tangki Penyimpanan LPG (T-02)

Kode	: T-02
Fungsi	: Menyimpan produk LPG cair selama 14 hari
Tipe	: Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal
Jumlah:	1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> SA-304 (Brownell & Young, 1959)
Volume tangki	: 196,0140 m <sup>3</sup>
Diameter tangki, D <sub>t</sub>	: 5,7213 m

Jari-jari tangki : 2,8606 m  
Tinggi tangki ; Hs : 25,0287 ft  
Tinggi elipsoidal ; He : 1,4303 m  
Tinggi tangki total : 9,0587 m  
Tebal Shell : ¼ in

#### 6.16 Menara Distilasi (MD-01)

Kode : MD-01  
Fungsi : Memisahkan antara fraksi ringan gasoline dan fraksi berat gas oil  
Jenis : Plate tower (menara distilasi dengan Sieve Tray)  
Tekanan operasi : 1 atm  
Diameter kolom : 3 ft  
Vmaks : 4,9071 ft<sup>3</sup>/detik  
Qmaks : 7,7937 gpm  
Vmin : 2,6423 ft<sup>3</sup>/detik  
Qmin : 4,1966 gpm  
Jenis tray : Cross flow  
Tebal tray : 5/16 inci  
Tray spacing : 18 inci  
Tebal Tutup : 0,2243 inci  
Tinggi kolom : 75,1883 ft

#### 6.17 Reboiler (RB-01)

Fungsi : Untuk menguapkan Kembali Sebagian liquida yang keluar dari bottom distilasi  
Kode : RB-01  
Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*  
Bahan : *High Alloy Steel, SA 240 Grade C*  
LMTD : 122,7549 °F  
A : 2,543703935 ft<sup>2</sup>



### 6.18 Condensor 03 (CO-03)

Fungsi : Untuk mengembunkan dan mendinginkan produk yang keluar dari distilasi

Kode : CO-03

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

OD : 1 1/2 in

BWG : 18

ID : 1,400 in

Suface : 0,3925 ft<sup>2</sup>/ft

a't : 1,54 in<sup>2</sup>

Pitch : 1,8750 in, triangular

ID : 39 in

Pass : 2

C' : 38% (baffle cut)

baffle spacing : 19,500 in

### 6.19 Condensor 04 (CO-04)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk yang keluar dari reboiler

Kode : CO-04

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

OD : 1 1/2 in

BWG : 18

ID : 1,400 in

Suface : 0,3925 ft<sup>2</sup>/ft

a't : 1,54 in<sup>2</sup>

Pitch : 1,8750 in, triangular

ID : 39 in

Pass : 2

C' : 38% (baffle cut)

## 6.20 Tangki Penyimpanan Gasoline (T-03)

Kode	: T-03
Fungsi	: Menyimpan produk Gasoline selama 7 hari
Tipe	: Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> SA-304 (Brownell & Young, 1959)
Kondisi operasi	: 30°C, 1 atm
Faktor keamanan	: 20%
Volume tangki	: 260,4997 m <sup>3</sup>
Diameter tangki ; Dt	: 6,2902 m
Tinggi tangki ; H <sub>T</sub>	: 9,9595 m
Tebal silinder ; ts	: ¼ in
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> SA-304
Faktor korosi	: 0,01 in/tahun

## 6.21 Tangki Penyimpanan Gas Oil (T-04)

Kode	: T-04
Fungsi	: Menyimpan produk Gas Oil selama 30 hari
Tipe	: Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> SA-304 (Brownell & Young, 1959)
Kondisi operasi	: 30°C, 1 atm
Faktor keamanan	: 20%
Volume tangki	: 179,9130 m <sup>3</sup>
Diameter tangki ; Dt	: 5,5601 m
Tinggi tangki ; H <sub>T</sub>	: 8,8035 m
Tebal silinder ; ts	: ¼ in
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> SA-304
Faktor korosi	: 0,01 in/tahun

### 6.22 Pompa 01 (P-01)

Fungsi	: Memompakan komponen keluar kondensor 01 menuju ke separator 01
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Laju alir massa, F	: 1275,7620 kg/jam
OD	: 4,50 in = 3,75 ft
ID	: 3,826 in = 0,097 m = 0,319 ft
A	: 0,0884 ft <sup>2</sup>
Power	: 1/8 Hp

### 6.23 Pompa 02 (P-02)

Fungsi	: Memompakan komponen yang keluar dari separator 01 menuju ke heater 01
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Laju alir massa, F	: 1035,8482 kg/jam
OD	: 4,50 in = 3,75 ft
ID	: 3,826 in = 0,097 m = 0,319 ft
A	: 0,0884 ft <sup>2</sup>
Power	: 1/8 Hp

### 6.24 Pompa 03 (P-03)

Fungsi	: Memompakan produk gasolin yang keluar dari kondenser 03 menuju ke tangki penampungan gasolin
Jenis	: Pompa Sentrifugal
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Laju alir massa, F	: 883,8384 kg/jam

OD : 4,50 in = 3,75 ft  
ID : 3,826 in = 0,097 m = 0,319 ft  
A : 0,0884 ft<sup>2</sup>  
Power : 1/8 Hp

#### 6.25 Pompa 04 (P-04)

Fungsi : Memompakan produk gas oil yang keluar dari kondenser  
04 menuju ke tangki penampungan gas oil  
Jenis : Pompa Sentrifugal  
Jumlah : 1 unit  
Bahan konstruksi : Commercial steel  
Laju alir massa, F : 152,0098 kg/jam  
OD : 4,50 in = 3,75 ft  
ID : 3,826 in = 0,097 m = 0,319 ft  
A : 0,0884 ft<sup>2</sup>  
Power : 1/8 Hp

#### 6.26 Pompa 05 (P-05)

Fungsi : Memompakan produk LPG yang keluar dari separator  
02 menuju ke tangki penampungan LPG  
Jenis : Pompa Sentrifugal  
Jumlah : 1 unit  
Bahan konstruksi : Commercial steel  
Laju alir massa, F : 239,9138 kg/jam  
OD : 4,50 in = 3,75 ft  
ID : 3,826 in = 0,097 m = 0,319 ft  
A : 0,0884 ft<sup>2</sup>  
Power : 1/8 Hp

## BAB VII. UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang kelancaran suatu proses produksi pabrik. Oleh karena itu, unit-unit harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik.

Berdasarkan kebutuhannya, utilitas pabrik diklasifikasikan sebagai berikut:

1. Unit penyediaan dan pengelolaan air

Kebutuhan air ini terdiri dari:

- Kebutuhan air proses
- Kebutuhan air pendingin
- Air untuk berbagai kebutuhan

2. Unit pembangkit steam

3. Unit pembangkit listrik

4. Unit penyediaan bahan bakar

5. Unit pengolahan limbah

### 7.1. Unit Penyediaan dan Pengelolaan Air

Dalam proses produksi, air memegang peranan penting, baik untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestik. Kebutuhan air suatu pabrik meliputi air pendingin, uap (steam), dan air untuk berbagai kebutuhan.

Kebutuhan air pada pabrik ini adalah sebagai berikut :

#### 7.1.1. Kebutuhan Air Pendingin

Jumlah kebutuhan air pendingin pada pabrik ini sebagai berikut:

**Tabel 7.1 Kebutuhan Air Pendingin**

<b>Kebutuhan</b>	<b>Jumlah air (kg/jam)</b>
1. Kondensor 01	29.726,9614
2. Kondensor 02	199,1079
3. Kondensor 03	6.842,2540
4. Kondensor 04	604,8668
<b>Total</b>	<b>37.373,1901</b>

Air pendingin bekas digunakan kembali setelah didinginkan dalam menara pendingin air. Dengan menganggap terjadi kehilangan air selama proses sirkulasi, maka air tambahan yang diperlukan adalah jumlah air yang hilang karena penguapan, drift loss, dan blowdown (Perry, 1999).

Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan ;

$$W_e = 0,00085 W_c (T_2 - T_1) \dots \dots \dots \text{(Pers.12-10, Perry, 1999)}$$

Dimana :

$W_c$  = Jumlah air pendingin yang diperlukan = 144.337,05 kg/jam

$T_1$  = Temperatur air pendingin masuk = 20°C = 68°F

$T_2$  = Temperatur air pendingin keluar = 40°C = 104°F

Maka :

$$W_e = 0,00085 \times 144.337,05 \times (104 - 68) = 1.143,620 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang karena drift loss biasanya 0,1 – 0,2 % dari air pendingin yang masuk ke menara air (Perry, 1999). Diperkirakan drift loss 0,2 %, maka :

$$W_d = 0,002 \times 1.143,620 \text{ kg/jam} = 2,287 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang blowdown bergantung pada jumlah siklus sirkulasi air pendingin, biasanya antara 3 – 5 siklus (Perry, 1999). Diperkirakan 5 siklus, maka

$$W_b = \frac{W_e}{s-1} = \frac{2,287 \text{ kg/jam}}{5-1} = 285,905 \text{ kg/jam}$$

Sehingga air tambahan yang diperlukan

$$= (1.143,620 + 2,287 + 285,905) \text{ kg/jam}$$

$$= 1.431,812 \text{ kg/jam}$$

### 7.1.2. Air Untuk Berbagai Kebutuhan

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air sebagai berikut:

- Air untuk karyawan

Air untuk karyawan berkisar antara 75 – 150 liter/orang.hari

(Sularso, 2004)

Diambil: 100 liter/orang.hari

Jumlah karyawan shift 122 orang

$$= 122 \text{ karyawan} \times \frac{100 \text{ liter}}{\text{hari} \cdot \text{karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 508,333 \text{ liter/jam}$$

- Kantin

Pengunjung kantin sebanyak 100 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 4 jam/hari

$$= 100 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari} \cdot \text{karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{4 \text{ jam}}$$

$$= 250 \text{ liter/jam}$$

- Poliklinik

Pengunjung poliklinik sebanyak 50 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 4 jam/hari

$$= 50 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari} \cdot \text{karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{4 \text{ jam}}$$

$$= 125 \text{ liter/jam}$$

- Laboratorium & QC

Dirancang kebutuhan air untuk memenuhi 10 orang karyawan dan masing-masing mendapatkan 10 liter/orang.

$$= 10 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari} \cdot \text{karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{4 \text{ jam}}$$

$$= 25 \text{ liter/jam}$$

- Masjid

Pengunjung masjid sebanyak 100 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 2 jam/hari

$$= 100 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari} \cdot \text{karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{2 \text{ jam}}$$

$$= 500 \text{ liter/jam}$$

**Tabel 7.2 Pemakaian Air untuk Berbagai Kebutuhan**

Kebutuhan	Jumlah air (kg/jam)
1. Karyawan	508,333
2. Laboratorium	25,000
3. Kantin dan Tempat Ibadah	750,000
4. Poliklinik	125,000
Total	1.408,333

Maka total kebutuhan air yang diperlukan pada pengolahan awal tiap jamnya adalah :

$$= 37.373,1901 + 1.431,812 + 1.408,333 = 40.213,335 \text{ kg/jam}$$

Densitas air pada  $30^{\circ}\text{C} = 997,08 \text{ kg/m}^3$  .....(App A-2.3, Geankoplis, 1977)

$$\begin{aligned} \text{Debit air} &= \frac{40.213,335 \text{ kg/jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \times \frac{1000 \text{ liter}}{1 \text{ m}^3} \\ &= 11,203 \text{ liter/detik} = 0,011 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka di lokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air (water intake) yang merupakan tempat pengolahan air. Pengolahan air pada pabrik ini terdiri dari beberapa tahap, yaitu :

1. Screening

Pengendapan merupakan tahap awal dari pengolahan air. Pada screening, partikel – partikel padat yang besar akan mengendap secara gravitasi tanpa bantuan bahan kimia sedangkan partikel – partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya.

2. Klarifikasi

Klarifikasi merupakan proses penghilangan kekeruhan di dalam air. Air dari screening dialirkan kedalam clarifier setelah diinjeksikan larutan alum ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ) dan larutan soda abu ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ). Larutan alum berfungsi sebagai koagulan utama dan larutan soda abu sebagai koagulan tambahan yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dengan penyesuaian pH (basa) dan bereaksi substitusi dengan ion-ion logam membentuk senyawaan karbonat yang kurang/tidak larut.

Setelah pencampuran yang disertai pengadukan maka akan terbentuk flok – flok yang akan mengendap ke dasar clarifier karena gaya gravitasi, sedangkan air jernih akan keluar melimpah (overflow) yang selanjutnya



akan masuk ke tangki utilitas yang selanjutnya akan masuk ke penyaring pasir (sand filter) untuk penyaringan (filtrasi).

Pemakaian larutan alum umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah, perbandingan pemakain alum dan abu soda = 1 : 0,54 (Baumann, 1971).

Perhitungan alum dan abu soda yang diperlukan :

Total kebutuhan air	: 40.213,335 kg/jam
Pemakain larutan alum	: 50 ppm
Pemakaian larutan abu soda	: $0,54 \times 50 = 27$ ppm
Larutan alum $Al_2(SO_4)_3$ yang dibutuhkan	: $50 \cdot 10^{-6} \times 40.213,335$ kg/jam = 2,011 kg/jam
Larutan abu soda $Na_2CO_3$ yang dibutuhkan	: $27 \cdot 10^{-6} \times 40.213,335$ kg/jam = 1,086 kg/jam

### 3. Filtrasi

Filtrasi bertujuan untuk memisahkan flok dan koagulan yang masih terikut bersama air. Pada proses ini juga dilakukan penghilangan warna air dengan menambahkan karbon aktif pada lapisan pertama yaitu lapisan pasir. Penyaring pasir (sand filter) yang digunakan terdiri dari 3 lapisan yaitu :

- Lapisan I terdiri dari pasir hijau (green sand) setinggi 24 in = 60,96 cm
- Lapisan II terdiri dari antrasit setinggi 12,5 in = 31,75 cm
- Lapisan III terdiri dari batu kerikil (gravel) setinggi 7 in = 17,78 cm

(Metcalf & Eddy 1991)

Bagian bawah alat penyaring dilengkapi dengan strainer sebagai penahan. Selama pemakaian, daya saring sand filter akan menurun. Untuk itu diperlukan regenerasi secara berkala dengan cara pencucian balik (back washing). Dari sand filter, air dipompakan ke menara air sebelum didistribusikan untuk berbagai kebutuhan.

Untuk air proses, masih diperlukan pengolahan lebih lanjut yaitu proses demineralisasi (softener) dan deaerasi. Untuk air domestik, laboratorium, kantin, dan tempat ibadah, serta poliklinik, dilakukan proses klorinasi yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman - kuman di dalam air. Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit,  $Ca(ClO)_2$ .

Perhitungan kebutuhan kaporit,  $\text{Ca}(\text{ClO})_2$  :

Total kebutuhan air yang memerlukan proses klorinasi : 1.408,333 kg/jam

Kaporit yang digunakan direncanakan mengandung klorin 70 %

Kebutuhan klorin : 2 ppm dari berat air .....(Gordon, 1968)

Total kebutuhan kaporit :  $(2 \cdot 10^{-6} \times 1.408,333) / 0,7 = 0,004 \text{ kg/jam}$

#### 4. Demineralisasi

Air untuk umpan ketel dan proses harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut. Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi, yaitu proses penghilangan ion-ion terlarut dari dalam air. Alat demineralisasi dibagi atas:

##### a. Penukar Kation (Cation Exchanger)

Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg dan kation lain yang larut dalam air dengan kation dari resin. Resin yang digunakan bermerek Daulite C-20.

##### b. Penukar Anion (Anion exchanger)

Berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroksida dan resin. Resin yang digunakan bermerek Dowex 2.

#### **Perhitungan Kesadahan**

Pehitungan Kation

Air mengandung kation  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$  masing-masing 20,790 mg/l; 26,290 mg/l; 0,004 mg/l. (William, 1986)

Total konsentrasi kation = 20,790 mg/l + 26,290 mg/l + 0,004 mg/l  
= 47,084 mg/l = 0,0124 gr/gal

Jumlah air yang diolah = 151.275,105 kg/jam  
= 40.079,376 gal/jam

Kesadahan air olahan = 0,0124 gr/gal x 10.654,267 gal/jam x 24 jam/hari  
= 3,171 kg/hari

#### **Ukuran Cation Exchanger**

Jumlah air yang diolah = 10.654,267 gal/jam

Total kesadahan air = 3,171 kg/hari

Dari tabel 12.4, Nalco (1979), diperoleh:

- Diameter penukar kation = 2 ft
- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft<sup>2</sup>
- Jumlah penukar kation = 1 unit

### **Volume resin yang diperlukan**

Dari tabel 12.2, Nalco (1979), diperoleh:

- Kapasitas resin = 20 kg/ft<sup>3</sup>
- Kebutuhan regenerant = 6 lb NaCl / ft<sup>3</sup> resin
- Kebutuhan resin =  $\frac{3,171 \text{ kg/hari}}{20 \text{ kg/ft}^3} = 0,159 \text{ ft}^3/\text{hari}$
- Direncanakan tinggi resin = 2,5 ft (Nalco,1979)
- Volume resin = 2,5 ft x 3,14 ft<sup>2</sup> = 7,85 ft<sup>3</sup>
- Waktu regenerasi =  $\frac{7,85 \times 20}{3,171} = 49,516 \text{ hari} = 50 \text{ hari}$
- Kebutuhan *regenerant* H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> =  $3,171 \text{ kg/jam} \times \frac{6 \text{ lb/ft}^3}{20 \text{ kg/ft}^3}$   
= 0,951 lb/hari  
= 1,620,431 kg/hari

### **Perhitungan Anion**

Air mengandung anion Cl<sup>-</sup>, SO<sub>4</sub><sup>2-</sup>, bikarbonat masing-masing 11,08 mg/l; 99,36 mg/l dan 84,520 mg/l. (William, 1986)

- Total konsentrasi kation = 11,08 mg/l + 99,36 mg/l + 84,520 mg/l  
= 194,96 mg/l = 0,0515 gr/gal
- Total anion dalam air = 0,0515 gr/gal x 10.654,267 gal/jam x 24 jam  
= 13,169 kg/hari

### **Ukuran Anion Exchanger**

Dari tabel 12.4, Nalco (1979), diperoleh:

- Diameter penukar kation = 2 ft
- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft<sup>2</sup>
- Jumlah penukar kation = 1 unit

### **Volume resin yang diperlukan**

Dari tabel 12.7, Nalco (1979), diperoleh:

Volume resin yang diperlukan

- Kapasitas resin = 12 kg/ft<sup>3</sup>
- Kebutuhan regenerant = 5 lb NaOH / ft<sup>3</sup> resin
- Kebutuhan resin =  $\frac{13,169}{12} = 1,097 \text{ ft}^3/\text{hari}$
- Direncanakan tinggi resin = 2,5 ft (Nalco,1979)
- Volume resin = 2,5 ft x 3,14 ft<sup>2</sup> = 7,85 ft<sup>3</sup>
- Waktu regenerasi =  $\frac{7,85 \times 12}{13,169} = 7,153 \text{ hari} = 7 \text{ hari}$
- Kebutuhan regenerant NaOH =  $13,169 \times \frac{5}{12} = 5,487 \text{ kg/hari} = 2,488 \text{ lb/hari}$

#### 5. Deaerasi

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air dan menghilangkan gas terlarut yang keluar dari alat penukar ion (ion exchanger) sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Air hasil demineralisasi dikumpulkan pada tangki air umpan ketel sebelum dipompakan ke deaerator.

Pada proses deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut dapat menyebabkan korosi. Selain itu deaerator juga berfungsi sebagai preheater, mencegah perbedaan suhu yang mencolok antara air make-up segar dengan suhu air dalam boiler. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan pemanas listrik.

#### 7.2. Unit Pembangkit Steam

Uap digunakan dalam pabrik sebagai media pemanas alat-alat perpindahan panas. Steam diproduksi dalam ketel. Perhitungan kebutuhan steam pada pabrik ini dapat dilihat pada Tabel 7.3 di bawah ini :

**Tabel 7.3 Kebutuhan Uap Sebagai Media Pemanas Pada Berbagai Alat**

Alat	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
1. Reaktor	5.491,0648
2. Heater	198,9645
3. Reboiler	202,9459
<b>Jumlah</b>	<b>5.892,975</b>

Tambahan untuk faktor keamanan diambil sebesar 30 % (Perry, 1999) maka : Total steam yang dibutuhkan = (1 + faktor keamanan) x Kebutuhan uap

$$= (1,3) \times 5.892,975 \text{ kg/jam} = 7.660,868 \text{ kg/jam.}$$

Diperkirakan 80% kondensat dapat digunakan kembali (Evans,1978), sehingga: Kondensat yang digunakan kembali =  $80\% \times 7.660,868 \text{ kg/jam}$

$$= 6.128,694 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air tambahan untuk ketel

$$= 20\% \times 6.128,694 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.225,739 \text{ kg/jam}$$

### 7.3. Unit Pembangkit Listrik

**Tabel 7.4 Perincian Kebutuhan Listrik**

Pemakaian	Jumlah (hP)
1. Unit proses	23
2. Unit utilitas	120
3. Ruang kontrol dan Laboratorium	30
4. Bengkel	50
5. Penerangan dan perkantoran	35
<b>Total</b>	<b>258</b>

$$\text{Total kebutuhan listrik} = 258 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kW/HP} = 192,391 \text{ kW}$$

Efisiensi generator 80 % (Perry,1999), maka :

$$\text{Daya output generator} = \frac{192,391}{0,8} = 240,488 \text{ kW}$$

Untuk perancangan disediakan 2 unit diesel generator (1 unit cadangan) dengan spesifikasi tiap unit sebagai berikut :

1. Jenis Keluaran : AC
2. Kapasitas : 1000 kW
3. Tegangan : 220 – 260 Volt
4. Frekuensi : 50 Hz
5. Tipe : 3 fase
6. Bahan bakar : Solar

#### 7.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk ketel uap dan pembangkit tenaga listrik (generator) adalah minyak solar karena mempunyai nilai bakar yang tinggi.

Kebutuhan bahan bakar untuk generator adalah sebagai berikut :

Nilai bahan bakar solar : 19.860 Btu/lbm .....(Perry, 1999)

Densitas bahan bakar solar : 0,89 kg/L .....(Perry, 1999)

Daya generator = 240,488 kW (Data Total Kebutuhan Listrik)  
= 820.580,06 Btu/jam

Jumlah Bahan Bakar (solar)

$$= \frac{820.580,06 \text{ Btu/jam}}{19.860 \text{ Btu/lbm}} \times 0,45359 \text{ kg/lb} = 18,742 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan Solar} = \frac{18,742 \text{ kg/jam}}{0,89 \text{ kg/L}} = 21,058 \text{ Liter / jam}$$

#### 7.5. Unit Pengolahan Limbah

Setiap kegiatan industri selain menghasilkan produk juga menghasilkan limbah. Limbah industri perlu ditangani secara khusus sebelum dibuang ke lingkungan sehingga dampak buruk dari limbah yang mengandung zat – zat membahayakan tidak memberikan dampak buruk ke lingkungan maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah.

Sumber – sumber limbah pada pabrik pembuatan gliserol meliputi :

1. Limbah cair-padat hasil pencucian peralatan pabrik

Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran – kotoran yang melekat pada peralatan pabrik

2. Limbah dari pemakaian air domestik

Limbah ini mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat dan limbah cair.

3. Limbah cair dari laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan – bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang

dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan serta digunakan untuk penelitian dan pengembangan proses.

### Perhitungan untuk Sistem Pengolahan Limbah

Diperkirakan jumlah air buangan pabrik adalah sebagai berikut :

1. Pencucian peralatan pabrik

Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik sebesar 500 liter/jam (Metcalf & Eddy, 1991)

2. Domestik dan Kantor

Diperkirakan air buangan tiap orang untuk :

- Domestik = 10 ltr/hari .....(Metcalf & Eddy, 1991)

- Kantor = 20 ltr/hari .....(Metcalf & Eddy, 1991)

Jadi, jumlah limbah domestik dan kantor :

$$= 122 \times (20 + 10) \text{ ltr/hari} \times 1 \text{ hari} / 24 \text{ jam} = 152,500 \text{ ltr/jam}$$

3. Laboratorium

Limbah cair dari laboratorium sebesar 20 liter/jam (Metcalf & Eddy, 1991)

$$\text{Total buangan air} = 500 + 152,500 + 20 = 672,500 \text{ liter/jam} = 0,673 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Limbah pabrik yang mengandung bahan organik mempunyai pH = 5 (Hammer, 1998). Limbah pabrik yang terdiri dari bahan – bahan organik harus dinetralkan sampai pH = 6. Untuk menetralkan limbah digunakan soda abu ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ). Kebutuhan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  untuk menetralkan pH air limbah adalah 0,15 gr  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ / 30 ml air (Kep – 42/MENLH/10/1998).

Jumlah air buangan = 672,500 ltr/jam.

Kebutuhan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  :

$$= (672,500 \text{ ltr/jam}) \times (12 \text{ mg/l}) \times (1 \text{ kg}/10^6 \text{ mg})$$

$$= 0,008 \text{ kg/jam}$$

#### 7.5.1. Bak Penampungan (BP)

Fungsi : Tempat menampung air buangan sementara

Bahan konstruksi : Beton kedap air

$$\text{Laju volumetrik air buangan} = 0,6725 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu penampungan air buangan} = 10 \text{ hari}$$

$$\text{Volume air buangan} = 0,6725 \times 10 \times 24 = 161,400 \text{ m}^3$$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90 % bagian

$$\text{Volume bak (v)} = \frac{161,400}{0,9} = 179,333 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{- Panjang bak (p)} = 2 \times \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{- Tinggi bak (t)} = \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{Maka : volume bak} = p \times l \times t$$

$$179,333 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$$

$$l = 4,476 \text{ m}$$

Sehingga,

$$\text{panjang bak (p)} = 2 \times l = 2 \times 4,476 = 8,952 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak (l)} = 4,476 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak (t)} = 4,476 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak} = 40,067 \text{ m}^2$$

### 7.5.2. Bak Pengendapan Awal

Fungsi : Menghilangkan padatan dengan cara pengendapan

Bahan konstruksi : Beton kedap air

$$\text{Laju volumetrik air buangan} = 0,6725 \text{ m}^3/\text{jam} = 16,140 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Waktu tinggal air buangan} = 2 \text{ hari} = 0,083 \text{ hari .....(Perry, 1997)}$$

$$\text{Volume air buangan} = 16,140 \text{ m}^3/\text{hari} \times 2 \text{ hari} = 32,280 \text{ m}^3$$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90 % bagian.

$$\text{Volume bak (v)} = \frac{32,280}{0,9} = 35,867 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{- Panjang bak (p)} = 2 \times \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{- Tinggi bak (t)} = \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{Maka : volume bak} = p \times l \times t$$

$$35,867 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$$

$$l = 2,618 \text{ m}$$

Sehingga,

$$\text{Panjang bak (p)} = 2 \times l = 2 \times 2,618 = 5,235 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak (l)} = 2,618 \text{ m}$$



$$\begin{aligned} \text{Tinggi bak (t)} &= 2,618 \text{ m} \\ \text{Luas bak} &= 13,703 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

### 7.5.3. Bak Netralisasi

Fungsi : Tempat menetralkan pH limbah

$$\text{Laju volumetrik air buangan} = 0,6725 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu penampungan air buangan} = 3 \text{ hari}$$

$$\text{Volume air buangan} = 0,6725 \times 3 \times 24 = 48,420 \text{ m}^3$$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90 % bagian

$$\text{Volume bak (v)} = \frac{48,420}{0,9} = 53,800 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

$$\text{- Panjang bak (p)} = 2 \times \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{- Tinggi bak (t)} = \text{Lebar bak (l)}$$

$$\text{Maka : volume bak} = p \times l \times t$$

$$53,800 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$$

$$l = 2,996 \text{ m}$$

Sehingga,

$$\text{panjang bak (p)} = 2 \times l = 2 \times 2,996 = 5,993 \text{ m}$$

$$\text{Lebar bak (l)} = 2,996 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bak (t)} = 2,996 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak} = 17,956 \text{ m}^2$$

### 7.5.4. Pengolahan Limbah dengan Sistem Activated Sludge (Lumpur Aktif)

Proses lumpur aktif merupakan proses aerobis di mana flok biologis (lumpur yang mengandung biologis) tersuspensi di dalam campuran lumpur yang mengandung  $O_2$ . Biasanya mikroorganisme yang digunakan merupakan kultur campuran. Flok biologis ini sendiri merupakan makanan bagi mikroorganisme ini sehingga akan diresirkulasi kembali ke tangki aerasi.

Data :

$$\text{Laju volumetrik (Q)} = 0,6725 \text{ m}^3/\text{jam} = 672 \text{ Ltr/jam} = 16,140 \text{ Ltr/hari}$$

$$\text{BOD}_5 (S_0) = 783 \text{ mg/Ltr} \dots(\text{Beckart Environmental,}$$

Inc.,2004)

Efisiensi (E) = 95 % .....(Metcalf & Eddy, 1991)

Koefisien cell yield (Y) = 0,8 mg VSS/mg BOD<sub>5</sub> ..... (Metcalf & Eddy, 1991)

Koefisien endogenous decay (Kd) = 0,025 / hari .....(Metcalf & Eddy,1991)

Mixed liquor suspended solid = 441 mg/Ltr (Beckart Environmental, Inc.,2004)

Mixed liquor volatile suspended solid (x) = 353 mg/Ltr ( Beckart Environmental, Inc.,2004)

Direncanakan:

Waktu tinggal sel ( $\theta_c$ ) = 10 hari

1. Penentuan BOD Effluent (S)

$$E = \frac{S_0 - S}{S_0} \times 100 \dots\dots\dots(\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$95 = \frac{783 - S}{783} \times 100 = 12,50 \text{ mg/Ltr}$$

$$S = 39,15$$

2. Penentuan Volume Bak Aerasi (Vr)

$$V_r = \frac{\theta_c \times Q \times Y (S_0 - S)}{X ((1 + k_d) \times \theta_c)} \quad (\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$$

$$V_r = \frac{(10 \text{ hari}) \times (16,140 \frac{\text{Ltr}}{\text{hari}}) \times (0,8) \times (783 - 39,15)}{(353 \frac{\text{mg}}{\text{Ltr}}) ((1 + 0,025) \times 10)}$$

$$V_r = 26,545 \text{ m}^3$$

3. Penentuan Ukuran Bak Aerasi

Direncanakan :

Panjang bak aerasi (p) = 2 x Lebar bak (l)

Tinggi bak aerasi (t) = Lebar bak (l)

Maka volume bak adalah

$$V = p \times l \times t$$

$$26,545 \text{ m}^3 = 2 l \times l \times l$$

$$l = 2,368 \text{ m}$$

Jadi, ukuran kolam aerasi sebagai berikut :

$$\text{Panjang (p)} = 2 \times 2,368 = 4,735 \text{ m}$$

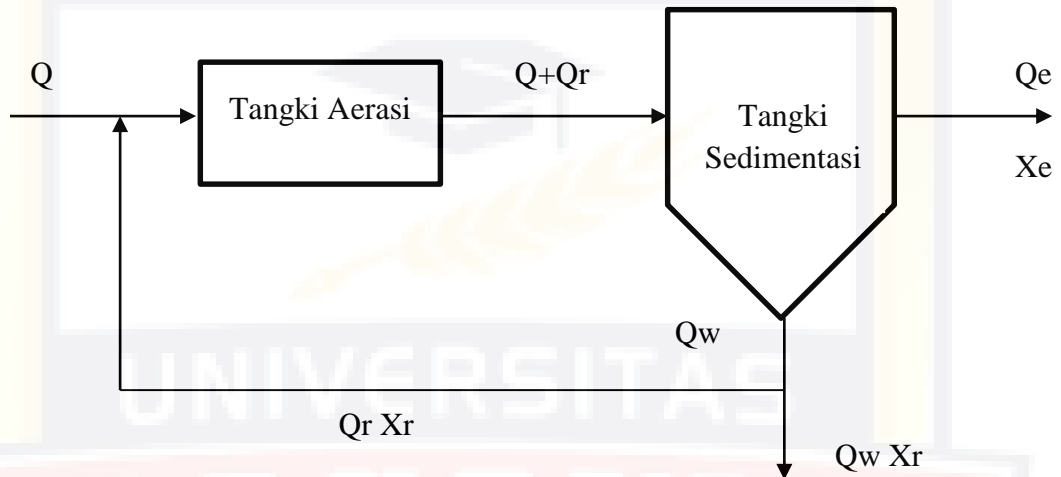
Tinggi (t) = 1 = 2,368 m

Faktor kelonggaran = 0,5 m diatas permukaan air.

(Metcalf & Eddy, 1991)

Tinggi = 0,5 + 2,312 = 2,868 m

4. Penentuan Jumlah Flok yang Diresirkulasi (Qr)



Asumsi :

$Q_e = Q = 31.700,4 \text{ gal/hari}$

$X_e = \text{Konsentrasi volatile suspended solid pada effluent}$

(  $X_e$  diperkirakan 0,1 % dari konsentrasi volatile suspended solid pada tangki aerasi ) (Metcalf & Eddy, 1991)

$X_e = 0,001 \cdot X = 0,001 \times (353 \text{ mg/l}) = 0,353 \text{ mg/l}$

$X_r = \text{Konsentrasi volatile suspended solid pada waste sludge}$

( $X_r$  diperkirakan 99,9 % dari konsentrasi volatile suspended solid pada tangki aerasi ) (Metcalf & Eddy, 1991)

$X_r = 0,999 \cdot X = 0,999 \times (353 \text{ mg/l}) = 352,647 \text{ mg/l}$

$P_x = Q_w \times X_r \dots\dots\dots(\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$

$P_x = Y_{obs} \times Q \times (S_o - S) \dots\dots\dots(\text{Metcalf \& Eddy, 1991})$

Dimana :

$P_x = \text{Net waste activated sludge yang diproduksi setiap hari (kg/hari)}$

$Y_{obs} = \text{Observed yield (gr/gr)}$

$Y_{obs} = \frac{Y}{1+(K_d \times \theta_c)} = \frac{0,8}{1+(\frac{0,025}{\text{hari}})(10 \text{ hari})} = 0,64$

$P_x = Y_{obs} \times Q \times (S_o - S)$

$$= (0,64) \times (31.700,4 \text{ m}^3/\text{hari}) \times (783 - 39,15) \text{ mg/Ltr}$$

$$= 15.091.419,2256 \text{ m}^3 \cdot \text{mg/l.hari}$$

Neraca massa pada tangki sedimentasi

Akumulasi = jumlah massa masuk – jumlah massa keluar

$$0 = (Q + Q_r) X - Q_e X_e - Q_w X_r$$

$$0 = QX + Q_r X - Q(0,001X) - P_x$$

$$Q_r = \frac{QX(0,001-1)+P_x}{X}$$

$$= 11.083,196 \text{ gal/hari} = 41,9548 \text{ m}^3/\text{hari}$$

5. Penentuan waktu tinggal di bak aerasi ( $\theta$ )

$$\theta = \frac{V_r}{Q+Q_r}$$

$$= 0,778 \text{ hari} = 1 \text{ hari}$$

6. Penentuan daya yang dibutuhkan

Tipe aerator yang digunakan : Surface aerator

Kedalaman air : 7,2986 m

Daya aerator yang digunakan: 3 Hp (Tabel 10 – 11, Metcalf & Eddy, 1991)

**7.5.5. Tangki Sedimentasi**

Fungsi : Mengendapkan flok biologis dari tangki aerasi dan sebagian diresirkulasi kembali ke tangki aerasi

Laju volumetrik air = 42.783,5962 gal/hari = 161,9548 m<sup>3</sup>/hari

Diperkirakan kecepatan overflow maksimum = 33 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.hari .....(Perry, 1999)

Waktu tinggal air = 2 jam = 0,083 hari .....(Perry, 1999)

Volume tangki (V) = 161,9548 m<sup>3</sup>/hari x 0,083 hari = 13,49623 m<sup>3</sup>

Luas tangki (A) = (161,9548 m<sup>3</sup>/hari)/(33 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.hari)

$$= 4,907 \text{ m}^2$$

A =  $\frac{1}{4} \pi D^2$

D =  $(4A/\pi)^{1/2}$

$$= (4 \times 4,9077 / 3,14)^{1/2} = 3,1259 \text{ m}$$

Kedalaman tangki, H = V/A = 13,4962 / 4,9077 = 2,75 m

Diperkirakan faktor kelonggaran tangki 30%

Maka: Tinggi tangki = H x 1,3

$$= 2,75 \times 1,3$$

$$= 3,575 \text{ m}$$

## 7.6. Spesifikasi Alat Utilitas

### 7.6.1. Screening (SC)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel padat yang besar

Jenis : Bar screen

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Stainless steel

Kondisi operasi:

- Temperatur = 30°C

- Densitas air ( $\rho$ ) = 997,08 kg/m<sup>3</sup> .....(Geankoplis, 1997)

- Laju alir massa (F) = 40.213,335 kg/jam

- Laju alir volume, Q =  $\frac{F}{\rho} = \frac{40.213,335 \frac{kg}{jam} \times 1 \text{ jam}/3600s}{997,08 \text{ kg}/m^3} = 0,011 \text{ m}^3/s$

Direncanakan ukuran screening :

Panjang = Tinggi screen = 2 m

Lebar screen = 2 m

Dari Table 5.1 Physical Chemical Treatment of Water and Waste water, diperoleh:

- Ukuran bar

Lebar = 5 mm

Tebal = 20 mm

- Bar cleaning space (slope) = 20 mm

Misalkan, jumlah bar = X

Maka,  $20X + 20 ( X+1) = 2000$

$40X = 1980$

$X = 49,5 \approx 50$  buah

Luas bukaan ( $A_2$ ) =  $20 (50 + 1) (2000) = 2.040.000 \text{ mm}^2 = 2,04 \text{ m}^2$

Untuk pemurnian air sungai menggunakan bar screen, Diasumsikan  $C_d = 0,6$  dan 30 % screen tersumbat

Head loss ( $\Delta h$ ) =  $\frac{Q^2}{2g \cdot C_d^2 \cdot A_2^2} = \frac{0,011^2}{2 \times 9,8 \times 0,6^2 \times 2,04^2} = 0,0000043 \text{ m}$

### 7.6.2 Pompa Screening (PU-01)

Fungsi : Memompakan air dari sungai ke bak pengendapan

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 40.213,335 kg/jam

$$= 40.213,335 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,659 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho$  = 997,08 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu$  = 0,8007 cp .....(Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,659 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,396 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, IDopt = 3,9(Q)<sup>0,45</sup> ( $\rho$ )<sup>0,13</sup> .....(Timmerhaus,1991)

$$= 3,9(0,396)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 4,399 \text{ in}$$

Dipilih pipa 8 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

Kecepatan laju alir, V =  $\left[ \frac{Q}{A} \right]$

$$= \left[ \frac{0,396 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,148 \text{ ft/det}$$

Bilangan Reynold, Nre =  $\left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$

$$= \left[ \frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,148 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 88.291,011$$

$NRe > 4100 =$  aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

$$\text{Sc.80, diperoleh } \varepsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052, \text{ diperoleh } f = 0,004$$

Sistem perpipaan

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$$L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$$

- 3 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance  $K = 0,5$ ; L/D = 27

$$L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 55

$$L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,009 \text{ ft lb} / \text{ lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 15 ft

$$W_s = 15 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb} / \text{ lbf} = 15,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{15,009 \times 0,396 \times 62,246}{550} = 0,673 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{0,673}{0,5} = 1,346 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{1,346}{0,8} = 1,682 \text{ Hp}$$

### 7.6.3 Bak Sedimentasi (BS)

Fungsi : Untuk mengendapkan lumpur yang terikat dengan air.

Jenis : Grift Chamber Sedimentation

Jumlah : 1 unit

Aliran : Horizontal sepanjang bak sedimentasi

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Kebutuhan : 3 hari

Faktor Kelonggaran : 20 % .....(Brownell, 1959)

Data:

Temperatur = 30<sup>0</sup>C

Tekanan = 1 atm

Laju alir massa, F = 40.213,335 kg/jam

$$= 40.213,335 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,659 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho$  = 997,08 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu$  = 0,8007 cp .....(Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,659 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 1,490 \text{ ft}^3/\text{det}$

#### a. Volume Bak

$$\text{Volume larutan, } V1 = \frac{40.213,335 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 3 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2.903,839 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Bak, } Vt = (1 + 2.903,839 \text{ m}^3) = 2.904,839 \text{ m}^3$$

#### b. Spesifikasi Bak

Asumsi apabila:

$$\text{Panjang bak (P)} = 2 \times \text{Lebar bak (L)} = \text{Tinggi bak (T)}$$

Maka:

$$\text{Volume bak} = P \times L \times T$$



$$2.904,839 \text{ m}^3 = 2L \times L \times L$$

$$L = 11,325 \text{ m}$$

Maka:

$$P = 2 \times 11,325 = 22,650 \text{ m}$$

$$T = L = 11,325 \text{ m}$$

#### 7.6.4 Pompa Sedimentasi (PU-02)

Fungsi : Memompakan air dari bak pengendapan ke clarifier

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa,  $F = 40.213,335 \text{ kg/jam}$

$$= 40.213,335 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,659 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3$  .....(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu = 0,8007 \text{ cp}$  .....(Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,659 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,396 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum,  $ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  .....(Timmerhaus,1991)

$$= 3,9(0,396)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 4,399 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$OD = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$ID = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir, } V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$$

$$= \left[ \frac{0,396 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,148 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold, Nre} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$$

$$= \left[ \frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,148 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 88.291,011$$

NRe > 4100 = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

$$\text{Sc.80, diperoleh } \varepsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052, \text{ diperoleh } f = 0,004$$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$$L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$$

- 3 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27

$$L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 55

$$L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times g_c \times D}$$

$$= 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 15 ft

$$W_s = 15 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 15,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{15,009 \times 0,396 \times 62,246}{550} = 0,673 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{0,673}{0,5} = 1,346 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{1,346}{0,8} = 1,682 \text{ Hp}$$

#### 7.6.5. Tangki Pelarutan Alum, $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ (TP - 01)

Fungsi : Membuat larutan alum [ $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ] 30 %

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Data:

Kondisi pelarutan : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  yang digunakan = 50 ppm

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  yang digunakan berupa larutan 30 % (% berat)

Laju massa  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  = 2,011 kg/jam

Densitas  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  30 % = 1.363 kg/m<sup>3</sup> = 85,089 lbm/ft<sup>3</sup>..(Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Perhitungan:

Ukuran Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_1 &= \frac{2,011 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,3 \times 1.363 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3,540 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 1,2 \times 3,540 \text{ m}^3 \\ &= 4,249 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 1 :

1

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

$$4,249 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 (D)$$

$$4,249 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 1,756 \text{ m}$$

$$H = 1,756 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Al}_2(\text{SO}_4)_3 \text{ dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 1,463 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

$$\begin{aligned} \text{Phid} &= \rho \times g \times l \\ &= 1.363 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,463 \text{ m} \\ &= 19.543,231 \text{ Pa} = 19,543 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan udara luar, } P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Poperasi} = 19,543 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 120,868 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$\text{Maka, } P_{\text{desain}} = (1,05) (120,868 \text{ kPa}) = 126,912 \text{ kPa}$$

$$\text{- Allowable working stress (S)} : 12.650 \text{ Psi} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

$$\text{- Joint efficiency} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

$$\text{- Efisiensi sambungan (E)} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} \\ &= \frac{(126,912 \text{ kPa} \times 1,756 \text{ m})}{2 \times (87.218,714 \text{ kPa} \times 0,8) - 1,2 \times (126,912 \text{ kPa})} \\ &= 0,002 \text{ m} = 0,063 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 1/4 \text{ in} \dots\dots\dots \text{(Brownell,1959)}$$

$$\text{Maka tebal sheel yang dibutuhkan} = 0,063 \text{ in} + 1/4 \text{ in} = 0,313 \text{ in}$$

$$\text{Tebal sheel standar yang digunakan} = 1/2 \text{ in} \dots\dots\dots \text{(Brownell,1959)}$$

Daya Pengaduk :

Jenis pengaduk : Flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (McCabe, 1999), diperoleh:

$$Da/Dt = 1/3 \times Da ; Da = 1/3 \times 1,756 \text{ m} = 0,313 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 \times E = 0,313 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \times W = 1/5 \times 0,313 \text{ m} = 0,117 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \times L = 1/4 \times 0,313 \text{ m} = 0,146 \text{ m}$$

$$J/Da = 1/12 \times J = 1/12 \times 1,756 \text{ m} = 0,146 \text{ m}$$

Dimana:

Dt : Diameter tangki

Da : Diameter impeller

W : Lebar blade pada turbin

L : Panjang blade pada turbin

E : Tinggi turbin dari dasar tangki

J : lebar baffle

Kecepatan pengaduk, N = 1 putaran/detik

Viskositas Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> 30 % = 6,27 x 10<sup>-4</sup> lbm/ft.det ...(Kirk Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot D_i^2}{\mu}$$
$$= \frac{85,089 \times 1 \times 1,756^2}{0,0006270} = 418.328,315$$

NRe > 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T \cdot N^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho}{g_c} \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

$$K_T = 6,3 \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

Sehingga,

$$P = \frac{6,3 \times 1^3 \times 1,756^5 \times (85,089 \frac{lb}{ft^3})}{32,17 \text{ ft/s}^2}$$
$$= 277,998 \text{ ft/lbs}$$
$$= 0,505 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{0,505 \text{ Hp}}{0,8}$$
$$= 0,632 \text{ Hp}$$

### 7.6.6. Pompa Alum (PU-03)

Fungsi : Memompakan larutan alum dari tangki pelarutan alum ke clarifier

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 2,011 kg/jam  

$$= 2,011 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 0,004638 \text{ lb/detik}$$

Densitas,  $\rho$  = 1.363 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)  

$$= 1.363 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 85,0889 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu$  = 6,27 x 10<sup>-4</sup> lb/ft.s .....(Perry, 1999)

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{2,011 \text{ lb/detik}}{85,0889 \text{ lb/ft}^3} = 0,00001449 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, IDopt = 3,9(Q)<sup>0,45</sup> ( $\rho$ )<sup>0,13</sup> .....(Timmerhaus,1991)  

$$= 3,9(0,00001449)^{0,45} (85,0889)^{0,13}$$

$$= 0,046 \text{ in}$$

Dipilih pipa 8 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

OD = 0,405 in = 0,0337 ft

ID = 0,215 in = 0,0054 m = 0,0179 ft

A = 0,00025 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir, V =  $\left[ \frac{Q}{A} \right]$   

$$= \left[ \frac{0,00001449 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,00025 \text{ ft}^2} \right] = 0,058 \text{ ft/det}$$

Bilangan Reynold, Nre =  $\left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$   

$$= 140,794$$

NRe < 4.100 = aliran laminar

Aliran adalah laminar, maka dari Pers.2.10-7, Geankoplis, 1997, diperoleh

$f = 16/NRe = 16/140,794 = 0,114$

- Panjang pipa lurus saluran isap = 50 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 $L = 1 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,2327 \text{ ft}$

- 2 buah elbow 90° L/D :30  
 $L = 2 \times 30 \times 0,0179 \text{ ft} = 1,074 \text{ ft}$

- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 13  
 $L = 0,5 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,116 \text{ ft}$

- 1 buah exit L/D = 28  
 $L = 1 \times 28 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,501 \text{ ft}$

Total Panjang  $\Sigma L = 51,93 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,017 \text{ ft lb} / \text{lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 35 ft

$$W_s = 35 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,017 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 35,017 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= 0,0000785 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{0,0000785}{0,5} = 0,00015700 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{0,00015700}{0,8} = 0,00019624 \text{ Hp}$$

Digunakan daya pompa standar ¼ hp

### 7.6.7. Tangki Pelarutan Soda Abu (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) (TP – 02)

Fungsi : Membuat larutan soda abu (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) 30 %

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Data:

Kondisi pelarutan : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> yang digunakan berupa larutan 30 % (% berat)

Laju massa Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> = 1,086 kg/jam

Densitas Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 30 % = 1.327 kg/m<sup>3</sup> = 82,845 lbm/ft<sup>3</sup>..(Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Perhitungan:

Ukuran Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_1 &= \frac{1,086 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,3 \times 1.327 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,964 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 1,2 \times 1,964 \text{ m}^3 \\ &= 2,356 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 1:

$$\begin{aligned} 1 & \\ V &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \end{aligned}$$

$$2,356 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 (D)$$

$$2,356 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 1,443 \text{ m}$$

$$H = 1,443 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 1,202 \text{ m} \end{aligned}$$



Tebal dinding tangki :

$$\begin{aligned} \text{Phid} &= \rho \times g \times l \\ &= 1.327 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,202 \text{ m} \\ &= 15.633,072 \text{ Pa} = 15,633 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Tekanan udara luar,  $P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$

Poperasi  $= 15,633 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 116,958 \text{ kPa}$

Faktor kelonggaran  $= 5 \%$

Maka,  $P_{\text{desain}} = (1,05) (116,958 \text{ kPa}) = 122,806 \text{ kPa}$

- Allowable working stress (S) :  $12.650 \text{ Psi} = 87.218,714 \text{ kPa}$

- Joint efficiency :  $0,8$  (Brownell,1959)

- Efisiensi sambungan (E) :  $0,8$  (Brownell,1959)

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P}$$

$$= 0,001271 \text{ m} = 0,0000323 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan  $= 1/8 \text{ in}$  .....(Brownell,1959)

Maka tebal sheel yang dibutuhkan  $= 0,0000323 \text{ in} + 1/8 \text{ in} = 0,125 \text{ in}$

Tebal sheel standar yang digunakan  $= 1/4 \text{ in}$  .....(Brownell,1959)

Daya Pengaduk :

Jenis pengaduk : Flat 6 blade turbin impeller

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (McCabe, 1999), diperoleh:

$$Da/Dt = 1/3 \times Da ; Da = 0,481 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 \times E = 0,481 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \times W = 0,096 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \times L = 0,120 \text{ m}$$

$$J/Da = 1/12 \times J = 0,120 \text{ m}$$

Dimana:

Dt : Diameter tangki

Da : Diameter impeller

W : Lebar blade pada turbin

L : Panjang blade pada turbin

E : Tinggi turbin dari dasar tangki

J : lebar baffle

Kecepatan pengaduk, N = 1 putaran/detik

Viskositas Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> 30 % = 3,69 x 10<sup>-4</sup> lbm/ft.det ...(Kirk Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot D_i^2}{\mu}$$

$$= 467.193,846$$

NRe > 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T \cdot N^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho}{g_c} \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

$$K_T = 6,3 \dots\dots\dots(\text{Mc Cabe, dkk., 1999})$$

Sehingga,

$$P = \frac{6,3 \times 1^3 \times (1,443)^5 \times (82,845 \frac{lb}{ft^3})}{32,17 ft/s^2}$$

$$= 101,344 ft/lbs$$

$$= 0,184 hp$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{0,184 Hp}{0,8}$$

$$= 0,230 Hp$$

Maka daya motor yang dipilih 1/2 hp

### 7.6.8. Pompa Soda Abu (PU-04)

Fungsi : Memompakan larutan soda abu dari tangki pelarutan soda abu ke clarifier

Jenis : Pompa injeksi

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 1,086kg/jam

$$= 1,086 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 0,0006649 \text{ lb/detik}$$

Densitas , ρ = 1.327 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

$$= 1.327 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 82,845 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu = 3,69 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$  .....(Perry, 1999)

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{0,0006649 \text{ lb/detik}}{82,845 \text{ lb/ft}^3} = 0,0000080 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\text{ID Optimum, } ID_{\text{opt}} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \text{ .....(Timmerhaus,1991)}$$

$$= 3,9(0,0000080)^{0,45} (82,845)^{0,13}$$

$$= 0,035 \text{ in}$$

Dipilih pipa 8 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$OD = 0,405 \text{ in} = 0,0337 \text{ ft}$$

$$ID = 0,215 \text{ in} = 0,0054 \text{ m} = 0,0179 \text{ ft}$$

$$A = 0,00025 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir, } V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$$

$$= \left[ \frac{0,0000080 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,00025 \text{ ft}^2} \right] = 0,032 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{\text{re}} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$$

$$= 129,016$$

$N_{\text{re}} < 4100$  = aliran laminar

Aliran adalah laminar, maka dari Pers.2.10-7, Geankoplis, 1997, diperoleh

$$f = 16/N_{\text{re}} = 16/ 129,016 = 0,124$$

- Panjang pipa lurus saluran isap = 50 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$$L = 1 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,2327 \text{ ft}$$

- 2 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 2 \times 30 \times 0,0179 \text{ ft} = 1,074 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance  $K = 0,5$ ; L/D = 13

$$L = 0,5 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,116 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 28

$$L = 1 \times 28 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,501 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 51,93 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times g_c \times D}$$

$$= 0,006 \text{ ft lb / lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 35 ft

$$W_s = 35 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,006 \text{ft lb / lbf} = 35,006 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= 0,0000423 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{0,0000423}{0,5} = 0,0000846 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{0,0000846}{0,8} = 0,0001058 \text{ Hp}$$

Digunakan daya pompa standar ¼ hp

### 7.6.9. Clarifier (CL)

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu

Bahan konstruksi : Carbon Stell SA-53, Grade B

Laju massa air (F<sub>1</sub>) = 40.213,335 kg/jam

Laju massa Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> (F<sub>2</sub>) = 2,011 kg/jam

Laju massa Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> (F<sub>3</sub>) = 1,086 kg/jam

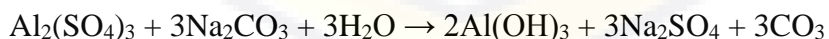
Laju massa total, m = 40.216,432 kg/jam

Densitas Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> = 1.363 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

Densitas Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> = 1.327 kg/m<sup>3</sup>.....(Perry, 1999)

Densitas air = 997,080 kg/m<sup>3</sup>.....(Perry, 1999)

Reaksi koagulasi:



Perhitungan:

Terminal settling velocity menurut Hukum Stokes:

$$U_t = \frac{(\rho_s - \rho) g D_p^2}{18\mu} \dots\dots\dots(\text{Ulrich, 1984})$$

Dimana:

$\mu_s$  = Kec. Terminal pengendapan (m/s)

$D_p$  = Diameter partikel = 0,002 cm .....(Perry, 1999)

$\rho_s$  = Densitas partikel campuran pada 30 °C

$\rho$  = Densitas larutan pada 30 °C

$\mu$  = Viskositas larutan pada 30 °C = 0,0345 (gr/cm.s)

$g$  = percepatan gravitasi = 980 cm/cm.s

Kecepatan terminal pengendapan

Densitas larutan,

$$\rho = 997,100 \text{ kg/m}^3 = 0,997 \text{ gr/cm}^3 = 62,247 \text{ lbm/ft}^3$$

Densitas partikel,

$$\rho = 1.350,156 \text{ kg/m}^3 = 1,350 \text{ gr/cm}^3 = 84,288 \text{ lbm/ft}^3$$

Sehingga,

$$U_t = \frac{(1,350-0,997) \times 980 \times 0,002^2}{18 \times 0,0345} = 0,002 \text{ cm/s}$$

Ukuran Clarifier

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{40.216,432 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ detik}}{997,100 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0112039 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Sehingga :  $Q = 4.10^{-4} \times D^2$  .....(Ulrich, 1984)

Dimana :

$Q$  = laju alir volumetrik umpan, m<sup>3</sup>/detik

$D$  = diameter clarifier, m

Sehingga :

$$D = \left( \frac{Q}{4.10^{-4}} \right)^{1/2} = \left( \frac{0,0112039}{4.10^{-4}} \right)^{1/2} = 5,292 \text{ m} = 17,364 \text{ ft}$$

Tinggi clarifier :

$$H_t = \frac{3}{2} D = \frac{3}{2} 5,292 \text{ m} = 7,939 \text{ m} = 26,045 \text{ ft}$$

Waktu Pengendapan

$$t = H_t/U_t = \frac{7,939 \text{ m} \times 100 \text{ cm/m}}{0,002 \text{ cm/s}} = 356.211,868 \text{ detik} = 98,948 \text{ jam}$$

Tebal Dinding Clarifier

Direncanakan digunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 Grade B.

Dari tabel 13.1 hal 251 Brownell & Young, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 12.750 Psi
  - Efisiensi sambungan (E) : 0,8 .....(Brownell, 1959)
  - Umur alat (A) direncanakan : 10 tahun
  - Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
  - Tekanan operasi, Po : 1 atm = 14,7 Psi
  - Tekanan hidrostatik, Ph :
- $$Ph = \frac{(Hs-1)\rho}{144} = \frac{(26,045-1) \times 62,247}{144} = 10,826 \text{ psi}$$
- Faktor Keamanan : 20 % ..... (Brownell, 1959)
  - Tekanan desain, P = 1,2 x (14,7 + 10,826 ) = 30,632 Psi

Tebal Dinding Clarifier

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + Cc$$
$$= 0,221 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 0,4 in .....(Brownell,1959)

Daya Clarifier

$$P = 0,006 D^2 \text{ ..... (Ulrich, 1984)}$$

Dimana :

P = daya yang dibutuhkan, Hp

Sehingga,

$$P = 0,006 \times (17,364)^2 = 1,809 \text{ Hp}$$

Maka digunakan pompa standar dengan daya 2 Hp

#### 7.6.10. Pompa Clarifier (PU-05)

Fungsi : Memompakan air dari clarifier ke unit filtrasi

Jenis : Pompa Centrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 40.213,335 kg/jam

$$= 40.213,335 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,659 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$   
 $= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$   
 $= 62,246 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas air,  $\mu = 0,8007 \text{ cp} \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$   
 $= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$   
 $= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,659 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,396 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum,  $ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991})$   
 $= 3,9(0,396)^{0,45} (62,246)^{0,13}$   
 $= 4,399 \text{ in}$

Dipilih pipa 8 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

OD = 8,625 in = 0,719 ft

ID = 7,981 in = 0,665 ft

A = 0,345 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir,  $V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$   
 $= \left[ \frac{0,396 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,148 \text{ ft/det}$

Bilangan Reynold,  $N_{re} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$   
 $= \left[ \frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,148 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$   
 $= 88.291,011$

$N_{re} > 4100 =$  aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

Sc.80, diperoleh  $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$ , diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$

- 3 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance  $K = 0,5$ ;  $L/D = 27$

$$L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$$

- 1 buah exit  $L/D = 55$

$$L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID} \\ &= 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} \end{aligned}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 15 ft

$$W_s = 15 \times \frac{32,17 \text{ lbf/ft}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 15,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} W_{hp} &= \frac{W_s \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{15,009 \times 0,396 \times 62,246}{550} = 0,673 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{0,673}{0,5} = 1,346 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{1,346}{0,8} = 1,682 \text{ Hp}$$

#### 7.6.11. Tangki Filtrasi (TF)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari clarifier

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Data

Kondisi penyaringan : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm



Laju alir massa, F = 40.213,335 kg/jam

$$= 40.213,335 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,659 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho$  = 997,08 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Tangki filter dirancang untuk penampungan ¼ jam operasi.

Direncanakan volume bahan penyaring = 1/3 volume tangki

Ukuran Tangki Filter

$$\text{Volume air, } V_a = \frac{40.213,335 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0,25 \text{ jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3} = 10,083 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan 5 \%, volume tangki} = 1,05 \times 10,083 = 10,587 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total} = 4/3 \times 10,587 \text{ m}^3 = 14,116 \text{ m}^3$$

$$\text{- Volume silinder tangki (} V_s \text{)} = \frac{\pi \cdot D_i^2 \cdot H_s}{4}$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, Hs:D = 3:

1

$$V_s = \frac{3\pi D_i^3}{4}$$

$$14,116 \text{ m}^3 = 2,514 (D_i)^3$$

Maka :

$$D_i = 1,817 \text{ m}$$

$$H = 5,450 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi penyaring} = \frac{1}{4} \times 5,450 = 1,362 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi air} = \frac{3}{4} \times 5,450 = 4,087 \text{ m}$$

Perbandingan tinggi tutup tangki dengan diameter dalam adalah 1: 4

$$\text{Tinggi tutup tangki} = \frac{1}{4} (1,817\text{m}) = 0,454 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik,

$$P_{air} = \rho \times g \times l$$

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 0,454 \text{ m}$$

$$= 39.937,205 \text{ Pa}$$

$$= 39,937 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan udara luar, } P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

Poperasi = 39,937 kPa + 101,325 kPa = 141,262 kPa  
 Faktor kelonggaran = 5 %  
 Maka, Pdesain = (1,05) (141,262 kPa) = 148,325 kPa  
 - Allowable working stress (S) : 12.650 Psi = 87.218,714 kPa  
 - Joint efficiency : 0,8 .....(Brownell,1959)  
 - Efisiensi sambungan (E) : 0,8 .....(Brownell,1959)  
 Tebal shell tangki :  

$$t = \frac{PD}{SE-0,6P}$$

$$= 0,004 \text{ m}$$

$$= 0,402 \text{ in}$$
 Tebal shell standar yang digunakan = 1/4 in .....(Brownell,1959)  
 Maka tebal sheel yang dibutuhkan = 0,402 in + 1/4 in = 0,524 in  
 Tebal sheel standar yang digunakan = 1/2 in .....(Brownell,1959)

### 7.6.12. Pompa Filtrasi (PU-06)

Fungsi : Memompakan air dari tangki filtrasi ke menara air  
 Jenis : Pompa Sentrifugal  
 Jumlah : 1 unit  
 Bahan konstruksi : Commercial steel  
 Laju alir massa, F = 40.213,335 kg/jam  

$$= 40.213,335 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,659 \text{ lb/detik}$$
 Densitas air,  $\rho$  = 997,08 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)  

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$
 Viskositas air,  $\mu$  = 0,8007 cp .....(Perry, 1999)  

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$
 Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,659 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,396 \text{ ft}^3/\text{det}$   
 Menghitung diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned}
 \text{ID Optimum, IDopt} &= 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991}) \\
 &= 3,9(0,396)^{0,45} (62,246)^{0,13} \\
 &= 4,399 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa 8 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft} \\
 \text{ID} &= 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft} \\
 \text{A} &= 0,345 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan laju alir, V} &= \left[ \frac{Q}{A} \right] \\
 &= \left[ \frac{0,396 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,148 \text{ ft/det}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold, Nre} &= \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right] \\
 &= \left[ \frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,148 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right] \\
 &= 88.291,011
 \end{aligned}$$

NRe > 4100 = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

$$\text{Sc.80, diperoleh } \frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052, \text{ diperoleh } f = 0,004$$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D :30  
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27  
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 55  
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$
- Total Panjang  $\Sigma L = 74,708 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,009 \text{ ft lb / lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \sum F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 15 ft

$$W_s = 15 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb / lbf} = 15,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{15,009 \times 0,396 \times 62,246}{550} = 0,673 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{0,673}{0,5} = 1,346 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{1,346}{0,8} = 1,682 \text{ Hp}$$

### 7.6.13. Menara Air Pendingin / Water Cooling Tower (WCT)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas dari temperatur 60°C menjadi 25°C

Jenis : Mechanical Draft Cooling Tower

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53 Grade B

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Suhu air masuk menara ( $T_{L2}$ ) = 75°C = 167°F

Suhu air keluar menara ( $T_{L1}$ ) = 25°C = 77°F

Suhu udara ( $T_{G1}$ ) = 30°C = 86°F

Dari gambar 12-14, Perry, 1999, diperoleh suhu bola basah,  $T_w = 70^\circ\text{C}$

Dari kurva kelembaban, diperoleh  $H = 0,0225 \text{ kg uap air/kg udara kering}$

Dari gambar 12-14, Perry, 1999, diperoleh konsentrasi air = 2,0 gal/ft<sup>2</sup>.menit

Densitas air (70°C) = 983,24 kg/m<sup>3</sup>

Laju massa air pendingin = 37.373,190 kg/jam

Laju volumetrik air pendingin = 37.373,190 / 983,24 = 38,010 m<sup>3</sup>/jam

Kapasitas air, Q =  $\frac{(38,010 \text{ m}^3/\text{jam} \times 264,17 \text{ gal/m}^3)}{60 \text{ menit/jam}}$

= 167,353 gal/menit

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} \text{Luas menara, A} &= 1,2 \times (\text{kapasitas air/konsentrasi air}) \\ &= 1,2 \times (167,353 \text{ gal/menit}) / (2,0 \text{ gal/ft}^2 \cdot \text{menit}) \\ &= 401,647 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir air tiap satuan luas (L)} &= \frac{(37.373,190 \frac{\text{kg}}{\text{jam}})(1 \text{ jam})(3,2808 \text{ ft})^2}{(401,647 \text{ ft}^2)(3600 \text{ s})(1\text{m}^2)} \\ &= 0,085 \text{ kg/s.m}^2 \end{aligned}$$

Perbandingan L : G direncanakan = 5 : 6

Sehingga laju alir gas tiap satuan luas (G) = 0,102 kg/m<sup>2</sup>.s

Perhitungan tinggi menara

Maka, dari Persamaan 9.3.8 Geankoplis (1997) menjadi:

$$\begin{aligned} H_{y1} &= (1,005 + 1,88 H)(T_{G1}-0) + (2.501,4 H) \\ &= (1,005 + 1,88 \times 0,023)(30-0) + 2.501,4 (0,023) \\ &= 77,576 \text{ kJ/kg} = 77,576 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Dari pers. 10.5-2, Geankoplis 1997 :

$$G (H_{y2} - H_{y1}) = L C_L (T_{L2} - T_{L1})$$

Diasumsikan cL adalah konstan sehingga didapat harga cL sebesar 4,187 kJ/kg.K

Sehingga didapat harga H<sub>y2</sub> adalah sebagai berikut :

$$0,102 (H_{y2} - 77,576) = 0,085 (4,187) (75-25)$$

$$H_{y2} = 251,622 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Ketinggian menara, z} = \frac{G}{M.K_G.a} \dots\dots(\text{Geankoplis, 1997})$$

$$\text{Estimasi kG.a} = 1,207 \cdot 10^{-7} \text{ kg.mol/s.m}^3 \dots\dots(\text{Geankoplis, 1997})$$

$$\text{Maka ketinggian menara, z} = \frac{0,102}{29 (1,207 \times 10^{-7})(1,013 \times 10^5)} \times 1,986 = 0,571 \text{ m}$$

Diambil performance menara 90%, maka dari gambar 12-15 Perry, 1999, diperoleh tenaga kipas 0,03 hp/ft<sup>2</sup>.

$$\text{Daya yang diperlukan} = 0,03 \text{ hp/ft}^2 \times 191,221 \text{ ft}^2 = 5,737 \text{ hp}$$

Digunakan daya standart 6 hp

### 7.6.15 Pompa Menara Air Pendingin (PU-10)

Fungsi : Memompakan air pendingin bekas ke WCT

Jenis : Pompa Centrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa,  $F = 40.213,335 \text{ kg/jam}$

$$= 40.213,335 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,659 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu = 0,8007 \text{ cp} \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,659 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,396 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\text{ID Optimum, } ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991})$$

$$= 3,9(0,396)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 4,399 \text{ in}$$

Dipilih pipa 8 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$OD = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$ID = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir, } V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$$

$$= \left[ \frac{0,396 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,148 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{re} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$$

$$= \left[ \frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,148 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 88.291,011$$

$N_{Re} > 4100 =$  aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

$$\text{Sc.80, diperoleh } \varepsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052, \text{ diperoleh } f = 0,004$$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$$L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$$

- 3 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance  $K = 0,5$ ; L/D = 27

$$L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$$

- 1 buah exit L/D = 55

$$L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,009 \text{ ft lb} / \text{ lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 15 ft

$$W_s = 15 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb} / \text{ lbf} = 15,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{15,009 \times 0,396 \times 62,246}{550} = 0,673 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{0,673}{0,5} = 1,346 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{1,346}{0,8} = 1,682 \text{ Hp}$$

### 7.6.16 Menara Air (MA)

Fungsi : Menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain, dan sebagian dipakai sebagai air domestik.

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

Kondisi penyaringan : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa, F = 40.213,335 kg/jam

$$= 40.213,335 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,659 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho$  = 997,08 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Kebutuhan perancangan = 6 jam

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_a = \frac{40.213,335 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 6 \text{ jam}}{997,08 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 241,987 \text{ m}^3$$

Volume tangki, Vt

$$= 1,2 \times 241,987 \text{ m}^3$$

$$= 290,384 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 5 :

6

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

$$290,384 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left( \frac{6}{5} D \right)$$

$$290,384 \text{ m}^3 = \frac{3}{10} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 6,755 \text{ m}$$

$$H = 8,106 \text{ m}$$



$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 6,755 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

$$\begin{aligned} \text{Phid} &= \rho \times g \times l \\ &= 997,080 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 6,755 \text{ m} \\ &= 66.008,010 \text{ Pa} = 66,008 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan udara luar, } P_o = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Poperasi} = 66,008 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 167,333 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$\text{Maka, } P_{\text{desain}} = (1,05) (167,333 \text{ kPa}) = 175,700 \text{ kPa}$$

$$\text{- Allowable working stress (S)} : 12.650 \text{ Psi} = 87.218,714 \text{ kPa}$$

$$\text{- Joint efficiency} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

$$\text{- Efisiensi sambungan (E)} : 0,8 \text{ (Brownell,1959)}$$

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE-1,2P} \\ &= 0,009 \text{ m} = 0,335 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell standar yang digunakan} = 3/4 \text{ in} \dots\dots\dots(\text{Brownell,1959})$$

$$\text{Maka tebal sheel yang dibutuhkan} = 0,335 \text{ in} + 3/4 \text{ in} = 1,085 \text{ in}$$

$$\text{Tebal sheel standar yang digunakan} = 1 \frac{1}{2} \text{ in} \dots\dots\dots(\text{Brownell,1959})$$

### 7.6.17. Pompa Menara Air (PU-07)

Fungsi : Memompakan air dari menara air ke unit-unit yang lain.

Jenis : Pompa Centrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 40.213,335 kg/jam

$$\begin{aligned} &= 40.213,335 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right] \\ &= 24,659 \text{ lb/detik} \end{aligned}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$

$$\begin{aligned} &= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right] \\ &= 62,246 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Viskositas air,  $\mu = 0,8007 \text{ cp} \dots\dots\dots(\text{Perry, 1999})$   
 $= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$   
 $= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,659 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,396 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum,  $ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991})$   
 $= 3,9(0,396)^{0,45} (62,246)^{0,13}$   
 $= 4,399 \text{ in}$

Dipilih pipa 8 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

OD = 8,625 in = 0,719 ft

ID = 7,981 in = 0,665 ft

A = 0,345 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir,  $V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$   
 $= \left[ \frac{0,396 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,148 \text{ ft/det}$

Bilangan Reynold,  $N_{re} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$   
 $= \left[ \frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,148 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$   
 $= 88.291,011$

$N_{Re} > 4100 =$  aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

Sc.80, diperoleh  $\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052$ , diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

$L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$

- 3 buah elbow 90° L/D :30

$L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$

- 1 buah entrance  $K = 0,5$ ; L/D = 27

$L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$

- 1 buah exit  $L/D = 55$

$$L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times g_c \times D}$$
$$= 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 15 ft

$$W_s = 15 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb} / \text{lbf} = 15,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$
$$= \frac{15,009 \times 0,396 \times 62,246}{550} = 0,673 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{0,673}{0,5} = 1,346 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{1,346}{0,8} = 1,682 \text{ Hp}$$

#### 7.6.18. Penukar Kation (Cation Exchanger) / CE

Fungsi : Untuk mengurangi kesadahan air

Tipe : Silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53 grade B

Kondisi penyimpanan : Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm

Laju alir massa,  $F = 40.213,335 \text{ kg/jam}$

$$= 40.213,335 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,659 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3$  .....(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,659 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,396 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor keamanan = 20 %

Ukuran Cation Exchanger

Dari Tabel 12.4, The Nalco Water Handbook, diperoleh:

Ukuran Cation Exchanger

- Diameter penukar kation = 1 ft = 0,305 m

- Luas penampang penukar kation = 0,78544 f<sup>2</sup>

- Tinggi resin dalam cation exchanger = 2,5 ft

- Tinggi silinder = 1,2 × 2,5 ft = 3 ft = 0,914 m

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki D : H = 2 : 1

Maka: H = ½ D = ½ (0,305) = 0,1525 m

Sehingga tinggi cation exchanger = 0,914 + 0,1525 = 1,066 m = 3,497 ft

Diameter tutup = diameter tangki = 0,305 m

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi

- Efisiensi sambungan (E) : 0,8

-Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)

- Tekanan hidrostatik, Po : 1 atm = 14,7 Psi

- Faktor Keamanan : 20 %

- Tekanan desain, P = 1,2 x 14,7 = 17,64 Psi

Tebal Dinding tangki cation exchanger:

$$\begin{aligned}t &= \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA \\&= \frac{(17,64 \text{ Psi} \times 1 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft})}{2 \times (18.750 \text{ Psi} \times 0,8) - 1,2 \times (17,64 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in} \\&= 0,132 \text{ in}\end{aligned}$$

### 7.6.19. Tangki Pelarutan Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) (TP – 03)

Fungsi : Tempat membuat larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50 %.  
Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar  
Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-53 grade B.

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang digunakan memiliki konsentrasi 50 % (% berat)
- Densitas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (ρ) = 1387 kg/m<sup>3</sup> = 85,587 lbm/ft<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)
- Laju alir massa H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 0,431 kg/hari
- Kebutuhan perancangan = 30 hari
- Faktor keamanan = 20%

Ukuran Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_1 &= \frac{0,431 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,5 \times 1.327 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,019 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 1,2 \times 0,019 \text{ m}^3 \\ &= 0,022 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan perbandingan diameter tinggi silinder tangki, D : H = 4 : 3

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\ 0,022 \text{ m}^3 &= \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{4} D\right) \\ 0,022 \text{ m}^3 &= \frac{3}{16} \pi D^3 \end{aligned}$$

Maka:

$$D = 0,336 \text{ m}$$

$$H = 0,252 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 0,252 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik, Po : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain, P = 1,2 x 14,7 = 17,64 Psi

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA$$
$$= 0,127 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 3/16 in .....(Brownell,1959)

Daya Pengaduk :

Dt/Di = 3, Baffel = 4 .....(Brownell, 1959)

Kecepatan Pengadukan, N = 1 rps

Viskositas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 50 % = 3,4924 x 10<sup>-4</sup> lbm/ft.det .....(Kirk Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$
$$= 270.409,213$$

Dari gambar 3.3-4 (Geankoplis, 1997) untuk NRe = 270.409,213 diperoleh

Np= 0,8.

Sehingga :

$$P = \frac{N_p \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{g_c} \dots\dots\dots(\text{Geankoplis, 1997})$$
$$= 0,014 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{0,014 \text{ Hp}}{0,8}$$
$$= 0,018 \text{ Hp}$$

### 7.6.20. Tangki Pelarutan NaOH (TP – 04)

Fungsi : Tempat membuat larutan NaOH 10 %

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283, grade C

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa NaOH = 5,487 kg/hari

Waktu regenerasi = 24 jam

NaOH yang dipakai berupa larutan 10% (% berat)

Densitas larutan NaOH 10% = 1.518 kg/m<sup>3</sup> = 94,765 lbm/ft<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Faktor keamanan = 20%

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{5,487 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 30 \text{ hari}}{1.518 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,108 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 0,108 \text{ m}^3$$

$$= 0,130 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter tinggi silinder tangki, D : H = 2 : 3

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

$$0,130 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$0,130 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 0,480 \text{ m}$$

$$H = 0,720 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}}$$

$$= 0,720 \text{ m}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi

- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik, Po : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain, P = 1,2 x 14,7 = 17,64 Psi

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA$$

$$= 0,127 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 3/16 in .....(Brownell, 1959)

Daya Pengaduk :

$$Dt/Di = 3, \text{ Baffel} = 4 \text{ .....(Brownell, 1959)}$$

Kecepatan Pengadukan, N = 1 rps

$$\text{Viskositas H}_2\text{SO}_4 \text{ 50 \%} = 3,4924 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.det .....(Kirk Othmer, 1967)}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot Di^2}{\mu}$$

$$= 672.672,282$$

Dari gambar 3.3-4 (Geankoplis, 1997) untuk NRe = 672.672,282 diperoleh Np= 0,8.

Sehingga :

$$P = \frac{N_p \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{g_c} \text{ .....(Geankoplis, 1997)}$$

$$= 0,060 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80%

Maka,

$$P = \frac{0,546 \text{ Hp}}{0,8}$$

$$= 0,075 \text{ Hp}$$



### 7.6.21. Pompa Cation Exchanger (PU-08)

Fungsi : Memompa air dari cation exchanger ke anion exchanger.

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan Konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa,  $F = 40.213,335 \text{ kg/jam}$

$$= 40.213,335 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 24,659 \text{ lb/detik}$$

Densitas air,  $\rho = 997,08 \text{ kg/m}^3$  .....(Perry, 1999)

$$= 997,08 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 62,246 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas air,  $\mu = 0,8007 \text{ cp}$  .....(Perry, 1999)

$$= 0,8007 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$$

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{24,659 \text{ lb/detik}}{62,246 \text{ lb/ft}^3} = 0,396 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\text{ID Optimum, } ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \text{ .....(Timmerhaus,1991)}$$

$$= 3,9(0,396)^{0,45} (62,246)^{0,13}$$

$$= 4,399 \text{ in}$$

Dipilih pipa 8 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$OD = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$ID = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$A = 0,345 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan laju alir, } V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$$

$$= \left[ \frac{0,396 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,3450 \text{ ft}^2} \right] = 1,148 \text{ ft/det}$$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{re} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$$

$$= \left[ \frac{62,246 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,6651 \text{ ft} \times 1,148 \text{ ft/det}}{5,381 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 88.291,011$$

$N_{Re} > 4100 =$  aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in

$$\text{Sc.80, diperoleh } \varepsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0884 \text{ m}} = 0,00052, \text{ diperoleh } f = 0,004$$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D :30  
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27  
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 55  
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$
- Total Panjang  $\Sigma L = 74,708 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,009 \text{ ft lb / lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 15 ft

$$W_s = 15 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,009 \text{ ft lb / lbf} = 15,009 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{15,009 \times 0,396 \times 62,246}{550} = 0,673 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{0,673}{0,5} = 1,346 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{1,346}{0,8} = 1,682 \text{ Hp}$$

### 7.6.22. Tangki Kaporit (TP – 05)

Fungsi : Tempat membuat larutan tangki Kaporit  
Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar  
Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283, grade C

Jumlah : 1 unit

Laju alir massa kaporit = 0,004 kg/jam

Waktu regenerasi = 24 jam

(Ca(ClO)<sub>2</sub>) yang dipakai berupa larutan 50% (% berat)

Densitas kaporit (Ca(ClO)<sub>2</sub>) = 1.272 kg/m<sup>3</sup> = 79,411 lbm/ft<sup>3</sup>..(Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Faktor keamanan = 20%

Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{0,004 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}}{0,5 \times 1272 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,005 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 0,005 \text{ m}^3$$

$$= 0,005 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, D : H = 2 :

3

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

$$0,005 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$0,005 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 0,167 \text{ m}$$

$$H = 0,250 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}}$$

$$= 0,250 \text{ m}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik, Po : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain, P = 1,2 x 14,7 = 17,64 Psi

Tebal shell tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE-1,2P} + CA$$
$$= 0,129 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 3/16 in .....(Brownell,1959)

#### 7.6.23. Deaerator ( DE )

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup dan alas ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-53, Grade B

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 90°C

Tekanan = 1 atm

Kebutuhan Perancangan : 24 jam

Laju alir massa (F) = 1.225,739 kg/jam

Densitas campuran ( $\rho$ ) = 995,68 kg/m<sup>3</sup> = 62,141 lbm/ft<sup>3</sup>

Faktor keamanan = 20 %

Perhitungan Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{1.225,739 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 1 \text{ hari}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 59,091 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 59,091 \text{ m}^3$$
$$= 70,909 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki,  $D : H = 2 : 3$

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

$$70,909 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$70,909 \text{ m}^3 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka:

$$D = 3,920 \text{ m}$$

$$H = 2,940 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki} &= \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Tinggi Silinder}}{\text{Volume Silinder}} \\ &= 5,879 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal dinding tangki :

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA-53 grade B.

Tebal dinding tangki :

Dari Brownell & Young, Item 4, Appendix D, diperoleh data :

- Allowable working stress (S) : 18.750 Psi
- Efisiensi sambungan (E) : 0,8
- Faktor korosi : 1/8 in .....(Timmerhaus, 1980)
- Tekanan hidrostatik,  $P_o$  : 1 atm = 14,7 Psi
- Faktor Keamanan : 20 %
- Tekanan desain,  $P = 1,2 \times 14,7 = 17,64$  Psi

Tebal shell tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} + CA \\ &= 0,216 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 1/4 in .....(Brownell,1959)

#### 7.6.24. Pompa Deaerator (PU-09)

- Fungsi : Untuk memompakan air dari deaerator ke ketel uap
- Jenis : Centrifugal pump
- Bahan Konstruksi : Commercial steel
- Jumlah : 1 unit

### Kondisi Operasi

- Temperatur = 30 °C

- Tekanan = 1 atm

Densitas air ( $\rho$ ) = 995,68 kg/m<sup>3</sup> = 62,158 lbm/ft<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

Viskositas air ( $\mu$ ) = 0,8007 cP = 0,000538 lbm/ft.s .....(Kirk Othmer,1967)

Laju alir massa (F) = 1.225,739 kg/jam = 0,752 lb/s

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{0,752 \text{ lb/detik}}{62,158 \text{ lb/ft}^3} = 0,012 \text{ ft}^3/\text{det}$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, IDopt = 3,9(Q)<sup>0,45</sup> ( $\rho$ )<sup>0,13</sup> .....(Timmerhaus,1991)  
= 3,9(0,012 )<sup>0,45</sup> (62,158)<sup>0,13</sup>  
= 0,915 in

### Ukuran Spesifikasi Pipa

Dari Appendix A.5 Geankoplis, 1997, dipilih pipa commercial steel dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran pipa nominal = 3 in

Schedule number = 40

Diameter dalam (ID) = 4,026 in = 0,1023 m = 0,336 ft

Diameter Luar (OD) = 4,500 in = 0,1143 m = 0,375 ft

Luas Penampang dalam (At) = 0,008219 m<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir, V =  $\left[ \frac{Q}{A} \right]$   
=  $\left[ \frac{0,012 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,008219 \text{ ft}^2} \right] = 0,137 \text{ ft/det}$

Bilangan Reynold, Nre =  $\left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$   
= 5.037,625

NRe > 4100, maka aliran turbulen

Aliran adalah turbulen, maka dari Pers.2.10-7, Geankoplis, 1997, diperoleh

f = 16/NRe = 16/ 5.037,625= 0,002

### Sistem perpipaan

- Panjang pipa lurus saluran isap = 50 ft

- 1 buah gate valve fully open L/D : 13

L = 1 X 13 X 0,0179 ft = 0,2327 ft

- 2 buah elbow 90° L/D :30

$$L = 2 \times 30 \times 0,0179 \text{ ft} = 1,074 \text{ ft}$$

- 1 buah entrance  $K = 0,5$ ;  $L/D = 13$

$$L = 0,5 \times 13 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,116 \text{ ft}$$

- 1 buah exit  $L/D = 28$

$$L = 1 \times 28 \times 0,0179 \text{ ft} = 0,501 \text{ ft}$$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 51,93 \text{ ft}$$

Faktor gesekan ,

$$F = \frac{f \cdot v^2 \cdot \Sigma L}{2 g_c D}$$

$$= 0,0001427 \text{ ft lbf / lbm}$$

Kerja Pompa :

Dari persamaan Bernoulli:

$$\text{Tinggi Pemompaan} = 15 \text{ ft}$$

$$\text{Static head} = 15 \text{ ft lbf/lbm}$$

Maka:

$$\text{Maka, } W = 15 + 0,0001427 = 15,00014274 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Daya Pompa

$$P = W Q \rho$$

$$= 11,274 \text{ ft. lbf/s}$$

Efisiensi pompa 80% :

$$P = \frac{11,274}{550 \times 0,8}$$

$$P = 0,026$$

#### 7.6.25. Ketel Uap ( KU )

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Water tube boiler

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Data :

Uap jenuh: suhu  $180^{\circ}\text{C}$  tekanan  $1002,7 \text{ kPa} = 145,429 \text{ Psi}$

Kalor laten steam (H) =  $763,1 \text{ kJ/kg} = 328,074 \text{ Btu/lbm}$  .....(Smith, dkk.,1987)

Kebutuhan uap =  $1.225,739 \text{ kg/jam} = 2.702,754 \text{ lbm/jam}$

Menghitung Daya Ketel Uap:

$$W = \frac{34,5 \times P \times 970,3}{H}$$

Dimana:

P = Daya boiler, hp

W = Kebutuhan uap, lbm/jam

H = Kalor laten steam, Btu/lbm

Maka,

$$P = \frac{2.702,754 \times 328,074}{34,5 \times 970,3}$$

$$= 26,488 \text{ hp}$$

Menghitung Jumlah Tube

Dari ASTM Boiler Code, permukaan bidang pemanas = 10 ft<sup>2</sup>/hp

Luas permukaan perpindahan panas, A = P x 10 ft<sup>2</sup>/hp

$$= 26,488 \text{ hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp}$$

$$= 264,882 \text{ ft}^2$$

Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi:

- Panjang tube, L = 12 ft

- Diameter tube 3 in

- Luas permukaan pipa, a' = 0,917 ft<sup>2</sup>/ft .....(Kern, 1965)

Sehingga jumlah tube,

$$N_t = \frac{A}{L \times a'}$$

$$= \frac{264,882}{12 \times 0,917}$$

$$= 24,071 \text{ buah}$$

Jadi tube yang digunakan 24 buah.



## BAB VIII. LAY OUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

### 8.1. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan salah satu aspek penting yang perlu dipertimbangkan dalam pendirian pabrik. Banyak pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, diantaranya adalah letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial dan kemungkinan pengembangan di masa mendatang.



Berdasarkan berbagai pertimbangan maka lokasi pabrik direncanakan di Kelurahan Bangkala, Kecamatan Manggala Kota Makassar, Indonesia

### 8.2. Lay Out Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu perencanaan dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh hubungan yang efektif antara karyawan, peralatan dan material bahan baku hingga menjadi produk. Sarana yang disediakan seperti utilitas, laboratorium, taman, mushola, tempat parkir, dan lain-lain. Untuk memperoleh kondisi yang maksimal, maka ada hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik, yaitu:

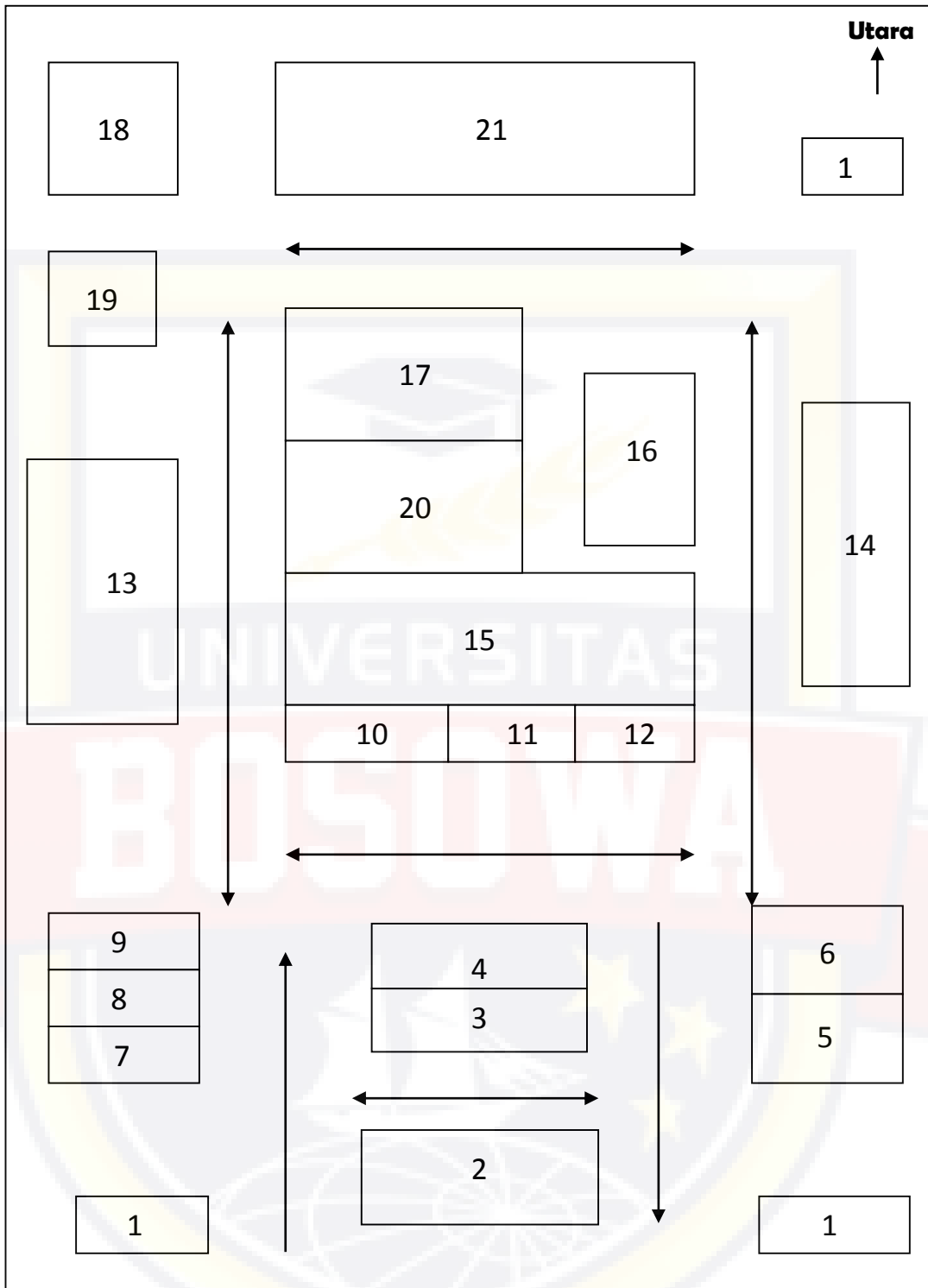
1. Berdasarkan data penggunaan bahan bakar di Indonesia yang terus meningkat dari tahun ke tahun, diharapkan akan ada pengembangan pabrik dimasa mendatang sehingga disediakannya area perluasan pabrik.

2. Letak peralatan harus diatur sedemikian rupa agar pemeliharaan dan perbaikan alat dapat dilakukan dengan mudah.
3. Faktor keamanan dan keselamatan harus mendapat perhatian yang serius, terutama bahaya kebakaran. Dalam perancangan tata letak pabrik selalu diusahakan untuk memisahkan antara sumber api dan sumber panas dengan jarak yang aman dari bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak.
4. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses mesin, sehingga perubahan yang dilakukan tetap ekonomis.
5. Masalah limbah pabrik yang akan dibuang dapat diolah terlebih dahulu sedemikian rupa sampai batas ambang yang diperkenankan agar tidak membahayakan makhluk hidup dan merusak lingkungan di sekitar lokasi pabrik.
6. Penyediaan service area, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan lain-lain diatur sedemikian rupa sehingga tetap terjangkau dari tempat kerja. Pengaturan tata letak pabrik dapat dibagi menjadi beberapa daerah utama, antara lain:
  - a. Perkantoran, Laboratorium dan Fasilitas Pendukung, yaitu daerah perkantoran sebagai pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur keuangan dan kelancaran operasi pabrik. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan baku yang akan diproses dan produk yang akan dijual. Fasilitas-fasilitas pendukung bagi karyawan meliputi kantin, klinik kesehatan, mushola/masjid, dan aula.
  - b. Ruang Kontrol dan Proses, yang merupakan tempat pusat pengendalian berlangsungnya suatu proses. Sedangkan daerah proses merupakan tempat berlangsungnya proses dan tempat alat-alat proses diletakkan.
  - c. Daerah Pergudangan, Bengkel, dan Garasi
  - d. Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran, merupakan lokasi pusat penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik untuk menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

Rincian luas area pabrik ini sebagai bangunan pabrik ditunjukkan pada Tabel sebagai berikut:

**Tabel 8.1 Perincian Luas Lokasi Pabrik**

No.	Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )
01.	Pos keamanan	27
02.	Tempat parker	1.000
03.	Kantor umum	600
04.	Kantin	200
05.	Poliklinik	50
06.	Masjid	200
07.	Unit PMK	50
08.	Bengkel	200
09.	Gudang	200
10.	Kantor bagian proses	500
11.	Ruang control	200
12.	Laboratorium	200
13.	Area penyimpanan bahan baku	1.500
14.	Area penyimpanan produk	1.000
15.	Daerah proses	3.000
16.	Daerah utilitas	600
17.	Unit pengolahan air	1.500
18.	Mess	900
19.	Sarana olah raga	400
20.	Daerah perluasan proses	1.000
21.	Daerah perluasan pabrik	3.000
22.	Jalan dan halaman	3.628
Total		18.955



Gamba 8.1 Layout Pabrik (skala 1:1000)

Keterangan:

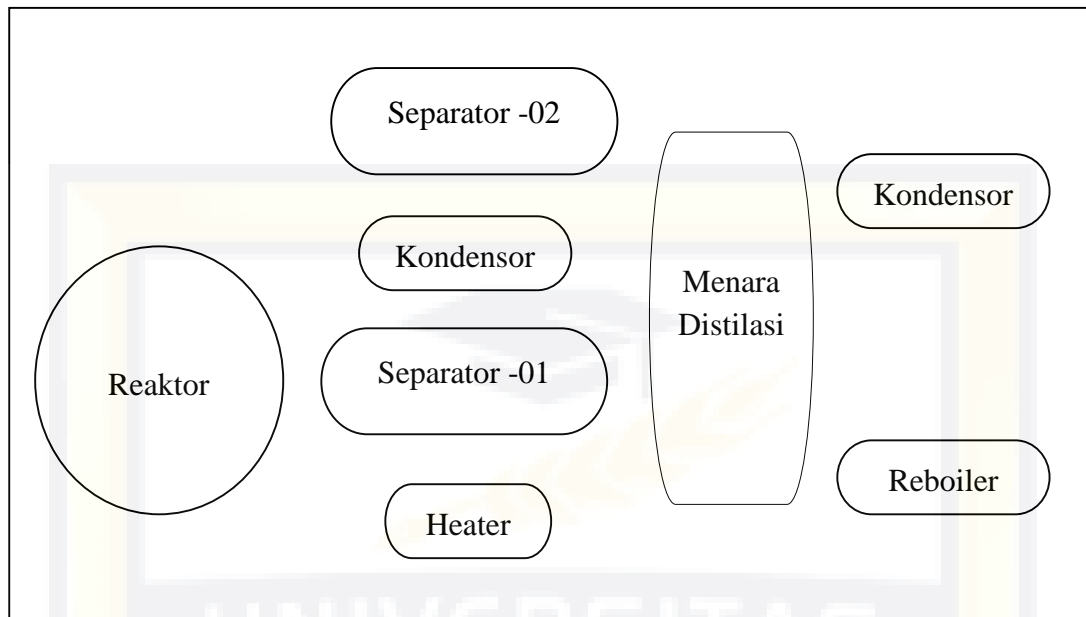
1. Pos keamanan
2. Tempat parker
3. Kantor umum
4. Kantin
5. Poliklinik
6. Masjid
7. Unit PMK
8. Bengkel
9. Gudang
10. Kantor bagian proses
11. Ruang control
12. Laboratorium
13. Area penyimpanan bahan baku
14. Area penyimpanan produk
15. Daerah proses
16. Daerah utilitas
17. Unit pengolahan air
18. Mess
19. Sarana olah raga
20. Daerah perluasan proses
21. Daerah perluasan pabrik
22. Jalan dan halaman

### 8.3. Lay Out Peralatan

Tata letak mesin/alat proses merupakan suatu pengaturan dari komponen komponen fasilitas pabrik. Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

1. Aliran Bahan Baku dan Produk, jalur aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi
2. Aliran Udara, arah hembusan angin serta kelancaran aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara atau keadaan berhenti pada suatu tempat berupa akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan
3. Pencahayaan, pada seluruh area pabrik harus memadai. Serta perlunya tambahan penerangan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.
4. Lalu Lintas Kendaraan dan Manusia, dalam perancangan lay out peralatan perlu diperhatikan supaya karyawan dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat, mudah dan aman. Sehingga, apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki.
5. Pertimbangan Ekonomi, penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan dapat meminimalisir biaya operasi dan tetap menjamin kelancaran serta keamanan produk pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.
6. Jarak Antar Alat Proses, untuk alat proses yang mempunyai tekanan operasi dan suhu yang tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, untuk menghindari jika terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut sehingga tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.

Lay Out Peralatan dapat dilihat pada gambar 8.2:



**Gambar 8.2 Lay Out Alat Proses**

**BOSOWA**

## **BAB IX. STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN**

### **9.1. Organisasi Perusahaan**

Dalam suatu perusahaan, masalah organisasi dan manajemen merupakan hal yang penting dalam menentukan keberhasilan perusahaan tersebut. Manajemen dapat diartikan sebagai kemampuan untuk mengatur atau mempengaruhi faktor-faktor produksi.

Manajemen mengandung 3 pengertian, yaitu:

1. Manajemen sebagai suatu proses.
2. Manajemen sebagai kumpulan orang yang melakukan aktifitas.
3. Manajemen sebagai suatu seni dan ilmu perencanaan yang berfungsi untuk memimpin, mengarahkan, mendorong, mengawasi, serta memiliki hasil dari suatu pekerjaan.

Manajemen meliputi semua tugas dan fungsi yang berhubungan mulai dari saat pembentukan perusahaan sampai kebijaksanaan penting dalam hal pengambilan keputusan yang tepat. Organisasi merupakan alat dari manajemen untuk mencapai tujuan perusahaan. Organisasi tanpa manajemen menyebabkan kekacauan, sebaliknya manajemen tanpa organisasi menyebabkan kebingungan.

#### **9.1.1. Bentuk Badan Usaha**

Umumnya industri di Indonesia memiliki badan hukum seperti Badan Usaha Milik Negara (BUMN), yang bentuk-bentuknya adalah sebagai berikut:

1. Perusahaan Negara (PN)
2. Perusahaan Jawatan (Perjan)
3. Perusahaan Umum (PU)
4. Perseroan Terbatas (Persero)
5. Perusahaan Daerah/ Perusahaan Industri Daerah (PD/ PID)

#### **9.1.2. Perusahaan Milik Negara**

Perusahaan Milik Negara Meliputi:

- a. Perusahaan Modal Asing (PMA)
- b. Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN)



### **9.1.3. Perusahaan Jawatan**

Perusahaan ini mempunyai ciri-ciri sebagai berikut:

- a. Pengabdian dan pelayanan kepada masyarakat.
- b. Merupakan bagian dari departemen, dirjen, direktorat atau pemerintahan daerah.
- c. Dipimpin oleh seorang kepala yang langsung bertanggung jawab kepada atasannya dalam pemerintahannya yang biasa.
- d. Memperoleh fasilitas dari negara dan pegawainya merupakan pegawai negeri sipil.
- e. Pengawasan langsung dari atasannya sebagaimana lazimnya pegawai negeri.

### **9.1.4. Perusahaan Umum**

Perusahaan Umum mempunyai ciri-ciri sebagai berikut:

- a. Melayani kepentingan umum.
- b. Memupuk keuntungan.
- c. Mempunyai badan hukum.
- d. Umumnya bergerak dalam bidang jasa vital.
- e. Mempunyai nama dan kekayaan sendiri serta kebebasan bergerak seperti perusahaan swasta.
- f. Hubungan hukumnya diatur secara hubungan hukum perdata.
- g. Dipimpin oleh direksi.
- h. Pegawainya merupakan pegawai perusahaan negara.
- i. Laporan tahunan dari perusahaan disampaikan kepada pemerintah.
- j. Modal seluruhnya dimiliki oleh negara dari kekayaan negara yang dipisahkan.

### **9.1.5. Perusahaan Daerah (PD) atau Perusahaan Industri Daerah (PID)**

Modal seluruhnya dimiliki oleh daerah atau sebagian lainnya dimiliki oleh daerah lain atau oleh pihak swasta. Dikatakan perusahaan daerah apabila perusahaan tersebut didirikan dengan suatu peraturan daerah, dimana modal seluruhnya atau sebagian merupakan kekayaan daerah yang dipisahkan, kecuali berdasarkan undang-undang.

### **9.1.6. Perusahaan Perseroan Terbatas atau PT (Persero)**

Perseroan terbatas (PT) adalah persekutuan untuk menjalankan perusahaan yang mempunyai modal usaha yang terbagi atas beberapa saham. Perseroan Terbatas (PT) merupakan suatu badan hukum yang mempunyai keuangan tersendiri yang terlepas dari kekayaan pribadi perseroan, dimana modal perusahaan didapat dengan cara penjualan saham.

Pemimpin perusahaan terdiri dari dewan komisaris atau dewan direksi. Dewan komisaris merupakan instansi tertinggi mengawasi kebijaksanaan direktur, mempunyai anggota-anggota yang dibentuk dari keputusan pemegang saham sebagai pemilik perusahaan.

Persero mempunyai ciri-ciri sebagai berikut:

- a. Memupuk keuntungan.
- b. Sebagai badan hukum perdata yang berbentuk PT.
- c. Hubungan usaha diatur menurut hukum perdata.
- d. Modal seluruh/sebagian merupakan kekayaan negara yang dipisahkan.
- e. Tidak memiliki fasilitas-fasilitas negara.
- f. Dipimpin oleh direksi.
- g. Pegawainya sebagai status perusahaan swasta biasa.
- h. Peranan pemerintah sebagai pemegang saham.

Kebaikan-kebaikan Perseroan Terbatas (PT) adalah:

1. Tanggung jawab yang terbatas dari pemegang saham.
2. Pemilik dan pengusaha terpisah satu sama lainnya.
3. Mudah mendapat modal.
4. Kehidupan perusahaan lebih terjamin.
5. Terjadinya efisiensi dalam pimpinan.
6. Lebih memperhatikan nasib dari pekerja.

Keburukan-keburukan dari pada Perseroan Terbatas (PT) adalah:

1. Pajaknya besar.
2. Ongkos organisasi besar.
3. Ongkos pendirian yang besar.
4. Kesulitan dalam hal pimpinan.
5. Terjaminnya rahasia.

6. Kurangnya perhatian pemegang saham terhadap perusahaan.

Berdasarkan uraian diatas, maka dipilih bentuk perusahaan "Perusahaan Terbatas (PT)".

Modal yang diperoleh selain dari penjualan saham, dapat juga diperoleh dari bank pemerintah dengan pengembalian pinjaman dalam waktu yang panjang. Dengan bentuk badan usaha ini, diharapkan pabrik dapat dioperasikan secara merata dengan perolehan produksi yang maksimal sehingga pengembalian modal untuk pengoperasian pabrik dapat dilakukan sesuai dengan jangka waktu yang diharapkan.

## **9.2. Struktur Organisasi**

Berdasarkan pola hubungan kerja serta wewenang dan tanggung jawab, maka struktur organisasi dibedakan atas:

1. Organisasi Garis.
2. Organisasi Fungsional.
3. Organisasi Garis dan Staff.
4. Organisasi Fungsional dan Staff.

### **9.2.1. Bentuk Organisasi Garis**

Ciri-ciri organisasi garis adalah:

- Organisasi masih kecil.
- Jumlah karyawan sedikit.
- Saling kenal antar karyawan.
- Spesialisasi kerja masih belum tinggi.

Kebaikan-kebaikan organisasi ini adalah:

- Kesatuan komando terjamin dengan baik.
- Proses pengambilan keputusan berlangsung dengan cepat.
- Rasa solidaritas karyawan umumnya tinggi.

### 9.2.2. Bentuk Organisasi Fungsional

Pada organisasi ini, beberapa pimpinan tidak mempunyai pimpinan yang jelas, sebab setiap atasan berwenang memberi komando kepada setiap bawahan sepanjang ada hubungannya dengan atasan tersebut.

Kebaikan-kebaikan organisasi fungsional adalah:

1. Pembidangan tugas-tugas jelas.
2. Spesialisasi karyawan dapat dikembangkan dan digunakan semaksimal mungkin.

Keburukan-keburukan organisasi fungsional:

1. Karena adanya spesialisasi, sukar mengadakan *tour of duty*.
2. Sulit dilaksanakan koordinasi dengan karyawan.

### 9.2.3. Bentuk Organisasi Garis dan Staff

Pada umumnya dianut oleh organisasi besar, daerah kerjanya luas dan mempunyai bidang-bidang tugas yang beraneka ragam dan rumit serta jumlah karyawan yang banyak.

Pada organisasi ini terdapat satu atau lebih tenaga staff. Staff yaitu orang yang ahli dalam bidang tertentu yang tugasnya memberi nasehat dan saran dalam tugasnya kepada pimpinan dalam organisasi tersebut.

Kebaikan-kebaikan organisasi garis dan staff adalah:

1. Dapat dipergunakan oleh setiap organisasi besar.
2. Pengambilan keputusan yang lebih mudah karena adanya staff ahli.

Keburukan-keburukan organisasi garis dan staff adalah:

1. Karyawan tidak saling mengenal solidaritas sesama karyawan sukar diharapkan.
2. Koordinasi sukar diharapkan.

### 9.2.4. Bentuk Organisasi Fungsional dan Staff

Bentuk organisasi ini merupakan kombinasi dari bentuk organisasi fungsional dan bentuk organisasi garis dan staff.

Sehingga bentuk organisasi yang dipilih pada pabrik pembuatan gliserol dari minyak jagung mentah ini adalah bentuk organisasi garis dan staff. Alasan pemilihan bentuk organisasi garis dan staff ini adalah:

1. Perlunya pengorganisasian dengan tenaga ahli dalam bidang-bidang tertentu.
2. Pekerja/ karyawan bertanggung jawab kepada atasan.
3. Fungsionalisasi tidak perlu harus dilaksanakan mengingat adanya staff ahli.
4. Dapat digunakan oleh setiap organisasi yang bagaimanapun besarnya dan kompleks susunan organisasinya.
5. Adanya pembagian tugas yang jelas dari pimpinan, staff dan pelaksana, sehingga koordinasi mudah dilaksanakan.

Perintah berjalan dengan baik dan lancar dari atas ke bawah sedangkan tanggung jawab dan saran bergerak dari bawah ke atas.

### **9.3. Tugas dan wewenang**

Uraian tugas dan wewenang dari setiap fungsionaris pada pabrik pembuatan gliserol dari minyak jagung mentah adalah:

#### **9.3.1. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)**

Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi dan staff adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS dilakukan minimal satu kali setahun. Bila ada suatu hal, RUPS dapat dilakukan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS dihadiri oleh pemilik saham, dewan komisaris dan direktur.

Tugas dan wewenang RUPS adalah:

1. Menentukan policy tertinggi perusahaan, berupa:
  - a. Mengadakan akte perusahaan/ ADPT.
  - b. Menentukan mission dan garis besar haluan perusahaan.
2. Mengangkat Dewan Komisaris.
3. Mengangkat Dewan Direksi.
4. Menyetujui/ mengesahkan Rancangan Anggaran Pendapatan Belanja (RAPB) dan laporan tahunan yang dibuat oleh Dewan Direksi.
5. Memutuskan besarnya deviden yang akan dibayarkan kepada pemegang saham.
6. Memutuskan besarnya gaji Dewan Komisaris dan Dewan Direksi.
7. Memutuskan besarnya gratifikasi yang diberikan kepada karyawan.

### **9.3.2. Dewan Komisaris**

Dewan komisaris adalah pemegang saham atau wakil-wakilnya dengan menentukan garis besar kebijaksanaan perusahaan, melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan dan pelaksanaan tugas Direktur Utama dan meminta laporan pertanggungjawaban Direktur Utama secara berkala.

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah melaksanakan pembinaan dan pengawasan produk terhadap keadaan perusahaan dengan berpegang pada anggaran dasar PT dan RAPB yang telah disahkan RUPS.

### **9.3.3. Direktur**

Direktur Merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat oleh Dewan Komisaris.

Tugas dan wewenang Direktur adalah:

1. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien.
2. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.

Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur dibantu oleh empat orang manajer, yaitu:

- Manajer Teknik dan Produksi.
- Manajer Pemasaran.
- Manager Keuangan.
- Manager Administrasi/ Umum.

#### **9.3.3.1. Manajer Teknik dan Produksi**

Manajer Teknik dan Produksi adalah pembantu Direktur untuk menangani permasalahan keteknikan dan proses produksi.

Tugas dan wewenang Manager Teknik dan Produksi adalah:

1. Menjalankan seluruh program dan kebijaksanaan yang telah digariskan oleh Dewan Komisaris.
2. Mengadakan pengawasan dan penelitian untuk melaksanakan program kerja bagian teknik dan produksi.

3. Membantu dan bertanggung jawab kepada Direktur atas segala sesuatu yang menyangkut tugasnya.
4. Mengkoordinasi dan mengerahkan kegiatan bagian teknik dan produksi, rekayasa dan keselamatan kerja.

Dalam menjalankan tugasnya, Manajer Teknik dan Produksi dibantu oleh dua orang kepala bagian, yaitu:

- a. Kepala Bagian Teknik

Tugas dan wewenangnya adalah bertanggung jawab atas bidang keteknikan agar proses berjalan lancar. Kepala Bagian Teknik ini dibantu oleh kepala seksi:

- Kepala Seksi Mesin.
- Kepala Seksi Instalasi.
- Kepala Seksi Pengendalian Mutu.
- Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan (Litbang).

- b. Kepala Bagian Produksi

Tugas dan wewenangnya adalah pengaturan dan pengawasan jalannya proses dari bahan baku sampai produk dan caranya yang berhubungan dengan proses.

Kepala Bagian Produksi ini dibantu oleh:

- Kepala Seksi Proses.
- Kepala Seksi Laboratorium.
- Kepala Seksi Utilitas.

### **9.3.3.2. Manajer Pemasaran**

Manajer Pemasaran bertanggung jawab atas seluruh koordinasi dan pengawasan komersial perusahaan.

Tugas dan wewenangnya adalah:

1. Membantu dan bertanggung jawab kepada Direktur Utama atas segala kegiatan yang menyangkut pemasaran produksi, kebijakan harga dan distribusi produk yang dihasilkan perusahaan.
2. Mengkoordinasi, memimpin dan mengawasi bagian-bagian pemasaran yang mencakup pergudangan, pembelian bahan baku, distribusi dan sarana.

Manajer Pemasaran ini dibantu oleh satu orang kepala bagian pemasaran dan kepala bagian pemasaran dibantu oleh kepala seksi. Kepala seksi tersebut meliputi sebagai berikut:

- Kepala Seksi Penjualan.
- Kepala Seksi Distribusi.

#### **9.3.3.3. Manajer Keuangan**

Manajer Keuangan bertanggung jawab atas seluruh pengaturan segala urusan yang berhubungan dengan keuangan perusahaan serta kesejahteraan karyawan.

Manajer keuangan dibantu oleh satu orang kepala bagian keuangan dan kepala bagian tersebut dibantu oleh:

- Kepala Seksi Pembukuan.
- Kepala Seksi Pengadaan.
- Kepala Seksi Keuangan.

#### **9.3.3.4. Manajer Administrasi dan Umum**

Tugas dan wewenangnya adalah:

1. Mengawasi dan bertanggung jawab dalam hal administrasi perusahaan.
2. Mengawasi dan bertanggung jawab dalam hal yang umum di perusahaan.
3. Manajer Administrasi ini dibantu oleh kepala bagian administrasi dan kepala bagian umum. Kepala bagian administrasi dibantu oleh:

- Kepala Seksi Personalia.
- Kepala Seksi Tata Usaha.

Kepala bagian umum dibantu oleh:

- Kepala Seksi Kesehatan.
- Kepala Seksi Umum.
- Kepala Seksi Keamanan.

#### **9.3.4. Sekretaris**

Sekretaris dapat diangkat oleh Direktur untuk menangani masalah surat-menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lainnya untuk membantu Direktur dalam menangani masalah administrasi perusahaan



#### 9.4. Pembagian Jam Kerja

Pabrik pembuatan gliserol ini direncanakan beroperasi kontinu selama 24 jam kerja per hari dan 300 hari per tahun. Untuk pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus-menerus selama 24 jam, para karyawan diberikan pekerjaan secara bergilir (*shift work*). Untuk ini jam kerja satu hari dibagi 3 waktu shift, dimana setiap shift masing-masing 8 jam. Untuk karyawan yang non-shift yang tidak memerlukan pengawasan terus-menerus selama 24 jam seperti karyawan administrasi, hari minggu dan hari besar lainnya adalah hari libur sesuai dengan Undang-Undang yang berlaku.

**Tabel 9.1 Jam Kerja Karyawan Non Shift**

Hari Kerja	Jam Kerja
Senin s/d Jumat	08.00 – 16.00 WIB
Istirahat	12.00 – 13.00 WIB
Sabtu	08.00 – 13.00 WIB

**Tabel 9.2 Jam Kerja Karyawan Shift**

Shift	Jam Kerja
I	08.00 – 16.00 WIB
II	16.00 – 24.00 WIB
III	24.00 – 08.00 WIB

Untuk melayani 3 shift pabrik dibentuk 4 regu kerja yang diatur sebagai berikut:

**Tabel 9.3 Regu Kerja untuk Karyawan Shift**

Regu	Hari									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	I	I	I	-	II	II	II	-	III	III
B	-	II	II	II	-	III	III	III	-	I
C	II	-	III	III	III	-	I	I	I	-
D	III	III	-	I	I	I	-	II	II	II

## 9.5. Perincian Jabatan dan Keahlian

**Tabel 9.4 Latar Belakang Pendidikan Karyawan**

No.	Jabatan	Pendidikan
1.	Dewan Komisaris	Ekonomi (S1)
2.	Direktur	Teknik Kimia (S1)
3.	Manajer Teknik dan Produksi	Teknik Kimia (S1)
4.	Manajer Pemasaran	Ekonomi (S1)
5.	Manajer Keuangan	Akuntansi (S1)
6.	Manajer Personalia dan Adm. Umum	Hukum (S1)
7.	Sekretaris	Sekretaris (D3)
8.	Kabag Teknik	Teknik Mesin (S1)
9.	Kabag Produksi	Teknik Kimia (S1)
10.	Kasi. Pemasaran	Ekonomi (S1)
11.	Kasi. Keuangan	Akuntansi (S1)
12.	Kasi. Administrasi Umum	Ekonomi (S1)
13.	Kasi. Personalia	Hukum/Fisipol (S1)
14.	Kasi. Peng. Mutu dan Produk	Teknik Kimia (S1)
15.	Kasi. Perencanaan Produksi	Teknik Kimia/Mesin (S1)
16.	Kasi. Lab. QC dan R & D	Teknik Kimia (S1)
17.	Kasi. Utilitas	Teknik Kimia (S1)
18.	Kasi. Instalasi dan Prasarana	Teknik Elektro (S1)
19.	Kasi. Bengkel dan Maintenance	Teknik Mesin (S1)
20.	Kasi. Proses	Teknik Kimia (S1)
21.	Kasi. Laboratorium	Teknik Kimia (S1)
22.	Kasi. Penjualan	Ekonomi (S1)
23.	Kasi. Distribusi	Ekonomi (S1)
24.	Kasi. Keuangan	Ekonomi (S1)
25.	Kasi. Pembukuan	Ekonomi (S1)
26.	Kasi. Koordinator Keamanan	TNI / POLRI
27.	Kasi. Humas dan Perpustakaan	Fisipol (S1)
28.	Kasi. Shift	Teknik Industri (S1)
29.	Kasi. Kesehatan dan Olah Raga	Kedokteran (S1)
30.	Kasi. Tata Usaha	Ekonomi (S1)
31.	Kasi. Adm. Umum dan Perpajakan	Perpajakan (S1)
32.	Karyawan Teknik	STM
33.	Karyawan Umum	SMU, STM, Diploma
34.	Dokter	Kedokteran (S1)
35.	Perawat	Akper, Dokter (S1)
36.	Petugas Keamanan	SMU sederajat
37.	Petugas Kebersihan	SMU sederajat
38.	Supir	SMU sederajat

## 9.6. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Penggajian karyawan didasarkan kepada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian dan resiko kerja. Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat dengan cara menghitung jumlah karyawan proses berdasarkan jumlah peralatan dan jumlah karyawan proses per unit per regu, dan rincian karyawan yang lain ditentukan, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Sedangkan sistem gaji pegawai dibagi menjadi 2 golongan yaitu :

1. Gaji bulanan adalah gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.
2. Gaji lembur adalah gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Perincian besar gaji karyawan pabrik gliserol ini dapat dilihat pada table 9.5 :

**Tabel 9.5 Perincian gaji karyawan**

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Total Gaji
			Perbulan (Rp)	(Rp)
1	Direktur	1	35.000.000	35.000.000,00
2	Wakil Direktur	1	20.000.000	20.000.000,00
3	Sekretaris Perusahaan	1	10.000.000	10.000.000,00
4	Staf Sek. Perusahaan	3	5.500.000	16.500.000,00
5	Kepala Litbang	1	12.000.000	12.000.000,00
6	Staf Litbang	3	5.500.000	16.500.000,00
7	Kepala Divisi Teknik & Produksi	1	12.000.000	12.000.000,00
8	Kasi Maintenance & Teknik	1	7.000.000	7.000.000,00
9	Kasi Proses & Laboratorium	1	7.000.000	7.000.000,00
10	Kasi Utilitas & Quality Kontrol	1	7.000.000	7.000.000,00
11	Staf Divisi Teknik & Produksi	9	5.500.000	49.500.000,00
12	Kepala Divisi Administrasi & Keuangan	1	12.000.000	12.000.000,00
13	Kasi Diklat & Personalia	1	7.000.000	7.000.000,00
14	Kasi Kesehatan & KK	1	7.000.000	7.000.000,00
15	Kasi Anggaran Keuangan & Administrasi	1	7.000.000	7.000.000,00
16	Staf Divisi Administrasi & Keuangan	9	5.500.000	49.500.000,00
17	Kepala Divisi Pemasaran	1	12.000.000	12.000.000,00
18	Kasi Pemasaran & Gudang	1	7.000.000	7.000.000,00
19	Kasi Distribusi & Transportasi	1	7.000.000	7.000.000,00
20	Kasi Keamanan	1	7.000.000	7.000.000,00
21	Staf Divisi Pemasaran	9	5.500.000	49.500.000,00
22	Perawat & K3	9	5.500.000	49.500.000,00
23	Karyawan Quality Assurance	3	5.500.000	16.500.000,00
24	Karyawaan Proses & Produksi	30	5.500.000	165.000.000,00
25	Karyawan Laboratorium	5	5.500.000	27.500.000,00
26	Karyawan Quality Control	7	5.500.000	38.500.000,00
27	Petugas Keamanan	7	4.000.000	28.000.000,00
28	Sopir	6	4.000.000	24.000.000,00
29	Petugas Kebersihan	6	4.000.000	24.000.000,00
Total		122	243.000.000	730.500.000,00

### **9.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan**

Untuk mencapai hasil kerja yang maksimal dari setiap karyawan, harus didukung oleh fasilitas-fasilitas yang memadai. Fasilitas yang tersedia pada pabrik pembuatan Gliserol ini adalah:

1. Fasilitas cuti tahunan.
2. Tunjangan hari besar / bonus.
3. Tunjangan kecelakaan kerja.
4. Tunjangan kematian yang diberikan kepada keluarga karyawan yang meninggal dunia akibat kecelakaan kerja maupun diluar kerja yang berhubungan dengan pabrik.
5. Transportasi bus karyawan.
6. Penyediaan tempat beribadah, balai pertemuan dan sarana air dan listrik.
7. Penyediaan seragam dan alat-alat pengaman (sepatu, seragam, helm, kaca mata dan sarung tangan).
8. Pelayanan kesehatan secara cuma-cuma.
9. Jaminan Sosial Tenaga Kerja (Jamsostek) dan Asuransi Kesejahteraan (Askes).

## BAB X. ANALISA EKONOMI

Evaluasi ekonomi digunakan untuk menentukan apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

- A. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- B. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
- C. Titik impas (*Break event Point, BEP*)
- D. Shut down point (SDP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

- A. Penaksiran modal (Total Capital Investment, TCI) yang meliputi :
  - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment, FCI)
  - b. Modal kerja (Working Capital Investment, WCI)
- B. Penentuan biaya produksi (Total Production Cost, TPC) yang terdiri :
  - a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
  - b. Biaya Plant Overhead (Plant overhead cost)
  - c. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)
- C. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap :

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

### 1. Perhitungan Biaya Total Produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi

= TPC – Depresiasi

= Rp 159.625.387.204,32 – Rp9.484.842.774,82

= Rp150.140.544.429,50

**Tabel 10.1 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 60%, 80%, dan 100%**

No.	Kapasitas	Biaya operasi ( Rp )
1.	60%	90.084.326.657,70
2.	80%	120.112.435.543,60
3.	100%	150.140.544.429,50

## 2. Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi adalah tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

Total kodal pada akhir masa konstruksi:

= Modal sendiri + Modal Pinjaman

= Rp 44.634.554.234,43 + Rp 22.317.277.117,22

= Rp 66.951.831.351,65

## 3. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return*.IRR)

Internal rate of return berdasarkan discounted cash flow adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan trial harga  $i$ , yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

$$\sum \left( \frac{\text{cash flow}}{(1+i)^n} \right)$$

Keterangan:

$n$  = tahun

CF = cash flow pada tahun ke  $n$   $1/(1+i)$

$n$  = discount factor (DF) dan S

**Tabel 10.2 Data Perhitungan Internal Rate of Return**

Tahun ke-	Net Cash Flow Nominal (Rp)	Faktor Diskon 40% $1/(1+i)^n$	Net Cash Flow Present Value	Faktor Diskon 41% $1/(1+i)^n$	Net Cash Flow Present Value
1	15.913.563.844	1,4000	11.366.831.317	1,4100	11.286.215.492
2	3.219.831.759	1,9600	1.642.771.306	1,9881	1.619.552.215
3	22.353.227.362	2,7440	8.146.219.884	2,8032	7.974.122.398
4	74.549.574.335	3,8416	19.405.865.872	3,9525	18.861.173.819
5	74.755.544.949	5,3782	13.899.629.795	5,5731	13.413.677.126
6	74.961.515.562	7,5295	9.955.662.017	7,8580	9.539.457.611
7	75.167.486.176	10,5414	7.130.726.456	11,0798	6.784.162.435
8	75.373.456.789	14,7579	5.107.332.683	15,6226	4.824.646.877
9	75.579.427.403	20,6610	3.658.063.804	22,0278	3.431.085.839
10	75.785.398.016	28,9255	2.620.023.454	31,0593	2.440.025.748
TOTAL			63.355.144.208		60.986.770.335

Maka,

$$\begin{aligned} \text{IRR} &= 0,40 + \frac{63.355.144.208}{60.986.770.335} \times 0,01 \\ &= 0,4104 \times 100\% \\ &= 41,04 \end{aligned}$$

#### 4. Analisa Titik Impas (*Break Event Point*. BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya FC, VC, SVC dan S.

##### 1) Perhitungan Break Even Point (BEP)

Perhitungan BEP dengan persamaan :

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0,3\text{SVC}}{\text{S} - 0,7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

Dimana :

S : total harga penjualan (sales)

FC : biaya tetap (fixed charges)

SVC : biaya semi variabel (semi variabel cost)

VC : biaya variabel (variabel cost)



**Biaya Tetap (FC)**

Depresiasi (10%FCI)	Rp8.417.068.343,82
Pajak (2%FCI)	Rp1.683.413.668,76
Asuransi (1%FCI)	Rp841.706.834,38
<b>Total</b>	<b>Rp10.942.188.846,96</b>

**Biaya Variabel (VC)**

Bahan baku dan pembantu	Rp96.617.068.006,68
Utilitas (10% TPC)	Rp15.718.142.385,73
Paten dan royalti (0.02 TPC)	Rp3.143.628.477,15
<b>Total</b>	<b>Rp115.478.838.869,56</b>

**Total harga penjualan (S)** = Rp189.000.000.000,00

**Biaya Semi Variabel (SVC)**

Pembiayaan	Rp0,03
Gaji karyawan	Rp8.766.000.000,00
Laboratorium	Rp876.600.000,00
Pemeliharaan dan perbaikan	Rp1.683.413.668,76
Operasi suplay	Rp420.853.417,19
Plant over head cost (5% TPC)	Rp7.859.071.192,87
Administrasi (3% TPC)	Rp4.715.442.715,72
Riset dan pengembangan (3% TPC)	Rp4.715.442.715,72
Distribusi dan penjualan (3% TPC)	Rp4.715.442.715,72
<b>Total</b>	<b>Rp33.752.266.425,98</b>

maka :

$$\text{BEP} = \frac{\text{Rp10.942.188.846,96} + 0,3 \times \text{Rp33.752.266.425,98}}{\text{Rp189.000.000.000,00} - 0,7 \times \text{Rp33.752.266.425,98} - \text{Rp115.478.838.869,56}}$$

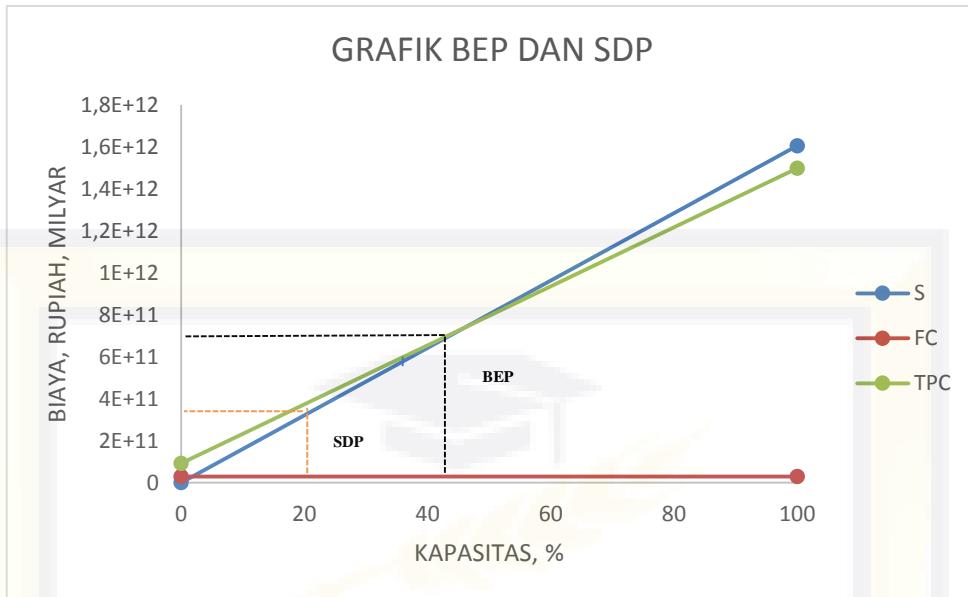
$$= 42,22 \%$$

**5. Shut Down Point**

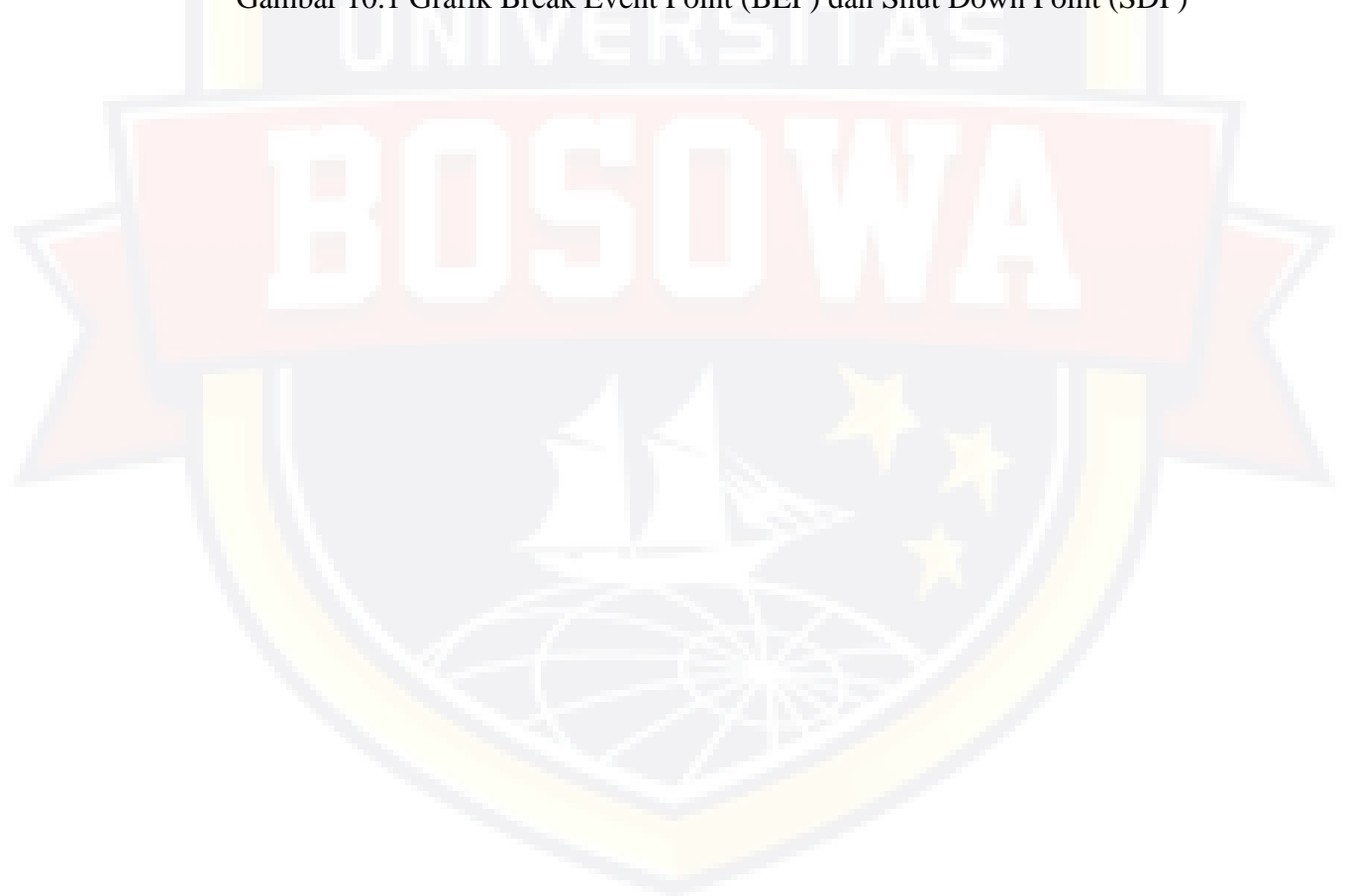
Perhitungan SDP dengan persamaan :

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

$$= 20,29 \%$$



Gambar 10.1 Grafik Break Event Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)



## XI. KESIMPULAN

Prarancangan pabrik Bahan Bakar dari sampah plastik HDPE kapasitas produksi 7.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Kelurahan Bangkala, Kecamatan Manggala Kota Makassar, Indonesia, membutuhkan bahan baku berupa sampah plastik HDPE sebesar 2.438,8494 kg/jam. Pabrik ini beroperasi selama 330 hari dengan jumlah karyawan sebanyak 122 orang.

Sesuai perhitungan analisa ekonomi dapat diketahui :

- a. Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak Rp 31.818.576.142,66 dan sesudah pajak yaitu dan Rp25.454.860.914,13.
- b. Return on Investmen (ROI) untuk pabrik ini 32,13 % sebelum pajak dan 25,70 % sesudah pajak.
- c. Pay Out Time (POT) untuk pabrik ini adalah 3,11 tahun sebelum pajak dan 3,89 tahun sesudah pajak.
- d. Break Event Point (BEP) adalah 42,22 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya berkisar antara 40-60 %.
- e. Shut Down Point (SDP) adalah 20,29 %.

Berdasarkan perhitungan analisis ekonomi di atas, dapat disimpulkan prarancangan pabrik Bahan Bakar dari Sampah Plastik kapasitas produksi 7.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aguado J, et.al., 2006, "Catalytic activity of zeolitic and mesostructured catalysts in the cracking of pure and waste polyolefins"
- Aries, R.S and Newton, R.D, 1955, "Chemical Cost Estimation", Mc. Graw Hill Book Company, Inc., New York.
- Brown, G.G, 1956, "Unit Operation", John Wiley and Son, Inc., New York
- Brownell, I.E, and Young, E.H., 1959, "Process Equipment Design", John Wiley and Son, Inc., New York.
- Carl L. Yaws, 1999, "Chemical Properties Handbook", Lamar University Beaumont, Texas
- Coulson, J.H, and Richardson, J.F., 1989, "Chemical Engineering, An Introducing to Chemical Engineering Design", vol. 6, Pergamon Press, Oxford
- Direktur Jenderal Minyak dan Gas Bumi, 2006, "Keputusan Dirjen Minyak dan Gas Bumi", <http://jdih.esdm.go.id/?page=peraturan&act=listperaturan&id=90> diakses tanggal 2 Desember 2022
- Efendi, 2017, "Nitrogen", <https://www.suryabiru.co.id/nitrogen.htm> diakses tanggal 2 Desember 2022
- Ella Syafputri, 2014, "Produksi Sampah Plastik Indonesia"  
<http://www.antaranews.com/berita/417287/produksi-sampah-plastik-indonesia-54-juta-ton-per-tahun>, diakses pada tanggal 2 Desember 2022
- Kern, D.Q., 1965, "Process Heat Transfer", Mc. Graw Hill Book Company, Kogakusha.
- Kunii, D and Levenspiel, O., 1991, "Fluidization Engineering", Butterworth-Heinemann, Inc., United State of America
- Ludwig, E.E., 1964, Design for Chemical and Petrochemical Plants, vol 1, 1st ed., Gulf Publishing Company, Houston, Texas.
- Perry, R.E., and Othmer, D.F., 1978, "Perry's Chemical Engineering Handbook", 6ed., Mc. Graw Hill Book Company, Inc., Singapore.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K. D., 1981, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 3ed, Mc . Graw Hill Book Company, Inc., Singapore.
- Phillip C. Wankat, 2012, "Separation Process Engineering"

Ramadhan, Aprian, et.al., “ Pengolahan sampah plastic menjadi minyak menggunakan proses pirolisis”, <https://www.scribd.com/document/169386900/286-29Jurnal-Munawar-pdf> diakses tanggal 2 Desember 2022

Ratnasari, Devy K, et.al., 2017, “Catalytic Pyrolysis of Waste Plastic Using Stage Catalytic for Production of Gasoline Range Hydrocarbon Oil” diakses pada tanggal 2 Desember 2022

S.M. Al Salem, 2010 , “Kinetic Study of High Density Polyethylene (HDPE) Pyrolysis” diakses pada tanggal 2 Desember 2022

Sularso, 1985, “Pompa dan Kompresor : Pemilihan, Pemakaian, dan Pemeliharaan” , PT. Pradnya Paramitha, Jakarta.

Treyball, R.E ., 1981, “Mass Transfer Operation”, 3 ed., Mc. Graw Hill Book Company, Inc., Singapore.

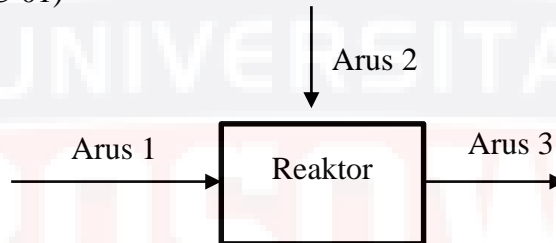
Y-H. Lin, et.al., 2004, “ Catalytic Degradation of High Density Polyethylene Over Mesoporous and Microporous Catalysts in a Fluidized Bed Reactor”

**LAMPIRAN A**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA**

Kapasitas Produksi : 7.000 Ton/Tahun  
: 883,8384 kg/jam  
Hari Kerja : 330 hari  
Basis Operasi : 1 jam  
Basis hitungan : 100 kg/jam HDPE (*High-Density Polyethylene*)

**A.1 Reaktor (R-01)**

Fungsi: Mereaksikan *High-Density Polyethylene* dengan N<sub>2</sub> yang akan menuju cyclone 1 (CC-01)



Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



Berdasarkan penelitian J. Aguado, et.al. 2006 yang mereaksikan 100 kg *High-Density Polyethylene* dengan N<sub>2</sub> sebanyak 0,01% massa, memperoleh presentasi massa sebagai berikut:

N <sub>2</sub>	= 0,01%
Char	= 47,7000 %
LPG	= 9,8272 %
Gasoline	= 37,9070 %
Gas Oil	= 4,5658 %

Maka

**Arus Masuk:**

Arus 1

Merupakan *High-Density Polyethylene* (HDPE) dari tangki penyimpanan

HDPE = Basis Perhitungan

$$= 100 \text{ kg/jam}$$

Arus 2

Merupakan 0,01 % N<sub>2</sub>

$$\text{N}_2 = \text{Basis bahan baku} \times 0,01 \%$$

$$= 100 \text{ kg/jam} \times 0,01\%$$

$$= 0,0100 \text{ kg/jam}$$

**Arus Keluar:**

Arus 3

Merupakan hasil reaksi *High-Density Polyethylene* (HDPE) dan N<sub>2</sub>

$$\text{N}_2 = 0,0100 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Char} = 47,7000 \% \times 100 \text{ kg/jam}$$

$$= 47,7000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{LPG} = 9,8272 \% \times 100 \text{ kg/jam}$$

$$= 9,8272 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Gasoline} = 37,9070 \% \times 100 \text{ kg/jam}$$

$$= 37,9070 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Gas Oil} = 4,5658 \% \times 100 \text{ kg/jam}$$

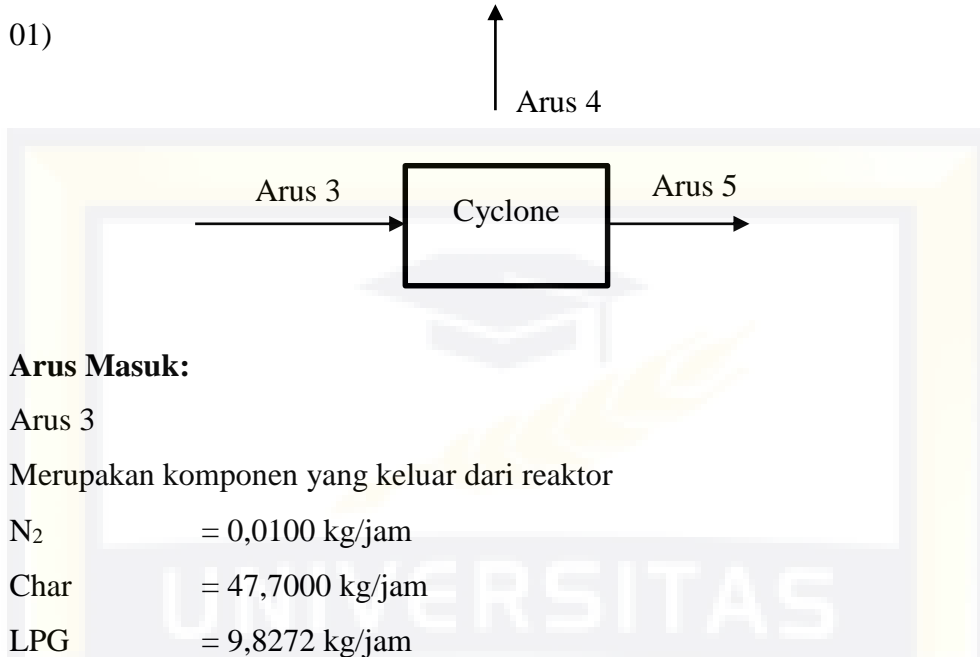
$$= 4,5658 \text{ kg/jam}$$

**Tabel A.1 Neraca Massa Reaktor**

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	A1	A2	A3
HDPE	100,0000		
N <sub>2</sub>		0,0100	0,0100
Char			47,7000
LPG			9,8272
Gasoline			37,9070
Gas oil			4,5658
<b>Total</b>	<b>100,0000</b>	<b>0,0100</b>	<b>100,0100</b>
	<b>100,0100</b>		<b>100,0100</b>

## A.2 Cyclone 1 (CC-01)

Fungsi: Mengeluarkan 95% char yang ada pada komponen keluaran reaktor (R-01)



### Arus Masuk:

Arus 3

Merupakan komponen yang keluar dari reaktor

$N_2 = 0,0100 \text{ kg/jam}$

$\text{Char} = 47,7000 \text{ kg/jam}$

$\text{LPG} = 9,8272 \text{ kg/jam}$

$\text{Gasoline} = 37,9070 \text{ kg/jam}$

$\text{Gas Oil} = 4,5658 \text{ kg/jam}$

### Arus Keluar:

Arus 4

Merupakan 95% dari char yang ada di arus 3

$\text{Char} = 95\% \times \text{Char Arus 3}$

$= 95\% \times 47,7000 \text{ kg/jam}$

$= 45,3150 \text{ kg/jam}$

Arus 5

Merupakan komponen yang akan masuk ke cyclone 2

$N_2 = 0,0100 \text{ kg/jam}$

$\text{Char} = \text{Char Arus 4} - \text{Char Arus 3}$

$= 47,7000 \text{ kg/jam} - 45,3150 \text{ kg/jam}$

$= 2,3850 \text{ kg/jam}$

$\text{LPG} = 9,8272 \text{ kg/jam}$

$\text{Gasoline} = 37,9070 \text{ kg/jam}$

$\text{Gas Oil} = 4,5658 \text{ kg/jam}$

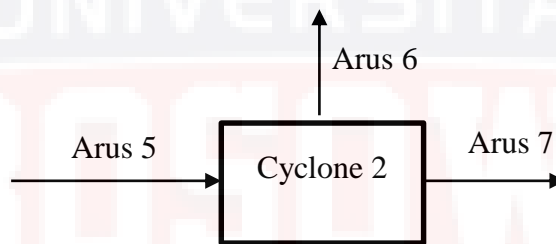


**Tabel A.2 Neraca Massa Cyclone 1**

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	A3	A4	A5
N <sub>2</sub>	0,0100		0,0100
Char	47,7000	45,3150	2,3850
LPG	9,8272		9,8272
Gasoline	37,9070		37,9070
Gas oil	4,5658		4,5658
Total	100,0100	45,3150	54,6950
	100,0100	100,0100	

**A.3 Cyclone 2 (CC-02)**

Fungsi: Mengeluarkan 100% char yang ada pada komponen keluaran cyclone 1 (CC-01)



**Arus Masuk:**

Arus 5

Merupakan komponen yang keluar dari cyclone 1

N<sub>2</sub> = 0,0100 kg/jam

Char = 2,3850 kg/jam

LPG = 9,8272 kg/jam

Gasoline = 37,9070 kg/jam

Gas Oil = 4,5658 kg/jam

**Arus Keluar:**

Arus 6

Merupakan 100% Char yang ada pada arus 5

Char = 100% x Char pada arus 5

= 100 % x 2,3850 kg/jam

$$= 2,3850 \text{ kg/jam}$$

Arus 7

Merupakan komponen yang akan masuk ke separator 1

$$N_2 = 0,0100 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Char} = \text{Char pada arus 5} - \text{Char pada arus 6}$$

$$= 2,3850 \text{ kg/jam} - 2,3850 \text{ kg/jam}$$

$$= 0 \text{ kg/jam}$$

$$\text{LPG} = 9,8272 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Gasoline} = 37,9070 \text{ kg/jam}$$

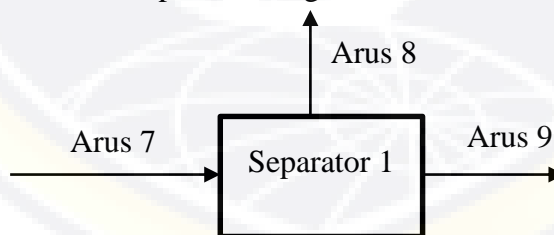
$$\text{Gas Oil} = 4,5658 \text{ kg/jam}$$

**Tabel A.3 Neraca Massa Cyclone 2**

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	A5	A6	A7
N <sub>2</sub>	0,0100		0,0100
Char	2,3850	2,3850	
LPG	9,8272		9,8272
Gasoline	37,9070		37,9070
Gas oil	4,5658		4,5658
Total	54,6950	2,3850	52,3100
	54,6950	54,6950	

#### A.4 Separator 1 (S-01)

Fungsi: Memisahkan komponen fase gas dan fase cair



#### Arus Masuk:

Arus 7

Merupakan komponen yang keluar dari cyclone 2

$$N_2 = 0,0100 \text{ kg/jam}$$

$$\text{LPG} = 9,8272 \text{ kg/jam}$$

Gasoline = 37,9070 kg/jam

Gas Oil = 4,5658 kg/jam

**Arus Keluar:**

Arus 8

Merupakan 100% komponen dari arus 7 yang berwujud gas, berikut adalah komponen yang berwujud gas:

N<sub>2</sub> = 0,0100 kg/jam

LPG = 9,8272 kg/jam

Arus 9

Merupakan 100% komponen dari arus 7 yang berwujud cair, berikut adalah komponen yang berwujud cair:

Gasoline = 37,9070 kg/jam

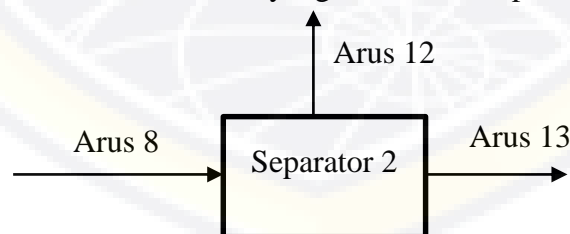
Gas Oil = 4,5658 kg/jam

**Tabel A.4 Neraca Massa Separator 1**

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	A7	A8	A9
N <sub>2</sub>	0,0100	0,0100	
LPG	9,8272	9,8272	
Gasoline	37,9070		37,9070
Gas oil	4,5658		4,5658
Total	52,3100	9,8372	42,4728
	52,3100	52,3100	

**A.5 Separator 2 (S-02)**

Fungsi: Memisahkan N<sub>2</sub> dan LPG yang keluar dari separator 1



**Arus Masuk:**

Arus 8

Merupakan komponen yang keluar dari separator 1

N<sub>2</sub> = 0,0100 kg/jam

LPG = 9,8272 kg/jam

**Arus Keluar:**

Arus 12

Merupakan 100% N<sub>2</sub> dari arus 8

N<sub>2</sub> = 100% N<sub>2</sub>  
= 100% x 0,0100 kg/jam  
= 0,0100 kg/jam

Arus 13

Merupakan 100% LPG dari arus 8

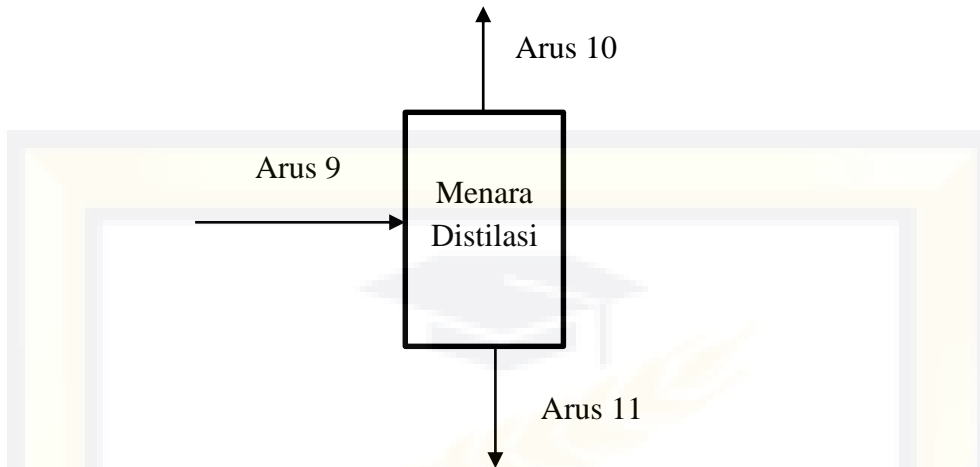
LPG = 100% LPG  
= 100% x 9,8272 kg/jam  
= 9,8272 kg/jam

**Tabel A.5 Neraca Massa Separator 2**

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	A8	A12	A13
N <sub>2</sub>	0,0100	0,0100	
LPG	9,8272		9,8272
<b>Total</b>	<b>9,8372</b>	<b>9,8372</b>	

## A.6 Menara Distilasi (MD-01)

Fungsi: Memurnikan gasolin



### Arus Masuk:

Arus 9

Merupakan komponen yang keluar dari separator 1

Data Konstanta Antoine komponen

Komponen	A	B	C	D	E
Gasolin	2,984	-5,0E-01	-4,5E-05	1,68E-07	6,52E-11
Gas Oil	3,553	2,1E-01	7,9E-04	-8,70E-07	2,60E-10

(Sumber : yaws,1999)

Ditetapkan: Komponen kunci ringan (*light key*) LK = Gasoline

Komponen kunci berat (*heavy key*) HK = Gas Oil

Direncanakan : Gasolin yang ada dalam umpan terdistribusi ke puncak sebanyak 99%, sedangkan gas oil yang ada dalam umpan terdistribusi ke bottom sebanyak 70%.

### Arus 9 :

Gasolin = 37,9070 kg/jam

Gas Oil = 4,5658 kg/jam

Komposisi bahan yang masuk bagian umpan menara distilasi :

$$\begin{aligned}\text{Mol Gasolin} &= \frac{37,9070 \text{ kg/jam}}{100 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,3791 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Mol Gas Oil} = \frac{4,5658 \text{ kg/jam}}{140 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,0326 \text{ kmol/jam}$$

Jumlah mol komponen masuk = mol gasolin + mol gas oil

$$= 0,3791 \text{ kmol/jam} + 0,0326 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,4117 \text{ kmol/jam}$$

### Kondisi Umpan

Perhitungan nilai  $y_i$  (umpan masuk menara distilasi pada kondisi *bubble point*)

Trial kondisi umpan

$$P = 1,539 \text{ atm} = 1169,64 \text{ mmHg}$$

$$T = 188,4 \text{ }^\circ\text{C} + 273,15 = 461,5508 \text{ K}$$

T dicari dengan trial error dan dianggap benar jika nilai dari  $1/\sum(x_i \cdot \alpha_i) = K$  basis dimana :

$$\text{Log Psat} = A + \frac{B}{T} C \log 10 T + DT + ET^2$$

$$K_i = \text{Psat}/P$$

$$\alpha_i = K_i/K_{\text{basis}}$$

$$y_i = (x_i \cdot \alpha_i) / (\sum x_i \cdot \alpha_i)$$

### Hasil trial untuk penentuan Bubble Point Feed Menara Distilasi

Komponen	n	$\frac{Z_i}{n_{\text{total}}}$	$P_i$ LogPsat	$K_i$ P/iP	$\alpha_i$ K <sub>i</sub> /K <sub>basis</sub>	$Y_i$ Z <sub>i</sub> *K <sub>i</sub>
Gasolin	0,3791	0,9208	961,317	0,8219	0,2677	0,7568
Gas Oil	0,0326	0,0792	3590,928	3,0701	1,0000	0,2432
<b>Total</b>	<b>0,4117</b>	<b>1</b>			<b>1,268</b>	<b>1,000</b>

Komponen	%B wanted	%D wanted
Gasolin	0,05	0,95
Gas Oil	0,95	0,05
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>

**Distilat ( Arus 10)**

Komponen	kg/jam (massa pada arus 8 x %Dwanted)	kmol/jam (massa komponen/ berat molekul)	%D
Gasolin	36,0117	0,3601	99%
Gas Oil	0,2283	0,0016	1%
<b>Total</b>	<b>36,2400</b>	<b>0,3617</b>	<b>100%</b>

**Bottom (Arus 11)**

Komponen	kg/jam (massa pada arus 8 x %Bwanted)	kmol/jam (massa komponen/ berat molekul)	%B
Gasolin	1,8954	0,0190	30%
Gas Oil	4,3375	0,0310	70%
<b>Total</b>	<b>6,2329</b>	<b>0,0499</b>	<b>100%</b>

**Arus Keluar:**

**Arus 10**

Merupakan komponen yang akan masuk ke kondensor

Kondisi di atas dalam keadaan jenuh *dew point*

Trial kondisi atas

$$P = 1,28 \text{ atm} \times 760 \text{ mmHg} = 972,8 \text{ mmHg}$$

$$T = 174,3 \text{ }^\circ\text{C} + 273 \text{ K} = 447,271 \text{ K}$$

T dicari dengan cara trial error dan dianggap benar jika nilai  $\sum x_i = 1$

$$\text{Dimana} = \log P_{\text{sat}} = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

$$K = P_{\text{sat}}/P$$

$$\alpha_i = K_i/K_{\text{basis}}$$

$$y_i = (x_i \cdot \alpha_i) / (\sum x_i \cdot \alpha_i)$$

Komponen	n	$\frac{Z_i}{n_{total}}$	Pi LogPsat	Ki P/iP	$\alpha_i$ Ki/Kbasis	Yi Zi*Ki
Gasolin	0,3601	0,9955	961,265	0,9881	0,2677	0,9837
Gas Oil	0,0016	0,0045	3591,034	3,6914	1,0000	0,0166
<b>Total</b>	<b>0,3617</b>	<b>1</b>			<b>1,268</b>	<b>1,000</b>

### Arus 11

Merupakan komponen yang akan masuk ke reboiler

Kondisi bawah dalam keadaan *bubble point*

Trial kondisi bawah

$$P = 3,41 \text{ atm} \times 760 \text{ mmHg} = 2591,6 \text{ mmHg}$$

$$\text{Dimana} = \text{Log Psat} = A + \frac{B}{T} C \log 10 T + DT + ET^2$$

$$K = \text{Psat}/P$$

$$\alpha_i = K_i/K_{basis}$$

$$y_i = (x_i \cdot \alpha_i) / (\sum x_i \cdot \alpha_i)$$

Komponen	n	$\frac{Z_i}{n_{total}}$	Pi LogPsat	Ki P/iP	$\alpha_i$ Ki/Kbasis	Yi Zi*Ki
Gasolin	0,0190	0,3796	961,356	0,3710	0,2677	0,1408
Gas Oil	0,0310	0,6204	3590,918	1,3856	1,0000	0,8597
<b>Total</b>	<b>0,0499</b>	<b>1</b>			<b>1,268</b>	<b>1,000</b>

Minimum Plate - Metode Fenske

$$\frac{\log \left[ \left( \frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \left( \frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{avg}}$$

$$N_m = \quad \quad \quad (\text{Geankoplis.1974})$$

$$(\alpha_L \text{ distilat} \times \alpha_L \text{ bottom})^{0,5}$$

$$\alpha_{ij} = \frac{\alpha \text{ Gasolin}}{\alpha \text{ Gas Oil}} = \frac{K_i \text{ Gasolin}}{K_i \text{ Gas Oil}} (\text{Perryed.6.1984})$$



### Perhitungan Minimum Plate - Metode Fenske

Komponen	Ki feed	$\alpha_{ij}$ (F)	Ki destilat	$\alpha_{ij}$ (D)	Ki bottom	$\alpha_{ij}$ (B)
Gasolin	0,8219	1,0000	0,9881	1,0000	0,3710	1,0000
Gas oil	3,0701	3,7354	3,6914	3,7357	1,3856	3,7353

$$\alpha \text{ average} = (\alpha_L \text{ destilat} \times \alpha_L \text{ bottom})^{0,5}$$

$$\alpha \text{ average} = 3,7355$$

$$N \text{ min} = \frac{\log((0,9837/0,0166) \times (0,1408/0,8597))}{\log 3,7355}$$

$$N \text{ min} = 1,7245 \text{ (Total reflux)}$$

### Perhitungan reflux minimum untuk proses destilasi :

$$\text{trial } \phi = 0,5$$

Komponen	Zf	$\alpha_i$	$(\alpha_i - \phi)$	$(\alpha_i \cdot X_F) / (\alpha_i - \phi)$
Gasolin	0,9208	1,0000	0,5000	1,8416
Gas oil	0,0792	3,7354	3,2354	0,0915
Total	<b>1,0000</b>			1,9330

$$R_{\text{min} + 1} = 1,9330 \quad (\text{R Positif})$$

$$R_{\text{min}} = 0,9330$$

$$\text{Optimum reflux (Rop)} = 1,1 \text{ s/d } 1,5 \times R_{\text{min}}$$

Digunakan :

$$R_{\text{pop}} = 1,5 \times R_{\text{min}}$$

$$= 1,5 \times 0,9330$$

$$= 1,399536264$$

$$R_{\text{op}} = L/D$$

$$L = R_{\text{op}} \times D$$

$$= 1,399536264 \times 0,3617$$

$$= 0,5063$$

### Komposisi Reflux (L)

Komponen	ZL	Kgmol	Kg
Gasolin	0,9208	0,4662	27,9703
Gas oil	0,0792	0,0401	1,8449
Total	<b>1,0000</b>	<b>0,5063</b>	<b>29,8152</b>

Uap keluar menara destilasi menuju kondensor (V)

$$\begin{aligned}
 V &= L + D \\
 &= 0,5063 + 0,3617 \\
 &= 0,8680
 \end{aligned}$$

**Tabel A.6 Neraca Massa Menara Distilasi**

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)	
	A9	A10	A10	A11
Gasolin	37,9070	36,0117	36,0117	1,8954
Gas Oil	4,5658	0,2283	0,2283	4,3375
Total	<b>42,4728</b>		<b>36,2400</b>	<b>6,2329</b>
			<b>42,4728</b>	

Faktor pengali :

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{produksi perjam}}{\text{produksi berdasarkan basis perhitungan}} \\
 &= \frac{833,8384}{36,2400} \text{ kg/jam} = 24,3884941
 \end{aligned}$$

## LAMPIRAN B

### PERHITUNGAN NERACA PANAS

Suhu *reference* : 25°C = 298°K

#### Persamaan Panas

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T = m \int_{T_{ref}}^T C_p dT \quad (\text{Himmelblau : 386})$$

Dengan :  
Q = panas ; kJ  
m = massa bahan ; kg  
C<sub>p</sub> = specific heat ; kJ/kmol Kelvin  
T<sub>ref</sub> = suhu reference ; Kelvin  
T = suhu bahan ; Kelvin

$$C_p = A + B.T + C.T^2 + D.T^3 \quad (\text{Sherwood Appendix A})$$

Dengan : C<sub>p</sub> = Specific heat ; kJ/kmol . Kelvin

A,B,C,D = Konstanta

T = Suhu bahan ; Kelvin

#### Penyerdahanan Integrasi $\Delta H$ , (Himmelblau : 386) :

$$C_p = A + B.T + C.T^2 + DT^3 \quad (\text{Sherwood , Appendix A})$$

$$C_p = \text{kJ/kmol.K}$$

$$\begin{aligned} Q &= \int_{T_{ref}}^T C_p dT = \int_{T_{ref}}^T (A + B.T + C.T^2 + DT^3) dT \\ &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\ &= \text{kJ/kmol.K} \times \text{K} = \text{kJ/kmol} \end{aligned}$$

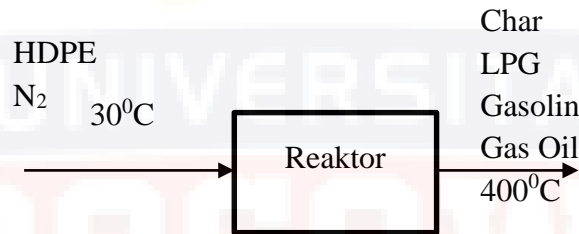
**Data Konstanta A,B,C,D :**

Berdasarkan Yaws, C. L. (1999), diketahui data kapasitas panas masing- masing komponen dengan satuan KJ/(kmol.K) sebagai berikut :

**Tabel B.1 Data kapasitas panas masing-masing komponen**

Konstanta	A	B	C	D	E
Gasoline	1,011E+02	9,774E-01	3,071E-03	4,164E-06	
Gas oil	1,380E+02	1,193E+00	-3,266E-03	3,939E-06	
LPG	2,628E+01	1,160E-01	1,960E-04	-2,327E-07	6,867E-11
N <sub>2</sub>	2,934E+01	-3,540E-03	1,008E-05	-4,312E-09	2,594E-13
Char	-8,320E-01	3,484E-02	-1,323E-05		

**B.1 Neraca Panas Reaktor**



**Panas Masuk:**

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4)$$

$$C_p \text{ Reaktan} = 2,934E+01 (303 - 298) + \frac{-3,540E-03}{2} (303^2 - 298^2) + \frac{1,008E-05}{3} (303^3 - 298^3) + \frac{-4,312E-09}{4} (303^4 - 298^4) + \frac{2,594E-13}{5} (303^5 - 298^5)$$

$$= 146,6662 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{reaktan} = 146,6662 \text{ kJ/kmol} \times 0,0087 \text{ kmol/jam}$$

$$= 1,2775 \text{ kJ/jam}$$

## Menghitung Qreaksi

### $\Delta H_f$ Komponen (Geankoplis, 1978)

$$\text{Gasoline} = -54.800 \text{ (kJ/kgmol)}$$

$$\text{Gas oil} = -41.800 \text{ (kJ/kgmol)}$$

$$\text{LPG} = -185.300 \text{ (kJ/kgmol)}$$

$$\text{N}_2 = -781.100 \text{ (kJ/kgmol)}$$

$$\text{Char} = -603.500 \text{ (kJ/kgmol)}$$

$$\text{HDPE} = -737.000 \text{ (kJ/kgmol)}$$

$$\begin{aligned} \text{Qreaksi} &= \Delta H_f (\text{produk}) - \Delta H_f (\text{reaktan}) \\ &= [(-54.800 + (-41.800) + (-185.300) + (-603.500)] - \\ &\quad [-737.000 + (-781.100)] \\ &= 632.700,000 \text{ kJ/kgmol} \times 9,2450 \text{ kgmol/jam} \\ &= 5.849.283,1919 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### Panas Keluar:

$$T_{\text{out}} = 400^\circ\text{C} = 673 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen:

$$\begin{aligned} \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ Gasolin} &= 1,011\text{E}+02 (673 - 298) + \frac{9,774\text{E}-01}{2} (673^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{3,071\text{E}-03}{3} (673^3 - 298^3) + \frac{4,164\text{E}-06}{4} (673^4 - 298^4) \\ &= 181.217,2061 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ Gasolin} &= 181.217,2061 \text{ kJ/kmol} \times 9,2450 \text{ kmol/jam} \\ &= 1.675.344,9620 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ Gas Oil} = 97.705,0737 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ Gas Oil} &= 97.705,0737 \text{ kJ/kmol} \times 0,7954 \text{ kmol/jam} \\ &= 77.712,3029 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ LPG} = 20.406,2741 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ LPG} &= 20.406,2741 \text{ kJ/kmol} \times 5,4470 \text{ kmol/jam} \\ &= 111.153,8695 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ N}_2 = 10.910,5649 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{N_2} = 10.910,5649 \text{ kJ/kmol} \times 0,0087 \text{ kmol/jam}$$

$$= 95,0329 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Char} = 1.905,0762 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{Char} = 1.905,0762 \text{ kJ/kmol} \times 0,7128 \text{ kmol/jam}$$

$$= 1.357,9869 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/jam)	Q = n.Cp.dT
N <sub>2</sub>	0,0087	10.910,5649	95,0329
Gasolin	9,2450	181.217,2061	1.675.344,9620
Gas Oil	0,7954	97.705,0737	77.712,3029
Char	0,7128	1.905,0762	1.357,9869
LPG	5,4470	20.406,2741	111.153,8695
Total			1.865.664,1542

### Menghitung Qsistem

$$Q_{sistem} = Q_{reaksi} + Q_{out} - Q_{in}$$

$$= 5.849.283,1919 \text{ kJ/jam} + 1.865.664,1542 \text{ kJ/jam} - 1,2775 \text{ kJ/jam}$$

$$= 7.714.946,0686 \text{ kJ/jam}$$

Q sistem bernilai positif, hal ini menandakan sistem menyerap panas.

### Menghitung Kebutuhan Steam

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$T_{in} : 500^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} : 450^{\circ}\text{C}$$

$$P : 8581 \text{ kPa}$$

$$H_v : 2749 \text{ (kJ/kg)}$$

$$H_l : 1344 \text{ (kJ/kg)}$$

Sehingga untuk menghitung kebutuhan massa steam

$$Q_{sistem} + Q_{steam} = 0$$

$$Q_{steam} = \text{massa steam} \times (H_v - H_l)$$

$$\text{Massa Steam} = \frac{Q_{steam}}{(H_v - H_l)}$$

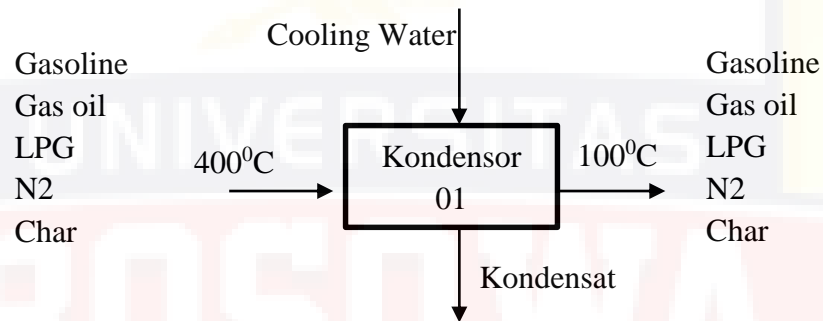
$$= \frac{7.714.946,0686 \text{ kJ/jam}}{2749 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) - 1344 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right)}$$

$$= 5.491,0648 \text{ kg/jam}$$

**Tabel B.1 Neraca Panas Reaktor**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qreaktan	1,2775	
Qproduk		1.865.664,1542
Qreaksi		5.849.283,1919
Qsistem	7.714.946,0686	
<b>Total</b>	<b>7.714.947,3461</b>	<b>7.714.947,3461</b>

**B.2 Neraca Panas Kondensator 01**



**Panas Masuk:**

$$T_{in} = 400^{\circ}\text{C} = 673 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen:

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gasolin} = 1,011\text{E}+02 (673 - 298) + \frac{9,774\text{E}-01}{2} (673^2 - 298^2) + \frac{3,071\text{E}-03}{3} (673^3 - 298^3) + \frac{4,164\text{E}-06}{4} (673^4 - 298^4)$$

$$= 181.217,2061 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gasolin} = 181.217,2061 \text{ kJ/kmol} \times 9,2450 \text{ kmol/jam}$$

$$= 1.675.344,9620 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gas Oil} = 97.705,0737 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gas Oil} = 97.705,0737 \text{ kJ/kmol} \times 0,7954 \text{ kmol/jam}$$

$$= 77.712,3029 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ LPG} = 20.406,2741 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{LPG}} = 20.406,2741 \text{ kJ/kmol} \times 5,4470 \text{ kmol/jam}$$

$$= 111.153,8695 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \, dT \, N_2 = 10.910,5649 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{N_2} = 10.910,5649 \text{ kJ/kmol} \times 0,0087 \text{ kmol/jam}$$

$$= 95,0329 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \, dT \, \text{Char} = 1.905,0762 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{Char}} = 1.905,0762 \text{ kJ/kmol} \times 0,7128 \text{ kmol/jam}$$

$$= 1.357,9869 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/jam)	Q = n.Cp.dT
N <sub>2</sub>	0,0087	10.910,5649	95,0329
Gasolin	9,2450	181.217,2061	1.675.344,9620
Gas Oil	0,7954	97.705,0737	77.712,3029
Char	0,7128	1.905,0762	1.357,9869
LPG	5,4470	20.406,2741	111.153,8695
Total			1.865.664,1542

### Panas Keluar:

$$T_{\text{out}} = 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen:

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \, dT \, \text{Gasolin} = 1,011\text{E}+02 (373 - 298) + \frac{9,774\text{E}-01}{2} (373^2 - 298^2) +$$

$$\frac{3,071\text{E}-03}{3} (373^3 - 298^3) + \frac{4,164\text{E}-06}{4} (373^4 - 298^4)$$

$$= 10.797,8129 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{Gasolin}} = 10.797,8129 \text{ kJ/kmol} \times 9,2450 \text{ kmol/jam}$$

$$= 58.816,1603 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \, dT \, \text{Gas Oil} = 13.275,4222 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{Gas Oil}} = 13.275,4222 \text{ kJ/kmol} \times 0,7954 \text{ kmol/jam}$$

$$= 10.558,9566 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \, dT \, \text{LPG} = 2.322,7751 \text{ kJ/kmol}$$



$$Q_{LPG} = 2.322,7751 \text{ kJ/kmol} \times 5,4470 \text{ kmol/jam}$$

$$= 12.652,2578 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT N_2 = 2.192,0781 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{N_2} = 2.192,0781 \text{ kJ/kmol} \times 0,0087 \text{ kmol/jam}$$

$$= 19,0934 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/jam)	Q = n.Cp.dT
Gasoline	9,2450	10.797,8129	58.816,1603
Gas oil	0,7954	13.275,4222	10.558,9566
LPG	5,4470	2.322,7751	12.652,2578
N <sub>2</sub>	0,0087	2.192,0781	19,0934
Total			82.046,4681

### Menghitung Qsistem

Besarnya energi yang harus dihasilkan cooling water untuk mendinginkan produk dari 400°C hingga 100°C dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_{sistem} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= 82.046,4681 \text{ kJ/jam} - 1.865.664,1542 \text{ kJ/jam}$$

$$= -1.783.617,6862 \text{ kJ/jam}$$

Q sistem bernilai negatif, hal ini menandakan sistem melepas panas.

### Menghitung kebutuhan cooling water

$$T_{in} : 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} : 45^{\circ}\text{C}$$

$$P : 101,3 \text{ kPa}$$

$$H_o : -15770 \text{ (kJ/kg)}$$

$$H_i : -15830 \text{ (kJ/kg)}$$

Sehingga untuk menghitung kebutuhan massa steam

$$Q_{sistem} + Q_{cooling\ water} = 0$$

$$Q_{sistem} = Q_{cooling\ water} \times (H_o - H_i)$$

$$\text{Massa Cooling Water} = \frac{Q_{cooling\ water}}{(H_o - H_i)}$$

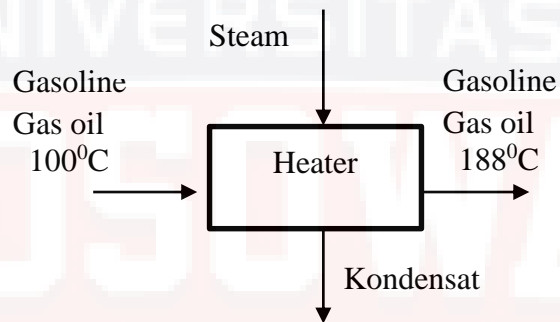
$$= \frac{-1.783.617,6862 \text{ kJ/jam}}{-15770 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) - (-15830) \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right)}$$

$$= 29.726,9614 \text{ kg/jam}$$

**Tabel B.2 Neraca Panas Kondensor 01**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Gasoline	1.675.344,9620	58.816,1603
Gas oil	77.712,3029	10.558,9566
LPG	111.153,8695	12.652,2578
N <sub>2</sub>	95,0329	19,0934
Char	1.357,9869	
Qsistem	-1.783.617,6862	
<b>Total</b>	<b>82.046,4681</b>	<b>82.046,4681</b>

### B.3 Neraca Panas Heater



#### Panas Masuk:

$$T_{in} = 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen:

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gasolin} = 1,011\text{E}+02 (373 - 298) + \frac{9,774\text{E}-01}{2} (373^2 - 298^2) + \frac{3,071\text{E}-03}{3} (373^3 - 298^3) + \frac{4,164\text{E}-06}{4} (373^4 - 298^4)$$

$$= 10.797,8129 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gasolin} = 10.797,8129 \text{ kJ/kmol} \times 9,2450 \text{ kmol/jam}$$

$$= 58.816,1603 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gas Oil} = 13.275,4222 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gas Oil} = 13.275,4222 \text{ kJ/kmol} \times 0,7954 \text{ kmol/jam}$$

$$= 10.558,9566 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/jam)	Q = n.Cp.dT
Gasoline	9,2450	10.797,8129	58.816,1603
Gas oil	0,7954	13.275,4222	10.558,9566
Total			69.375,1169

### Panas Keluar:

$$T_{out} = 188,4008^{\circ}\text{C} = 461,4008 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen:

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gasolin} = 1,011\text{E}+02 (461,4008-298) + \frac{9,774\text{E}-01}{2} (461,4008^2 - 298^2) + \frac{3,071\text{E}-03}{3} (461,4008^3 - 298^3) + \frac{4,164\text{E}-06}{4} (461,4008^4 - 298^4)$$

$$= 34.779,8206 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gasolin} = 34.779,8206 \text{ kJ/kmol} \times 9,2450 \text{ kmol/jam}$$

$$= 321.537,8857 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gas Oil} = 34.426,8556 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gas Oil} = 34.426,8556 \text{ kJ/kmol} \times 0,7954 \text{ kmol/jam}$$

$$= 27.382,3060 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/jam)	Q = n.Cp.dT
Gasoline	9,2450	34.779,8206	321.537,8857
Gas oil	0,7954	34.426,8556	27.382,3060
Total			348.920,1917

### Menghitung Qsistem

$$Q_{sistem} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= 5\ 348.920,1917 \text{ kJ/jam} - 69.375,1169 \text{ kJ/jam}$$

$$= 7\ 279.545,0748 \text{ kJ/jam}$$

Q sistem bernilai positif, hal ini menandakan sistem menyerap panas.

### Menghitung Kebutuhan Steam

Steam yang digunakan adalah steam saturated dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$T_{in} : 500^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} : 450^{\circ}\text{C}$$

P : 8581 kPa  
 Hv : 2749 (kJ/kg)  
 Hl : 1344 (kJ/kg)

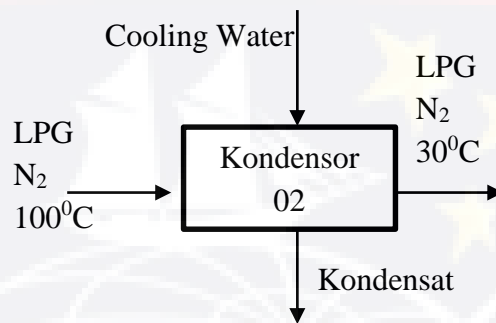
Sehingga untuk menghitung kebutuhan massa steam

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{sistem}} + Q_{\text{steam}} &= 0 \\
 Q_{\text{steam}} &= \text{massa steam} \times (H_v - H_l) \\
 \text{Massa Steam} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{(H_v - H_l)} \\
 &= \frac{279.545,0748 \text{ kJ/jam}}{2749 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) - 1344 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right)} \\
 &= 198,9645 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.3 Neraca Panas Heater**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Gasoline	58.816,1603	321.537,8857
Gas oil	10.558,9566	27.382,3060
Qsistem	279.545,0748	
<b>Total</b>	<b>348.920,1917</b>	<b>348.920,1917</b>

**B.4 Neraca Panas Kondensator 02**



**Panas Masuk:**

**Panas Masuk:**

Tin = 100°C = 373 K

Treff = 25 °C = 298 K

Komponen:

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \, dT \text{ LPG} = 2.322,7751 \text{ kJ/kmol}$$

Q LPG = 2.322,7751 kJ/kmol x 5,4470 kmol/jam

$$= 12.652,2578 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT N_2 = 2.192,0781 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q N_2 = 2.192,0781 \text{ kJ/kmol} \times 0,0087 \text{ kmol/jam}$$

$$= 19,0934 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/jam)	Q = n.Cp.dT
LPG	5,4470	2.322,7751	12.652,2578
N <sub>2</sub>	0,0087	2.192,0781	19,0934
Total			12.671,3512

### Panas Keluar:

$$T_{\text{out}} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen:

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ LPG} = 132,8431 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ LPG} = 132,8431 \text{ kJ/kmol} \times 5,4470 \text{ kmol/jam}$$

$$= 723,6023 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT N_2 = 146,6662 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q N_2 = 146,6662 \text{ kJ/kmol} \times 0,0087 \text{ kmol/jam}$$

$$= 1,2775 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/jam)	Q = n.Cp.dT
LPG	5,4470	132,8431	723,6023
N <sub>2</sub>	0,0087	146,6662	1,2775
Total			724,8798

### Menghitung Qsistem

Besarnya energi yang harus dihasilkan cooling water untuk mendinginkan produk dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_{\text{sistem}} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= 724,8798 \text{ kJ/jam} - 12.671,3512 \text{ kJ/jam}$$

$$= -11.946,4713 \text{ kJ/jam}$$

Q sistem bernilai negatif, hal ini menandakan sistem melepas panas.

**Menghitung kebutuhan cooling water**

T<sub>in</sub> : 30<sup>0</sup>C

T<sub>out</sub> : 45<sup>0</sup>C

P : 101,3 kPa

H<sub>o</sub> : -15770 (kJ/kg)

H<sub>i</sub> : -15830 (kJ/kg)

Sehingga untuk menghitung kebutuhan massa steam

$$Q \text{ sistem} + Q \text{ cooling water} = 0$$

$$Q \text{ sistem} = Q \text{ cooling water} \times (H_o - H_i)$$

$$\text{Massa Cooling Water} = \frac{Q_{\text{cooling water}}}{(H_o - H_i)}$$

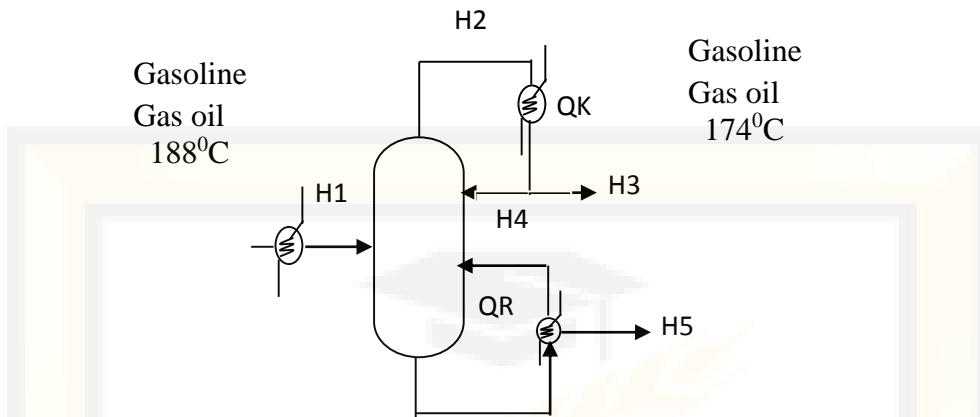
$$= \frac{-11.946,4713 \text{ kJ/jam}}{-15770 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) - (-15830) \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right)}$$

$$= 199,1079 \text{ kg/jam}$$

**Tabel B.4 Neraca Panas Kondensor 02**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
LPG	12.652,2578	723,6023
N <sub>2</sub>	19,0934	1,2775
Qsistem	-11.946,4713	
<b>Total</b>	<b>724,8798</b>	<b>724,8798</b>

## B.5 Neraca Panas Menara Distilasi



### Panas Masuk ( $\Delta H_1$ ):

Arus 9

$$Q \text{ Gasolin} = 321.537,8857 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ Gas Oil} = 27.382,3060 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_9 = 348.920,1917 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/jam)	Q = n.Cp.dT
Gasoline	9,2450	34.779,8206	321.537,8857
Gas oil	0,7954	34.426,8556	27.382,3060
Total			348.920,1917

### Dibawa destilat ( $\Delta H_3$ )

Arus 10

$$T_{in} = 188,4008^\circ\text{C} = 461,4008 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gasolin} = 1,011E+02 (461,4008-298) + \frac{9,774E-01}{2} (461,4008^2 - 298^2) + \frac{3,071E-03}{3} (461,4008^3 - 298^3) + \frac{4,164E-06}{4} (461,4008^4 - 298^4)$$

$$= 34.779,8206 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gasolin} = 34.779,8206 \text{ kJ/kmol} \times 8,7827 \text{ kmol/jam}$$

$$= 305.460,9914 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gas Oil} = 34.426,8556 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Gas Oil} &= 34.426,8556 \text{ kJ/kmol} \times 0,0398 \text{ kmol/jam} \\
 &= 1.369,1153 \text{ kJ/jam} \\
 (\Delta H3) &= 305.460,9914 \text{ kJ/jam} + 1.369,1153 \text{ kJ/jam} \\
 &= 306.830,1067 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$\Delta H2$  = panas yang terkandung dalam uap yang akan masuk ke kondensor

$$\begin{aligned}
 V &= (R+1) \times D \\
 &= 2,3995 \times D
 \end{aligned}$$

Kondisi Komponen

$$T_{in} = 188,4008^{\circ}\text{C} = 461,4008 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Gasolin} &= 2,3995 \times 8,7827 \text{ kmol/jam} \times 34.779,8206 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 732.964,7260 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Gas Oil} &= 2,3995 \times 0,0398 \text{ kmol/jam} \times 34.426,8556 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 3.285,2418 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 (\Delta H2) &= 732.964,7260 \text{ kJ/jam} + 3.285,2418 \text{ kJ/jam} \\
 &= 736.249,9678 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

#### Jumlah Panas Reflux (DH4)

$$m \text{ Gasolin} = 12,2917 \text{ kmol/jam}$$

$$m \text{ Gas Oil} = 0,0557 \text{ kmol/jam}$$

Kondisi Komponen

$$T_{in} = 188,4008^{\circ}\text{C} = 461,4008 \text{ K}$$

$$T_{reff} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Gasolin} &= 12,2917 \text{ kmol/jam} \times 34.779,8206 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 427.503,7346 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Gas Oil} &= 0,0557 \text{ kmol/jam} \times 34.426,8556 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 1.916,1265 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 (\Delta H4) &= 427.503,7346 \text{ kJ/jam} + 1.916,1265 \text{ kJ/jam} \\
 &= 429.419,8611 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$



### Jumlah Panas Produk (DH5)

Arus 11

$$T_{in} = 174,27^{\circ}\text{C} = 447,27 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Kondisi Komponen

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gasolin} = 1,011\text{E}+02 (447,27 - 298) + \frac{9,774\text{E}-01}{2} (447,27^2 - 298^2) + \frac{3,071\text{E}-03}{3} (447,27^3 - 298^3) + \frac{4,164\text{E}-06}{4} (447,27^4 - 298^4)$$
$$= 29.905,3002 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gasolin} = 29.905,3002 \text{ kJ/kmol} \times 9,2450 \text{ kmol/jam}$$
$$= 276.473,1624 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gas Oil} = 30.756,9261 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gas Oil} = 30.756,9261 \text{ kJ/kmol} \times 0,7954 \text{ kmol/jam}$$
$$= 24.463,3310 \text{ kJ/jam}$$

$$(\Delta H5) = 276.473,1624 \text{ kJ/jam} + 24.463,3310 \text{ kJ/jam}$$
$$= 300.936,4934 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung beban kondensor (QK)

Neraca panas pada kondensor :

$$DH_2 = QK + DH1 + DH3$$

$$QK = \Delta H2 - \Delta H1 - \Delta H3$$

$$= (736.249,9678 - 348.920,1917 - 306.830,1067) \text{ kJ/jam}$$

$$= 80.499,6694 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung beban reboiler (QR)

Panas yang hilang = 5%

$$Q_{loss} = Qk + \Delta H3 + \Delta H5$$

$$Q_{loss} = (80.499,6694 + 306.830,1067 + 300.936,4934) \text{ kJ/jam} \times 5\%$$

$$Q_{loss} = 34.413,3135 \text{ kJ/jam}$$

**Neraca Panas Total :**

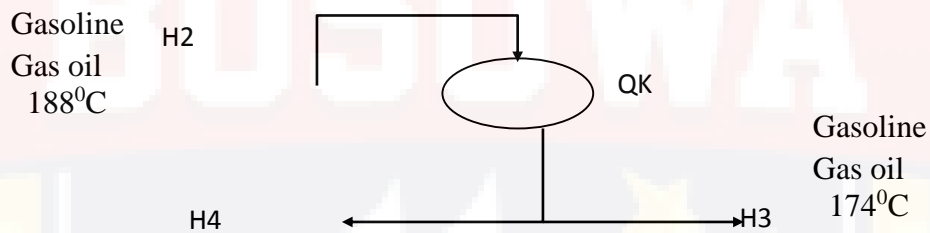
$$DH1 + QR = QK + DH3 + DH5 + Q_{loss}$$

$$QR = 373.759,3913 \text{ kJ/jam}$$

**Tabel B.5 Neraca Panas Menara Distilasi**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
Gasolin	321.537,8857	305.460,9914	276.473,1624
Gas Oil	27.382,3060	1.369,1153	24.463,3310
QR	373.759,3913		
QK		80.499,6694	
Qloss		34.413,3135	
<b>Total</b>	<b>722.679,5830</b>	<b>722.679,5830</b>	

**B.6 Neraca Panas Kondensor Menara Distilasi**



Dari vapour distilasi (DH2) = 736.249,9678 kJ/jam

Jumlah Panas Reflux (DH4) = 429.419,8611 kJ/jam

Jumlah panas kedistilat ( $\Delta H3$ ) = 306.830,1067 kJ/jam

Neraca Panas Total :

$$\Delta H = \Delta H \text{ keluar} - \Delta H \text{ masuk}$$

$$= -858.839,7222 \text{ kJ/jam}$$

Karena (-) maka reaksi terjadi eksoterm yaitu memerlukan air pendingin

$$\Delta H \text{ masuk} = \Delta H \text{ keluar} + Q \text{ pendingin}$$

$$Q \text{ pendingin} = 858.839,7222 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan air pendingin :

Digunakan air pendingin dengan suhu masuk = 30 °C

Suhu keluar = 60 °C (Perry<sup>ed.6.1984</sup>)

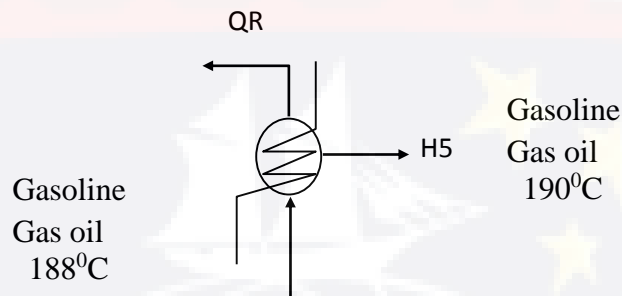
C<sub>p</sub> H<sub>2</sub>O (l) = 4,184 kJ/kg

$$\text{Berat H}_2\text{O} = \frac{Q}{c_p (T_2 - T_1)} = 6.842,2540 \text{ kg/jam}$$

**Tabel B.6 Neraca Panas Kondensor Menara Distilasi**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
ΔH <sub>2</sub>	736.249,9678	
ΔH <sub>3</sub>		306.830,1067
ΔH <sub>4</sub>	429.419,8611	
Q pendingin		858.839,7222
<b>Total</b>	<b>1.165.669,8289</b>	<b>1.165.669,8289</b>

### B.7 Neraca Panas Reboiler Menara Distilasi



Panas yang harus ditambahkan (QR) = 373.759,3913 kJ/jam

Karena (+) maka reaksi terjadi endoterm yaitu memerlukan panas

Neraca massa Total :

$$H \text{ masuk} + Q \text{ steam} = H \text{ keluar} + Q \text{ loss}$$

$$Q \text{ loss} = 5\% \text{ } Q \text{ steam (losses maksimum = 10\%)}$$

$$Q \text{ steam} = (H \text{ keluar} - H \text{ masuk}) : 95 \%$$

$$= 393.430,9382 \text{ kJ /jam}$$

$$Q \text{ loss} = 19.671,5469 \text{ kJ/jam}$$

Digunakan steam pada suhu 200 °C

$$\lambda = 1938,6 \text{ KJ/Kg} \quad (\text{Smith}^{\text{ed.5.1974}})$$

$$Q \text{ steam} = M \text{ steam} \times \lambda$$

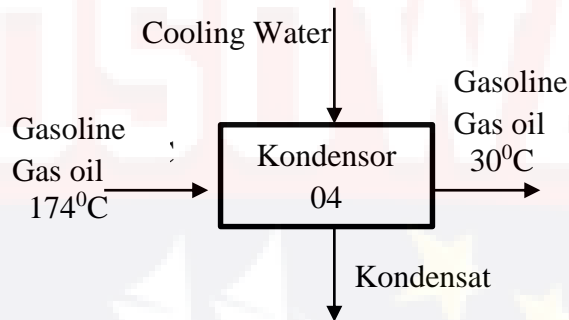
$$M \text{ steam} = 202,9459 \text{ kg/jam}$$

**Tabel B.7 Neraca Panas Reboiler Menara Distilasi**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q <sub>R</sub>		373.759,3913
Q <sub>loss</sub>		19.671,5469
Q sistem	393.430,9382	
<b>Total</b>	<b>393.430,9382</b>	<b>393.430,9382</b>

### B.8 Neraca Panas Kondensor 04

Fungsi : Menurunkan suhu produk yang keluar dari reboiler menardistilasi



**Panas Masuk:**

**Panas Masuk:**

$$T_{in} = 174^{\circ}\text{C} = 447 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen:

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gasolin} = 1,011\text{E}+02 (447 - 298) + \frac{9,774\text{E}-01}{2} (447^2 - 298^2) + \frac{3,071\text{E}-03}{3} (447^3 - 298^3) + \frac{4,164\text{E}-06}{4} (447^4 - 298^4)$$

$$= 29.905,3002 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gasolin} = 29.905,3002 \text{ kJ/kmol} \times 0,4622 \text{ kmol/jam}$$

$$= 13.823,6581 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gas Oil} = 30.756,9261 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gas Oil} = 30.756,9261 \text{ kJ/kmol} \times 0,7556 \text{ kmol/jam}$$

$$= 23.240,1644 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/jam)	Q = n.Cp.dT
Gasoline	9,2450	29.905,3002	13.823,6581
Gas oil	0,7954	30.756,9261	23.240,1644
Total			37.063,8226

### Panas Keluar:

$$T_{out} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Komponen:

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gasolin} = 1,011\text{E}+02 (303 - 298) + \frac{9,774\text{E}-01}{2} (303^2 - 298^2) +$$

$$\frac{3,071\text{E}-03}{3} (303^3 - 298^3) + \frac{4,164\text{E}-06}{4} (303^4 - 298^4)$$

$$= 517,9510 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gasolin} = 517,9510 \text{ kJ/kmol} \times 0,4622 \text{ kmol/jam}$$

$$= 239,4217 \text{ kJ/jam}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ Gas Oil} = 704,5920 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ Gas Oil} = 704,5920 \text{ kJ/kmol} \times 0,7556 \text{ kmol/jam}$$

$$= 532,3950 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/jam)	Q = n.Cp.dT
Gasoline	9,2450	517,9510	239,4217
Gas oil	0,7954	704,5920	532,3950
Total			771,8167

### Menghitung Qsistem

Besarnya energi yang harus dihasilkan cooling water untuk mendinginkan produk dihitung menggunakan persamaan :

$$Q_{sistem} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= 771,8167 \text{ kJ/jam} - 37.063,8226 \text{ kJ/jam}$$

$$= -36.292,0058 \text{ kJ/jam}$$

Q sistem bernilai negatif, hal ini menandakan sistem melepas panas.

### Menghitung kebutuhan cooling water

$$T_{in} : 30^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} : 45^{\circ}\text{C}$$

$$P : 101,3 \text{ kPa}$$

$$H_o : -15770 \text{ (kJ/kg)}$$

$$H_i : -15830 \text{ (kJ/kg)}$$

Sehingga untuk menghitung kebutuhan massa steam

$$Q \text{ sistem} + Q \text{ cooling water} = 0$$

$$Q \text{ sistem} = Q \text{ cooling water} \times (H_o - H_i)$$

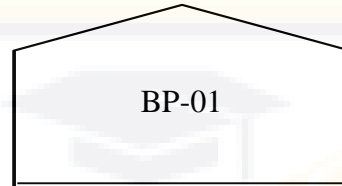
$$\begin{aligned} \text{Massa Cooling Water} &= \frac{Q_{\text{cooling water}}}{(H_o - H_i)} \\ &= \frac{-36.292,0058 \text{ kJ/jam}}{-15770 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) - (-15830) \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right)} \\ &= 604,8668 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Tabel B.8 Neraca Panas Kondensor 04**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Gasolin	13.823,6581	239,4217
Gas Oil	23.240,1644	532,3950
Q sistem	-36.292,0058	
<b>Total</b>	<b>771,8167</b>	<b>771,8167</b>

**LAMPIRAN C**  
**PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT**

**C.1 Bak Penampungan Bahan Baku (BP-01)**



Kode : BP-01  
 Fungsi : Menampung sampah HDPE  
 Bahan konstruksi : Beton kedap air  
 Laju volumetrik = 2.438,849 kg/jam  
 Waktu penampungan = 10 hari  
 Volume bahan baku = 2.438,849 kg/jam x 10 hari x 24 jam  
 = 409.726,701 kg/jam

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90 % bagian

$$\begin{aligned} \text{Volume bak (v)} &= \frac{409.726,701 \text{ kg/jam}}{946 \text{ kg/m}^3} \\ &= 433,115 \text{ m}^3 \\ &= \frac{433,115 \text{ kg/jam}}{0,9} = 481,239 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

- Panjang bak (p) = 2 x Lebar bak (l)

- Tinggi bak (t) = Lebar bak (l)

Maka : volume bak = p x l x t

481,239 m<sup>3</sup> = 2l x l x l

l = 6,220 m

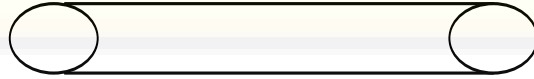
Sehingga,

panjang bak (p) = 2 x l  
 = 2 x 6,220 m  
 = 12,440 m

Lebar bak (l) = 6,220 m

Tinggi bak (t) = 6,220 m  
 Luas bak = 77,372 m<sup>2</sup>

### C.2 Belt Conveyor 1 (BC-01)



Kode : BC-01  
 Fungsi : Untuk mengangkut sampah plastik HDPE dari bak penampung menuju Crusher plastic  
 Jenis : *Horizontal Belt Conveyor*  
 Bahan : *Carbon steel SA-283 Grade C*  
 Kondisi operasi : Temperatur 30 °C dan Tekanan 1 atm  
 Laju alir massa : 2438,84941 kg/jam  
 Faktor keamanan : 20%  
 Kapasitas = 1,2 × 2438,84941 kg/jam  
 = 2926,619 kg/jam  
 = 6453,196 lb/jam  
 = 2,927 ton/jam  
 Densitas = 946 kg/m<sup>3</sup>  
 = 59,06 lb/ft<sup>3</sup>

#### Menentukan Dimensi Belt Conveyor

Untuk kapasitas sebesar 3 ton/jam, spesifikasi belt berikut : (Tabel 21-7 Perry, 1997)

Lebar belt = 14 in  
 Kecepatan normal = 200 ft/menit  
 Kecepatan maksimum = 300 ft/menit  
 Sudut elevasi,  $\alpha$  = 20° (Ulrich, 1984:72)  
 Tan  $\alpha$  = 0,364  
 Tinggi alat = 3 m = 9,843 ft  
 Jarak pengangkutan = 15 m = 49,213 ft  
 Panjang belt =  $(3^2 + 15^2)^{0,5}$ m



$$= 15,297 \text{ m}$$

$$= 50,187 \text{ ft}$$

### Menentukan power belt conveyer

$$\text{Power vertical} = 0,34 \text{ hp/10 ft}$$

$$\text{Densitas batuan kapur} = 59,06 \text{ lb/ft}^3$$

Sehingga:

$$= \frac{59,06 \text{ lb/cuft} \times 0,34 \text{ Hp} \times 9,843 \text{ ft}}{100 \text{ lb/cuft} \times 10 \text{ ft}},$$

$$= 0,198 \text{ Hp}$$

$$\text{Power horizontal} = 0,44 \text{ hp/10 ft}$$

$$\text{Densitas batuan kapur} = 59,057 \text{ lb/ft}^3$$

Sehingga:

$$= \frac{59,057 \text{ lb/cuft} \times 0,44 \text{ Hp} \times 49,213 \text{ ft}}{100 \text{ lb/cuft} \times 10 \text{ ft}},$$

$$= 1,279 \text{ Hp}$$

$$\text{Power tambahan untuk } \textit{tripped} = 2 \text{ Hp}$$

$$\text{Total power (SP) yaitu } 3,476 \text{ Hp}$$

$$\text{Dengan power motor} = 3,476 \text{ Hp, maka}$$

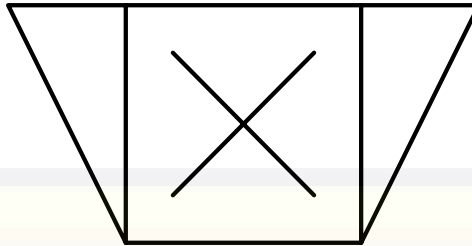
$$\text{Efisiensi motor} = 85\%$$

$$\text{Power motor} = \frac{\text{SP}}{\eta_m}$$

$$= \frac{3,476}{0,85}$$

$$= 4,1 \text{ Hp; digunakan power standar } 4 \text{ Hp}$$

### C.3 Crusher (CR-01)



Fungsi : Mencacah sampah plastik HDPE  
Jenis : *SWTF3280 Crusher Plastic*  
Bahan konstruksi : *Carbon steel*  
Laju alir massa : 2438,849 kg/jam  
Jumlah : 1 unit

#### Perhitungan dimensi

Asumsi diameter awal umpan = 4 mesh  
= 4,76 mm  
= 4,760  $\mu\text{m}$   
Diameter butiran akhir setelah proses = 6 mesh  
= 3,36 mm  
= 50  $\mu\text{m}$

(Tabel 12.1 Walas:339)

Menghitung W dari persamaan 12.3 (Walas 1988:339)

$$W = 10 W_i \left( \frac{1}{\sqrt{d}} - \frac{1}{\sqrt{d_i}} \right)$$

Dimana:

$d_i$  = diameter umpan awal ( $\mu\text{m}$ )

$d$  = diameter akhir umpan ( $\mu\text{m}$ )

$W_i$  = tegangan dari material (kWh/ton)

Berdasarkan Tabel 12.2 (Walas 1988 hal. 342) dipilih untuk semua material

$W_i = 13,8 \text{ kWh/ton}$

$$\begin{aligned} W &= 10 W_i \left( \frac{1}{\sqrt{d}} - \frac{1}{\sqrt{d_i}} \right) \\ &= 10 \times 13,8 \left( \frac{1}{\sqrt{50}} - \frac{1}{\sqrt{4.760}} \right) \end{aligned}$$

$$= 17,5 \text{ kWh/ton}$$

$$= 23,5059 \text{ Hp}$$

Dengan power motor 23,5059 Hp, dari fig 14.38 Peter & Timmerhaus:521 diperoleh efisiensi motor = 82%

$$\begin{aligned} \text{Tenaga motor} &= \frac{W}{\text{Eff}} \\ &= \frac{17,5 \text{ kWh}}{0,82} \\ &= 21,3764 \text{ kWh} \end{aligned}$$

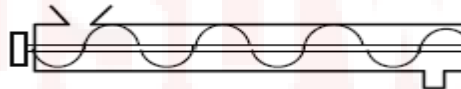
$$\begin{aligned} \text{Power yang digunakan} &= 21,3764 \text{ kWh} \\ &= 28,6657 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Range power yang diperbolehkan 2 – 100 kWh (Walas 1998:343)

#### C.4 Screw Conveyor (SC-01)

Fungsi : Untuk mengangkut sampah plastik HDPE dari crusher ke BE-01

Tipe alat : Screw Conveyor



Kondisi operasi:

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Densitas padatan } (\rho) = 946 \text{ kg/m}^3$$

$$m = 2438,849 \text{ kg/jam}$$

$$F_v = m/\rho$$

$$= \frac{2438,849 \text{ kg/jam}}{946 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 433,115 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 15.295,453 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Berdasarkan Perry ed 7, tabel 21-6, hal 21-8, maka dipilih screw conveyor untuk kapasitas 15.295,453 ft<sup>3</sup>/jam adalah sebagai berikut:

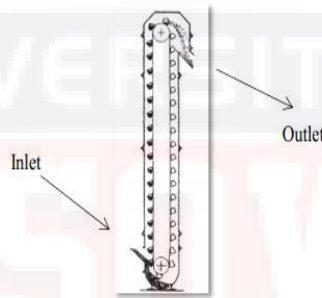
$$\text{Diameter flig} = 16 \text{ in}$$

$$\text{Diameter pipa} = 3,5 \text{ in}$$

Diameter shaft = 3 in  
 Diameter feed masuk = 14 in  
 Panjang = 30 ft  
 Kecepatan putar max = 50 rpm  
 Hangar center = 12 ft  
 Power motor = 13 Hp

**C.5 Bucket Elevator (BE-01)**

Kode : BE-01  
 Fungsi : Untuk mengangkut plastik HDPE dari SC-01 ke reaktor  
 Tipe alat : Bucket elevator



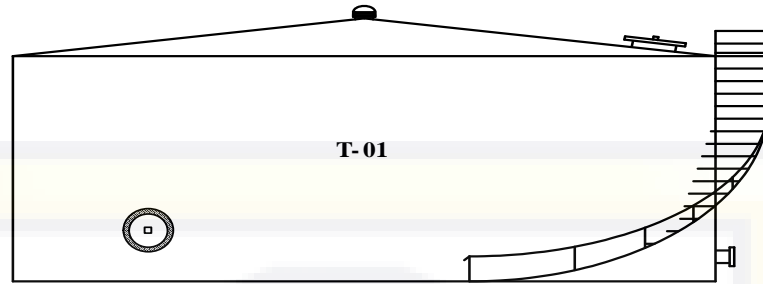
**Perhitungan :**

Rate massa = 2438,849 kg/jam = 2,4 ton/jam

Berdasarkan (Perry 7ed Table 21-8) maka:

Kapasitas maksimum = 14 ton/jam  
 Ukuran = 6 in x 4 in x 4 1/4 in  
 Bucket spacing = 14 in  
 Ukuran feed (maximum) = 1 in  
 Bucket speed = 225 ft/menit  
 Putaran head shaft = 43 rpm  
 Lebar belt = 12 in  
 Power = 2 Hp

## C.6 Tangki N<sub>2</sub> (T-01)



Kode : T-01

Fungsi : Menyimpan Gas N<sub>2</sub> Selama 1 Bulan

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah: 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ; F = 0,2439 kg/jam

Densitas campuran ;  $\rho_{\text{camp}}$  = 1,2506 kg/m<sup>3</sup>

= 0,0781 lb/ft<sup>3</sup>

Kebutuhan = 30 hari

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki =  $\frac{1,2 \times 0,2439 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari}}{1,2506 \text{ kg/m}^3}$

= 168,4924 m<sup>3</sup>

Diambil tinggi silinder :  $H_s \frac{4}{3} D_t$

Volume tangki , V<sub>t</sub> =  $\frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$

168,4924 m<sup>3</sup> =  $\frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$

168,4924 m<sup>3</sup> = 1,0467 D<sub>t</sub><sup>3</sup>

Diameter tangki, D<sub>t</sub> = 5,4399 m

Jari-jari tangki, R =  $\frac{5,4399 \text{ m}}{2}$

= 2,7199 m

= 107,0844 in

Tinggi tangki ; H<sub>s</sub> =  $\frac{4}{3} \times 5,4399 \text{ m}$

$$= 7,2532 \text{ m}$$

$$= 23,7977 \text{ ft}$$

Tinggi elipsoidal ;  $H_e = \frac{1}{4} \times 5,4399 \text{ m}$

$$= 1,3600 \text{ m}$$

Tinggi tangki total ;  $H_T = H_s + H_e$

$$= 7,2532 \text{ m} + 1,3600 \text{ m}$$

$$= 8,6132 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik bahan,  $Ph = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$

Dimana  $P_o =$  Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$Ph = 14,7 \text{ psi} + \frac{0,0781 \text{ lb/ft}^3 (23,7977 \text{ ft} - 1)}{144}$$

$$= 14,7124 \text{ Psi}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

Tekanan desain ;  $P_d = 1,2 \times 14,7124 \text{ Psi}$

$$= 17,6548 \text{ Psi}$$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc$  (Petter dan Timmerhaus, 2004)

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$t_s = \frac{17,6548 \text{ psi} \times 107,0844 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,6548 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,2261 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t = 5,4399 \text{ m}$

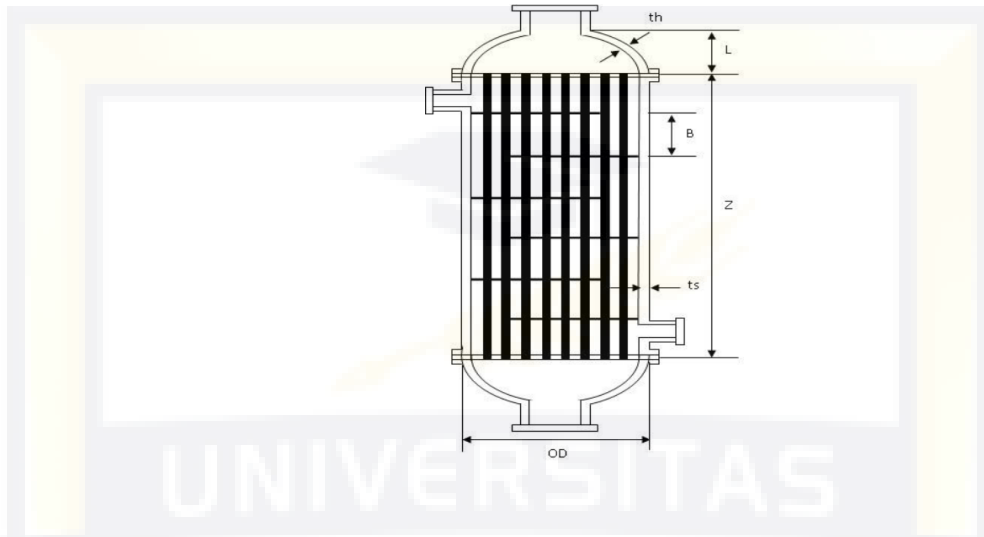
Tinggi tangki ;  $H_T = 8,6132 \text{ m}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{1}{4} \text{ in}$

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

### C.7 Reaktor (R-01)



Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara plastik HDPE dengan gas N<sub>2</sub>

Jenis : Fluidized Bed Reactor

Bahan konstruksi : Stainless steel, SA-240, Grade A, Type 410

Jumlah : 1 unit

Kondisi penyimpanan :

T = 80°C, P = 1 atm

Laju alir masuk HDPE, G<sub>1</sub> = 2.438,849 kg/jam

Densitas HDPE, ρ<sub>1</sub> = 946 kg/m<sup>3</sup>

Laju N<sub>2</sub> masuk, G<sub>2</sub> = 0,244 kg/jam

Densitas N<sub>2</sub> masuk, ρ<sub>2</sub> = 1,251 kg/m<sup>3</sup>

Laju bahan masuk total = G<sub>1</sub> + G<sub>2</sub>  
= 2.438,849 kg/jam + 0,244 kg/jam  
= 2.439,093 kg/jam  
= 5.377,225 lb/jam

ρ<sub>Campuran</sub> = 947,251 kg/m<sup>3</sup>  
= 152,517 lbm/ft<sup>3</sup>

## 1. Menentukan ukuran Reaktor

### a. Volume

• Laju alir total,  $F_{tot}$  = 2.439,093 kg/jam

• Laju volume,  $V_1$  =  $\frac{2.439,093 \text{ kg/jam}}{947,251 \text{ kg/m}^3}$   
= 2,575 m<sup>3</sup>/jam

• Laju alir HDPE = 2.438,849 kg/jam

• Laju mol HDPE,  $F_{A0}$   
 $F_{A0} = \frac{2.438,849 \text{ kg/jam}}{946 \text{ kg/m}^3}$   
= 2,578 kmol/jam

• Konsentrasi awal,  $C_{A0}$   
 $C_{A0} = \frac{2,578 \text{ kmol/jam}}{2,575 \text{ m}^3/\text{jam}}$   
= 1,001 kmol/m<sup>3</sup>

• Waktu tinggal reaktan dalam reaktor,  $\tau = 1$  jam

• Volume minimum reaktor,  $V_m$  :

$$\frac{V_m}{F_{A0}} = \frac{\tau}{C_{A0}}$$

$V_m = 2,575 \text{ m}^3$

• Ruang bebas reaktor direncanakan 20% volume minimum reaktor; campuran reaksi keluar reaktor secara over flow, maka :

• Volume reaktor,  $V_r = (100 \% + 20 \% ) \times$  Volume minimum reaktor

$$V_r = 1,2 \times 2,575 \text{ m}^3$$
$$= 3,090 \text{ m}^3$$

### b. Diameter (DR) dan tinggi reaktor (HR) ;

Direncanakan : - . tinggi silinder : diameter (  $H_s : D$  ) = 3 : 2

- . tinggi head : diameter (  $H_h : D$  ) = 1 : 4

Dengan demikian,

• Volume shell reaktor (VS) ;

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$
$$= \frac{3}{8} \pi D^3$$



$$= 1,1775 D^3$$

- Volume tutup reaktor,  $V_h$  ;

$$V_h = \frac{\pi}{24} D^3 = 0,13 D^3$$

- Volume reaktor,  $V_R$  ;

$$V_R = V_S + V_h$$

$$= 1,31 D^3$$

$$\text{Diameter reaktor, } D = \sqrt[3]{\frac{V_R}{1,31}} = \sqrt[3]{\frac{3,090 \text{ m}^3}{1,31}}$$

$$= 1,331 \text{ m}$$

$$= 4,367 \text{ ft}$$

$$= 52,407 \text{ in}$$

Dari data di atas, maka diperoleh :

Tinggi silinder,  $H_S = 3/2 \times D = 1,997 \text{ m} = 78,610 \text{ in}$

Tinggi tutup ellipsoidal,  $H_h = 1/4 D = 0,333 \text{ m}$

Tinggi reaktor,  $H_R = H_S + H_h = 2,329 \text{ m}$

## 2. Tebal Sheel dan Tutup Reaktor

### a. Tebal Shell

$$t_s = \frac{PR}{SE - 0,6P} + n \cdot C \quad (\text{Perry dan Green, 1999})$$

Dimana :

$t$  = tebal shell (in)

$P$  = tekanan desain (psia)

$R$  = jari-jari dalam tangki (in) =  $D/2$

$E$  = Joint efisiensi = 0,85 (Brownell, 1959)

$S$  = allowable stress = 16.250 psi (Brownell, 1959)

$C$  = corrosion allowance = 0,0042 in/tahun

$n$  = umur alat yang = 10 tahun

Tinggi larutan dalam tangki,

$$H_c = \frac{2,575 \text{ m}^3 \times 2,329 \text{ m}}{3,090 \text{ m}^3}$$

$$= 1,941 \text{ m}$$

$$= 6,368 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \frac{\rho (H_l - 1)}{144} + 14,7 \quad (\text{Pers. 3.17 Brownell, 1959}) \\ &= \frac{152,517 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} (6,861 \text{ft} - 1)}{144} + 14,7 \text{ psi} \\ &= 20,385 \text{ psi} \end{aligned}$$

Jika faktor keamanan = 10 % = 0,1

$$\begin{aligned} P_{\text{Desain}} &= (1 + 0,1) \times 20,385 \text{ psi} \\ &= 22,424 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{PR}{SE - 0,6P} + n \cdot C \\ &= \frac{22,424 \text{ psi} \times 45,856 \text{ in}}{(16.250 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 22,424 \text{ psi})} + (10 \times 0,0042) \\ &= 0,138 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 1/2 in ( Brownell dan Young, 1959)

b. Tebal tutup

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{PD}{2 \cdot SE - 0,2P} + n \cdot C \\ &= \frac{22,424 \text{ psi} \times 52,407 \text{ in}}{(16.250 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 22,424 \text{ psi})} + (10 \times 0,0042) \\ &= 0,097 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 1/2 in ( Brownell dan Young, 1959)

### 3. Menghitung Jaket pemanas

$$\text{Laju alir steam, } G_s = 5.491,0648 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas steam, } \rho_s = 930,8842 \text{ kg/m}^3 \text{ (Geankoplis, 1983)}$$

$$\text{Laju alir volume steam, } V_s = G_s / \rho_s = 5,899 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diameter dalam jaket (D)

$$= \text{diameter dalam} + (2 \times \text{tebal dinding})$$

$$= 52,407 \text{ in} + 2 (1/2 \text{ in})$$

$$= 53,407 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi jaket} = \text{tinggi reaktor} = 91,711 \text{ in}$$

$$\text{Asumsi jarak jaket} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar jaket (D}_2\text{)} = D_1 + 2 \times \text{jarak jaket}$$

$$= 53,407 \text{ in} + (2 \times 5)$$

$$= 63,407 \text{ in}$$

Luas yang dilalui steam (A)

$$A = \frac{\pi}{4}(D_2^2 - D_1^2)$$

$$A = 916,983 \text{ in}^2 = 0,503 \text{ m}^2$$

Kecepatan superficial steam (v)

$$\begin{aligned} v &= V_p / A \\ &= \frac{5,899 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,503 \text{ m}^2} \\ &= 11,720 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

Tebal dinding jaket (tj)

Bahan Stainless Steel Plate tipe SA-340

$$\begin{aligned} H \text{ jaket} &= 91,711 \text{ in} \\ &= 7,642 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$P_H = \frac{(H-1)\rho_a}{144}$$

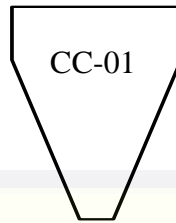
$$\begin{aligned} P_H &= \frac{(7,642-1)(946,000)}{144} \\ &= 43,631 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 22,424 \text{ psia} + 43,631 \text{ psia} \\ &= 66,055 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_j &= \frac{PD}{SE - 0,6P} + n.C \\ &= \frac{(66,055)(63,407)}{(18,700)(0,85) - (0,6)(66,055)} + 10(0,125) \\ &= 1,641 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal jaket standar = 2 in

### C.8 Cyclone 01 (CC-01)



Fungsi : Memisahkan partikel padat (char) yang terbawa oleh gas keluar reaktor

Tipe : High gas rate

Material : ASTM SA-372 grade A Steel-Mn alloy

Rate = 2439,093 kg/jam

= 5378,201 lb/jam

BM Udara = 28,84 kg/kmol

$\rho$  udara = 0,081 lb/cuft

Rate Volumetrik =  $\frac{5378,201 \text{ lb/jam}}{0,081 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}} \cdot 3600 \text{ detik}}$

= 18,489 cuft/detik

#### Perhitungan:

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi berat	$\rho$ (gr/cm <sup>3</sup> )
N <sub>2</sub>	0,244	0,000	0,001
Char	1163,331	0,477	1,200
LPG	239,670	0,098	0,493
Gasoline	924,496	0,379	0,684
Gas oil	111,353	0,046	0,730
Total	2439,093	1,000	3,108

$\rho$  campuran

$$= \frac{1}{\frac{0,000}{0,001} + \frac{0,477}{1,200} + \frac{0,098}{0,493} + \frac{0,379}{0,684} + \frac{0,046}{0,730}} \times 62,43$$

= 48,268 lb/cuft

Berat solid = 1163,331 kg/jam

= 2565,145 lb/jam

= 0,713 lb/det

$$\rho \text{ solid} = 74,916 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho \text{ udara} = 0,081 \text{ lb/cuft (Perry, 2008)}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik solid} &= \text{Berat Solid} / \rho \text{ solid} \\ &= 0,713 \text{ lb/det} / 74,916 \text{ lb/cuft} \\ &= 0,010 \text{ cuft/dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total volumetrik bahan} &= 18,489 \text{ cuft/dt} + 0,010 \text{ cuft/dt} \\ &= 18,499 \text{ cuft/dt} \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi time passes} = 2 \text{ detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= 18,499 \text{ cuft/dt} \times 2 \text{ detik} \\ &= 36,998 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Berdasarkan (Ulrich, 1984)  $H/D = 4 - 6$  ;

$$\text{Diambil } H/D = 5$$

$$\text{Volume} = 1/4 \pi D^2 H$$

$$36,998 = 1/4 \pi (D)^2 5D$$

$$36,998 = 3,925 D^3$$

$$D^3 = 9,426$$

$$D = 2,112 \text{ ft}$$

$$D_c = 25,349 \text{ in}$$

$$H = 10,562 \text{ ft}$$

$$B_c = 1/4 D_c = 6,337 \text{ in}$$

$$D_e = 1/2 D_c = 12,674 \text{ in}$$

$$H_c = 2 B_c = 12,674 \text{ in}$$

$$L_c = 2 D_c = 50,70 \text{ in}$$

$$S_c = 1/8 D_c = 3,169 \text{ in}$$

$$Z_c = 2 D_c = 50,70 \text{ in}$$

$$J_c = 1/4 D_c = 6,337 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Area Cyclone} &= 0,250 \pi D^2 \\ &= 3,503 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan bahan,

$$V_c = \frac{18,499 \text{ cuft/det}}{3,503 \text{ ft}^2}$$

$$= 5,281 \text{ ft/dt}$$

$$= 1,610 \text{ m/dt}$$

Suhu udara masuk cyclone = 400°C = 752 °F

$$D_{pc} = \left( \frac{9 \mu B_c}{\pi N_s V_c (\rho_s - \rho)} \right)^{0,5} \quad (\text{Perry, 2008})$$

Keterangan:

$D_{pc}$	=	ukuran partikel yang bisa lolos dari ayakan
$D_p$	=	ukuran partikel yang diijinkan lolos
$B_c$	=	besar inlet dust, ft
$N_e$	=	jumlah belokan yang dilalui udara
$V_c$	=	kecepatan gas masuk cyclone, ft/dt
$\rho_s$	=	densitas bahan, lb/cuft
$\rho$	=	densitas gas, lb/cuft
$\mu$	=	viskositas gas, lb/ft dt

$\mu$  udara = 0,21 cp (kern, 1988)

$N_s$  = 0,2 (Perry, 2008)

Sehingga:

$$D_{pc} = \left( \frac{9 \times 0,021 \times 6,337}{3,14 \times 5,281 \times 74,84} \right)^{0,5}$$
$$= 0,001 \text{ ft}$$

**Perencanaan tebal shell dan tutup :**

Bahan konstruksi dipilih Carbon Steel SA-283 grade C ( Brownel, 1959)

$f_{allowable}$  = 12650 psi

faktor korosi = 1/8 = 0,125

Dipakai sambungan las double welded but joint = 80%

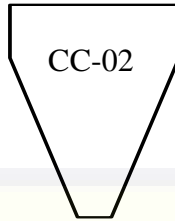
Tekanan design = 1 atm = 14,7 psi

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f E - 0,6 P} + C \quad (\text{B dan Y, 1959})$$
$$= 0,143 \text{ in}$$
$$= 3/16 \text{ in}$$

**Tebal tutup:**

Karena cyclone pada kondisi atmosferic, maka digunakan tebal tutup = ¼ in

### C.9 Cyclone 02 (CC-02)



Fungsi : Memisahkan partikel padat (char) yang terbawa oleh gas keluar cyclone-01

Tipe : High gas rate

Material : ASTM SA-372 grade A Steel-Mn alloy

Rate = 1333,929 kg/jam

= 2941,313 lb/jam

BM Udara = 28,84 kg/kmol

$\rho$  udara = 0,081 lb/cuft

Rate Volumetrik =  $\frac{2941,313 \text{ lb/jam}}{0,081 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}} \cdot 3600 \text{ detik}}$   
= 10,112 cuft/detik

#### Perhitungan:

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi berat	$\rho$ (gr/cm <sup>3</sup> )
N <sub>2</sub>	0,244	0,000	0,001
Char	58,167	0,044	1,200
LPG	239,670	0,180	0,493
Gasoline	924,496	0,693	0,684
Gas oil	111,353	0,083	0,730
Total	1333,929	1,000	3,108

$\rho$  campuran

$\rho$  campuran

$$= \frac{1}{\frac{0,000}{0,001} + \frac{0,044}{1,200} + \frac{0,180}{0,493} + \frac{0,693}{0,684} + \frac{0,083}{0,730}} \times 62,43$$

$$= 37,281 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat solid} &= 58,167 \text{ kg/jam} \\ &= 128,257 \text{ lb/jam} \\ &= 0,036 \text{ lb/det} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ solid} = 74,916 \text{ lb/cuft}$$

$$\rho \text{ udara} = 0,081 \text{ lb/cuft (Perry, 2008)}$$

$$\begin{aligned} \text{Volumetrik solid} &= \text{Berat Solid} / \rho \text{ solid} \\ &= 0,036 \text{ lb/det} / 74,916 \text{ lb/cuft} \\ &= 0,00048 \text{ cuft/dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total volumetrik bahan} &= 10,112 \text{ cuft/dt} + 0,00048 \text{ cuft/dt} \\ &= 10,11225 \text{ cuft/dt} \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi time passes} = 2 \text{ detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= 10,11225 \text{ cuft/dt} \times 2 \text{ detik} \\ &= 20,224 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Berdasarkan (Ulrich, 1984)  $H/D = 4 - 6$  ;

$$\text{Diambil } H/D = 5$$

$$\text{Volume} = 1/4 \pi D^2 H$$

$$20,224 = 1/4 \pi (D)^2 5D$$

$$20,224 = 3,925 D^3$$

$$D^3 = 5,153$$

$$D = 1,727 \text{ ft}$$

$$D_c = 20,727 \text{ in}$$

$$H = 8,636 \text{ ft}$$

$$B_c = 1/4 D_c = 5,182 \text{ in}$$

$$D_e = 1/2 D_c = 10,363 \text{ in}$$

$$H_c = 2 B_c = 10,363 \text{ in}$$

$$L_c = 2 D_c = 41,45 \text{ in}$$

$$S_c = 1/8 D_c = 2,591 \text{ in}$$

$$Z_c = 2 D_c = 41,45 \text{ in}$$

$$J_c = 1/4 D_c = 5,182 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Area Cyclone} &= 0,250 \pi D^2 \\ &= 2,342 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$



Kecepatan bahan,

$$\begin{aligned}V_c &= \frac{10,112 \text{ cuft/det}}{2,342 \text{ ft}^2} \\ &= 4,318 \text{ ft/dt} \\ &= 1,316 \text{ m/dt}\end{aligned}$$

Suhu udara masuk cyclone =  $400^\circ\text{C} = 752^\circ\text{F}$

$$D_{pc} = \left[ \frac{9 \mu B_c}{\pi N_s V_c (\rho_s - \rho)} \right]^{0,5} \quad (\text{Perry, 2008})$$

Keterangan:

- $D_{pc}$  = ukuran partikel yang bisa lolos dari ayakan
- $D_p$  = ukuran partikel yang diijinkan lolos
- $B_c$  = besar inlet dust, ft
- $N_e$  = jumlah belokan yang dilalui udara
- $V_c$  = kecepatan gas masuk cyclone, ft/dt
- $\rho_s$  = densitas bahan, lb/cuft
- $\rho$  = densitas gas, lb/cuft
- $\mu$  = viskositas gas, lb/ft dt

$\mu$  udara = 0,21 cp (kern, 1988)

$N_s$  = 0,2 (Perry, 2008)

Sehingga:

$$\begin{aligned}D_{pc} &= \left( \frac{9 \times 0,021 \times 5,182}{3,14 \times 4,318 \times 74,84} \right)^{0,5} \\ &= 0,001 \text{ ft}\end{aligned}$$

**Perencanaan tebal shell dan tutup :**

Bahan konstruksi dipilih Carbon Steel SA-283 grade C ( Brownel, 1959)

$f_{\text{allowable}}$  = 12650 psi

faktor korosi =  $1/8 = 0,125$

Dipakai sambungan las double welded but joint = 80%

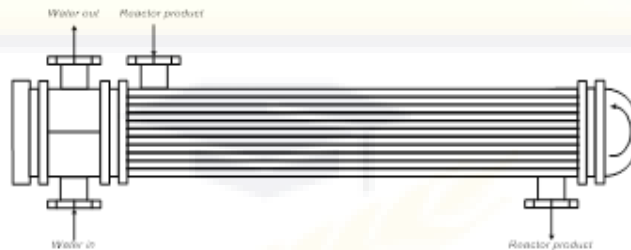
Tekanan design = 1 atm = 14,7 psi

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f E - 0,6P} + C \quad (\text{B dan Y, 1959}) \\ &= 0,140 \text{ in} \\ &= 3/16 \text{ in}\end{aligned}$$

### Tebal tutup:

Karena cyclone pada kondisi atmosferic, maka digunakan tebal tutup =  $\frac{1}{4}$  in

### C.10 Condensor 01 (CO-01)



Fungsi : Mengembunkan fase gas dari Cyclone-02

Kode : CO-01

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

Tujuan :

1. Menentukan tipe Kondensor
2. Memilih bahan konstruksi
3. Menentukan aliran fluida dalam alat penukar panas
4. Menentukan spesifikasi alat

#### 1. Menentukan tipe kondensor

Tipe kondensor yang dipilih adalah horizontal *Shell and tube condensor*

1. Luas perpindahan panas diperkirakan lebih dari dari 120 ft<sup>2</sup>
2. Mudah dibersihkan
3. Metode perancangan relatif lebih mudah

#### 2. Memilih bahan konstruksi

Dalam perancangan, bahan konstruksi yang digunakan untuk tube adalah Carbon Steel SA-334 Grade C, dengan pertimbangan:

1. pendingin yang digunakan adalah air
2. Carbon Steel tidak terkorosi oleh air

Sedangkan bahan yang digunakan untuk shell adalah Carbon Steel SA-283 Grade D, dengan pertimbangan:

1. Cairan yang masuk ke shell tidak terlalu bersifat korosif.
2. Harganya murah.

### 3. Menentukan spesifikasi alat

#### a. Material and Energy Balance

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

Pendingin yang bekerja pada sistem

$$Q = 1783617,6862 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1690566,3515 \text{ btu/jam}$$

laju alir aliran panas (m)

$$m = 1275,7620 \text{ kg/jam}$$

$$= 2812,5705 \text{ lb/jam}$$

kebutuhan cooling water (M)

$$M = 29726,9614 \text{ kg/jam}$$

$$= 65536,6537 \text{ lb/jam}$$

#### b. Menghitung $\Delta t$

Fluida Panas :

$$T_{h \text{ in}} = 400 \text{ }^{\circ}\text{C} = 752 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{h \text{ out}} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Dingin : cooling water

$$T_{c \text{ in}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{c \text{ out}} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 113 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

**Tabel Data Perhitungan  $\Delta t$**

Fluida Panas	Jenis Suhu	Fluida Dingin	Selisih	$\Delta t$
752	Suhu tinggi	113	639	$\Delta t_1$
212	Suhu rendah	86	126	$\Delta t_2$
540	Selisih	27	513	

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = 315,960 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 20 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = 0,040 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Fig, 18 Kern, diperoleh factor kpreksi FT = 1

Sehingga :

$$\begin{aligned} \Delta t &= \text{LMTD} \cdot F_t \\ &= 315,960 \times 1 \\ &= 315,960 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Menghitung suhu caloric (Tc dan tc)

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{752+212}{2} \\ &= 482 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_c &= \frac{113+86}{2} \\ &= 99,50 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

d. Menghitung luas total perpindahan panas

Dari tabel 8 hal 840 Kern diketahui harga Ud untuk fluida panas adalah water dan fluida dingin (air)

$$U_d = 250 - 500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_d = 450 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta t} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, 1965 hal 107}) \\ &= \frac{1690566,3515}{450 \times 315,9601} \\ &= 11,8902 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Maka digunakan *shell and tube heat exchange*

e. Menentukan Ud

Dari table 10 Kern, 1965 dipilih tube dengan spesifikasi

$$\text{OD} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{ID} = 1,400 \text{ in}$$

$$\text{Surface} = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a't = 1,54 \text{ in}^2$$

(flow area / tube atau luas penampang aliran pada tube)

$$\text{panjang} = 1000 \text{ ft}$$

Dari table 9 Kern, 1965 dipilih spesifikasi:

Pitch = 1,8750 in, triangular

ID = 39 in

Pass = 2

C' = 38% (baffle cut)

baffle spacing =  $0,5 * D_s$   
= 19,500 in

(berdasarkan coulson vol 6, 1989; hal. 525 optimum baffle spacing ;  $0,3 - 0,5 D_s$ )

### **Menentukan jumlah tube**

Area for one tube ( $A_t$ ) =  $L \times OD \times \pi$  (coulson vol 6, 1989; hal. 549)  
= 392 6/7 ft<sup>2</sup>

Nt perhitungan =  $A / A_t$  = 1 1/4

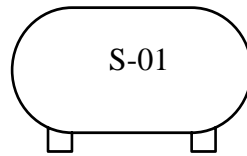
Nt  $\approx$  397 (tabel 9 kern, 1965; hal. 842) dengan, Passes = 1

Koreksi harga A dan Ud

A =  $N_t \times \text{Surface} \times L$   
= 155822,5000 ft<sup>2</sup>

Ud =  $Q / (A \cdot \Delta T \text{ lmtd})$   
= 0,034337586 < 450 (memenuhi)

### C.11 Separator 01 (S-01)



Fungsi : Memisahkan fase gas (LPG dan N<sub>2</sub>) dari komponen yang lain berupa fase cair (gasoline dan gas oil)

Kondisi : T = 100 °C, P = 1 atm

Jenis : Silinder horizontal, alas dan tutup elipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Faktor kelonggaran : 20%

Tabel Komposisi Bahan Dalam Separator

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
N <sub>2</sub>	0,243885	1,2506	0,1950
LPG	239,6699	493	0,4861
Gasoline	924,4955	684	1,3516
Gas oil	111,3527	730	0,1525
<b>Jumlah</b>	<b>1275,762</b>	<b>1.908</b>	<b>2,1853</b>

#### Perhitungan :

##### 1. Menentukan ukuran tangki

a. Volume Tangki, V<sub>T</sub>

- Waktu pemisahan diperkirakan 60 menit.

$$\text{Volume larutan, } V_c = \frac{2,1853}{60} = 0,0364 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{1,2 \times 2,1853}{60} = 0,0437 \text{ m}^3$$

b. Diameter Tangki, D<sub>T</sub> dan Tinggi Tangki, H<sub>T</sub>

Direncanakan : - . tinggi silinder : diameter ( H<sub>s</sub> : D ) = 4 : 3

- . tinggi head : diameter ( H<sub>h</sub> : D ) = 1 : 4

- Volume shell tangki ( $V_s$ )

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad ; \quad \text{asumsi, } D : H = 3 : 4$$

$$\text{Maka } H = \frac{4}{3} D$$

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot \frac{4}{3} D = \frac{\pi}{3} D^3$$

- Volume tutup tangki ( $V_h$ )

$$V_h = \frac{\pi}{24} D_i^3 \quad \dots\dots\dots(Walas, 1988)$$

- Volume tangki ( $V$ )

$$V_t = V_s + V_h$$

$$0,0437 \text{ m}^3 = \frac{9 \pi}{24} D_i^3$$

$$D_t = 0,3336 \text{ m}$$

Untuk desain digunakan :

- Diameter tangki = 0,3336 m = 13,1328 in
- Tinggi silinder,  $H_s = 4/3 \times D = 0,4448 \text{ m}$
- Tinggi head,  $H_h = 1/4 \times D = 0,0834 \text{ m}$

Jadi total tinggi tangki,  $H_T = H_s + H_h = 0,5282 \text{ m}$

## 2. Tebal Sheel dan Tutup Tangki

- Tebal Shell

$$t_s = \frac{PR}{SE - 0,6P} + n.C \quad (\text{Perry dan Green, 1999})$$

Dimana :

t = tebal shell (in)

P = tekanan desain (psia)

R = jari-jari dalam tangki (in) = D/2

E = Joint effisiensi = 0,85 (Brownell, 1959)

S = allowable stress = 12.650 psi (Brownell, 1959)

C = corrosion allowance = 1/8 in/tahun

n = umur alat yang = 10 tahun

Tinggi larutan dalam tangki,

$$H_l = \frac{0,0364 \text{ m}^3 \times 16,282 \text{ m}}{0,5282 \text{ m}^3}$$

$$= 0,4401 \text{ m}$$

$$= 1,4440 \text{ ft}$$

$$= 17,3280 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik, } P_h = \frac{\rho (H_l - 1)}{144} + 14,7 \quad (\text{Pers. 3.17 Brownell, 1959})$$

$$= \frac{37,280 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} (1,4440 \text{ ft} - 1)}{144} + 14,7 \text{ psi}$$

$$= 14,8149 \text{ psi}$$

Jika faktor keamanan = 5 % = 0,05

$$P_{\text{Desain}} = (1 + 0,05) \times 14,8149 \text{ psi}$$

$$= 15,5557 \text{ psi}$$

$$t_s = \frac{PR}{SE - 0,6P} + n \cdot C$$

$$= \frac{15,5557 \text{ psi} \times 6,5664 \text{ in}}{(12.650 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 15,5557 \text{ psi})} + (10 \times 0,125)$$

$$= 1,2595 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 2 in ( Brownell dan Young, 1959)

b. Tebal tutup

$$t_h = \frac{PD}{2 \cdot SE - 0,2P} + n \cdot C$$

$$= \frac{15,5557 \text{ psi} \times 13,1328 \text{ in}}{2 \times (12.650 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 15,5557 \text{ psi})} + (10 \times 0,125)$$

$$= 1,2595 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 2 in ( Brownell dan Young, 1959)

$$\text{Laju pemisahan, } V_r = \frac{2,492 (\rho_{\text{impurities}} - \rho_{\text{pump}})}{\pi_{\text{impurities}}} \quad (\text{Wallas, 1988})$$

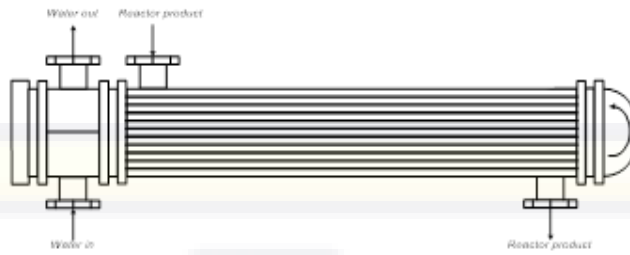
$$= 1.012,89 \text{ ft/min}$$

$$\text{Waktu pemisahan, } W_r = \frac{H_c \times D}{V_r}$$

$$= 3,3592 \text{ menit}$$



## C.12 Condensor 02 (CO-02)



Fungsi	: Mengembunkan fase gas dari Separator-02
Kode	: CO-02
Tipe	: <i>Horizontal shell and tube condensor</i>
Tujuan	: 1. Menentukan tipe Kondensor 2. Memilih bahan konstruksi 3. Menentukan aliran fluida dalam alat penukar panas 4. Menentukan spesifikasi alat

### 1. Menentukan tipe kondensor

Tipe kondensor yang dipilih adalah horizontal *Shell and tube condensor*

1. Luas perpindahan panas diperkirakan lebih dari dari 120 ft<sup>2</sup>
2. Mudah dibersihkan
3. Metode perancangan relatif lebih mudah

### 2. Memilih bahan konstruksi

Dalam perancangan, bahan konstruksi yang digunakan untuk tube adalah Carbon Steel SA-334 Grade C, dengan pertimbangan:

1. pendingin yang digunakan adalah air
2. Carbon Steel tidak terkorosi oleh air

Sedangkan bahan yang digunakan untuk shell adalah Carbon Steel SA-283 Grade D, dengan pertimbangan:

1. Cairan yang masuk ke shell tidak terlalu bersifat korosif.
2. Harganya murah.

### 3. Menentukan spesifikasi alat

- a. Material and Energy Balance

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

Pendingin yang bekerja pada sistem

$$Q = 11946,4713 \text{ kJ/jam}$$

$$= 11323,2239 \text{ btu/jam}$$

laju alir aliran panas (m)

$$m = 239,9138 \text{ kg/jam}$$

$$= 528,9188 \text{ lb/jam}$$

kebutuhan cooling water (M)

$$M = 199,1079 \text{ kg/jam}$$

$$= 438,9572 \text{ lb/jam}$$

b. Menghitung  $\Delta t$

Fluida Panas :

$$T_{h \text{ in}} = 100 \text{ }^\circ\text{C} = 212 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{h \text{ out}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin : cooling water

$$T_{c \text{ in}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{c \text{ out}} = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 113 \text{ }^\circ\text{F}$$

**Tabel Data Perhitungan  $\Delta t$**

Fluida Panas	Jenis Suhu	Fluida Dingin	Selisih	$\Delta t$
212	Suhu tinggi	113	99	$\Delta t_1$
86	Suhu rendah	86	0	$\Delta t_2$
126	Selisih	27	99	

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = 21,5446 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 4,6667 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,2143 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari Fig, 18 Kern, diperoleh factor koreksi  $FT = 1$

Sehingga :

$$\Delta t = LMTD \cdot Ft$$

$$= 21,5446 \times 1$$

$$= 21,5446 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Menghitung suhu caloric (Tc dan tc)

$$T_c = \frac{212+86}{2}$$

$$= 149 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{113+86}{2}$$

$$= 99,50 \text{ } ^\circ\text{F}$$

d. Menghitung luas total perpindahan panas

Dari tabel 8 hal 840 Kern diketahui harga Ud untuk fluida panas adalah water dan fluida dingin (air)

$$U_d = 250 - 500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_d = 450 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, 1965 hal 107})$$

$$= \frac{11323,2239}{450 \times 21,5446}$$

$$= 1,1679 \text{ ft}^2$$

Maka digunakan *shell and tube heat exchange*

e. Menentukan Ud

Dari table 10 Kern, 1965 dipilih tube dengan spesifikasi

$$\text{OD} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{ID} = 1,400 \text{ in}$$

$$\text{Surface} = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a't = 1,54 \text{ in}^2$$

(flow area / tube atau luas penampang aliran pada tube)

$$\text{panjang} = 1000 \text{ ft}$$

Dari table 9 Kern, 1965 dipilih spesifikasi:

$$\text{Pitch} = 1,8750 \text{ in, triangular}$$

$$\text{ID} = 39 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 2$$

C' = 38% (baffle cut)

baffle spacing = 0,5 \* Ds  
= 19,500 in

(berdasarkan coulson vol 6, 1989; hal. 525 optimum baffle spacing ; 0,3 - 0,5 Ds)

### Menentukan jumlah tube

Area for one tube (At) =  $L \times OD \times \pi$  (coulson vol 6, 1989; hal. 549)  
= 392 6/7 ft<sup>2</sup>

Nt perhitungan =  $A / At = 1 1/4$

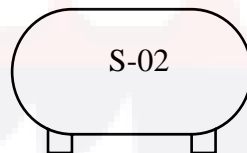
Nt ≈ 397 (tabel 9 kern, 1965; hal. 842) dengan, Passes = 1

Koreksi harga A dan Ud

A = Nt × Surface × L  
= 155822,5000 ft<sup>2</sup>

Ud =  $Q / (A \cdot \Delta T \text{ lmtd})$   
= 0,003372885 < 450 (memenuhi)

### C.13 Separator 02 (S-02)



Fungsi : Memisahkan fase gas berupa N2 sebanyak

Kondisi : T = 100 °C, P = 1 atm

Jenis : Silinder horizontal, alas dan tutup elipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Faktor kelonggaran : 20%

Tabel Komposisi Bahan Dalam Separator

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
N <sub>2</sub>	0,243885	1,2506	0,1950
LPG	239,6699	493	0,4861

Jumlah	239,9138	494	0,6812
--------	----------	-----	--------

**Perhitungan :**

**1. Menentukan ukuran tangki**

a. Volume Tangki,  $V_T$

- Waktu pemisahan diperkirakan 60 menit.

$$\text{Volume larutan, } V_c = \frac{0,6812}{60} = 0,0114 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{1,2 \times 0,6812}{60} = 0,0136 \text{ m}^3$$

b. Diameter Tangki,  $D_T$  dan Tinggi Tangki,  $H_T$

Direncanakan : - . tinggi silinder : diameter ( $H_s : D$ ) = 4 : 3

- . tinggi head : diameter ( $H_h : D$ ) = 1 : 4

- Volume shell tangki ( $V_s$ )

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 H ; \text{ asumsi, } D : H = 3 : 4$$

$$\text{Maka } H = \frac{4}{3} D$$

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot \frac{4}{3} D = \frac{\pi}{3} D^3$$

- Volume tutup tangki ( $V_h$ )

$$V_h = \frac{\pi}{24} D_i^3 \dots\dots\dots(Walas, 1988)$$

- Volume tangki ( $V$ )

$$V_t = V_s + V_h$$

$$0,0136 \text{ m}^3 = \frac{9 \pi}{24} D_i^3$$

$$D_t = 0,2262 \text{ m}$$

Untuk desain digunakan :

- Diameter tangki = 0,2262 m = 8,9044 in

- Tinggi silinder,  $H_s = 4/3 \times D = 0,3016 \text{ m}$

• Tinggi head,  $H_h = 1/4 \times D = 0,0565 \text{ m}$

Jadi total tinggi tangki,  $H_T = H_S + H_h = 0,3581 \text{ m}$

## 2. Tebal Sheel dan Tutup Tangki

### a. Tebal Shell

$$t_s = \frac{PR}{SE-0,6P} + n \cdot C \quad (\text{Perry dan Green, 1999})$$

Dimana :

$t$  = tebal shell (in)

$P$  = tekanan desain (psia)

$R$  = jari-jari dalam tangki (in) =  $D/2$

$E$  = Joint effisiensi = 0,85 (Brownell, 1959)

$S$  = allowable stress = 12.650 psi (Brownell, 1959)

$C$  = corrosion allowance = 1/8 in/tahun

$n$  = umur alat yang = 10 tahun

Tinggi larutan dalam tangki,

$$\begin{aligned} H_l &= \frac{0,0114 \text{ m}^3 \times 0,3581 \text{ m}}{0,0136 \text{ m}^3} \\ &= 0,2984 \text{ m} \\ &= 0,9790 \text{ ft} \\ &= 11,7488 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik, } P_h &= \frac{\rho (H_l - 1)}{144} + 14,7 \quad (\text{Pers. 3.17 Brownell, 1959}) \\ &= \frac{37,280 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} (0,9790 \text{ ft} - 1)}{144} + 14,7 \text{ psi} \\ &= 14,6946 \text{ psi} \end{aligned}$$

Jika faktor keamanan = 5 % = 0,05

$$\begin{aligned} P_{\text{Desain}} &= (1 + 0,05) \times 14,6946 \text{ psi} \\ &= 15,4293 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{PR}{SE-0,6P} + n \cdot C \\ &= \frac{15,4293 \text{ psi} \times 4,4522 \text{ in}}{(12.650 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 15,4293 \text{ psi})} + (10 \times 0,125) \\ &= 1,2564 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 2 in ( Brownell dan Young, 1959)

b. Tebal tutup

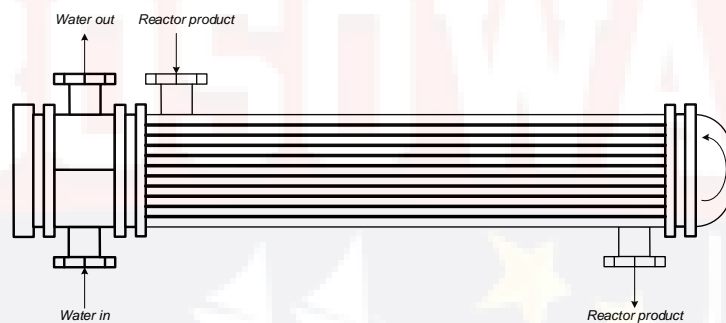
$$\begin{aligned} t_h &= \frac{PD}{2SE-0,2P} + n.C \\ &= \frac{15,4293 \text{ psi} \times 8,9043 \text{ in}}{2 \times (12.650 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 15,4293 \text{ psi})} + (10 \times 0,125) \\ &= 1,2564 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 2 in ( Brownell dan Young, 1959)

$$\begin{aligned} \text{Laju pemisahan, } V_r &= \frac{2,492 (\rho_{\text{impurities}} - \rho_{\text{umpan}})}{\pi_{\text{impurities}}} \quad (\text{Wallas, 1988}) \\ &= 1.012,89 \text{ ft/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu pemisahan, } W_r &= \frac{H_c \times D}{V_r} \\ &= 4,9543 \text{ menit} \end{aligned}$$

#### C.14 Heater-01 (HE-01)



Kode : HE-01

Fungsi : Menaikkan suhu fase cair dari Separator-02 (gasoline dan gasoil)

Tipe : *shell and tube*

Bahan : *Carbon steel*

Jumlah : 1

#### Menentukan tipe heater

Heater yang dipilih adalah tipe *shell and tube* karena konstruksi yang sederhana umum digunakan, dan memiliki luas permukaan perpindahan panas yang besar.

#### Menentukan bahan konstruksi heater

Dalam perancangan ini dipilih *Carbon Steel SA - 283 Grade C* untuk tube maupun shell dengan pertimbangan :

- Struktur kuat dengan allowable stress value sebesar 12650 psi dan maksimum suhu 650 °F
- Dapat dibuat dalam bentuk kompleks
- Harga relative murah

Menentukan spesifikasi *heater*

a. *Material energy balance*

Dari neraca panas dan neraca massa diperoleh data berikut:

$$W_{\text{fluida panas}} = 198,964 \text{ kg/jam}$$

$$= 438,641 \text{ lb/jam}$$

$$W_{\text{fluida dingin}} = 1035,848 \text{ kg/jam}$$

$$= 2283,652 \text{ lb/jam}$$

b. Penentuan LMTD

Fluida panas: *steam*

$$T_{\text{hin}} = 500 \text{ }^{\circ}\text{C} = 932 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{hout}} = 400 \text{ }^{\circ}\text{C} = 752 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida dingin: udara

$$T_{\text{cin}} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 212 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{cout}} = 188 \text{ }^{\circ}\text{C} = 370 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih	$\Delta t$
752	Suhu Tinggi	370	382	$\Delta t_2$
932	Suhu Rendah	212	720	$\Delta t_1$
-180	Selisih		-338,4	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\Delta \text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$= \frac{-338,40}{\ln \frac{382}{720}}$$

$$= 533,02 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{932 - 752}{370 - 212}$$

$$= 1,1$$



$$\begin{aligned}
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{370 - 212}{932 - 212} \\
 &= 0,220
 \end{aligned}$$

Dari R dan S didapat nilai  $F_T = 1$  (Fig. 19, Kern: hal 828)

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 \Delta t &= MLTD \times F_T \\
 &= 533,02 \times 1 \\
 &= 533,02 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung Suhu rata-rata ( $T_{av}$  dan  $t_{av}$ )

$$\begin{aligned}
 T_{av} &= \frac{T_1 - T_2}{2} \\
 &= \frac{932 - 752}{2} \\
 &= 842 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{av} &= \frac{t_1 - t_2}{2} \\
 &= \frac{370 - 212}{2} \\
 &= 291,2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Dari tabel 8 Kern, hal : 840, untuk sistem steam - gas, maka :

$$U_D = 5 - 50 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi:

$$U_D = 25 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{297.388,377}{25 \times 533,016} \\
 &= 22,3174 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

**Menentukan Spesifikasi Shell and Tube**

Dari tabel 10 Kern, dipilih tube dengan spesifikasi :

$$OD = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$ID = 0,620 \text{ in}$$

$$a't = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{surface} = 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Panjang} = 16 \text{ ft}$$

$$\text{Pass} = 1$$

$$N_t = 7$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (N}_t) &= \frac{A}{\text{surface} \times \text{panjang}} \\ &= 7 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern, dipilih spesifikasi :

$$\text{Pitch} = 1 \frac{1}{3} \text{ in}$$

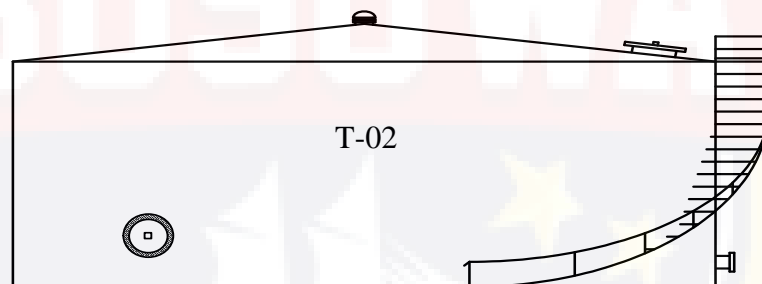
$$\text{IDs} = 17 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 6$$

$$C' = 0,56$$

$$B = 3 \text{ in}$$

### C.15 Tangki Penyimpanan LPG (T-02)



Kode : T-02

Fungsi : Menyimpan produk LPG cair selama 14 hari

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah: 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel* SA-304 (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

$$\text{Laju alir bahan masuk ; F} = 239,6699 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas ; } \rho = 493,0000 \text{ kg/m}^3 = 30,7779 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Kebutuhan} = 14 \text{ hari}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{1,2 \times 239,6699 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 14 \text{ hari}}{493 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 196,0140 \text{ m}^3$$

$$\text{Diambil tinggi silinder : } H_s = \frac{4}{3} D_t$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$$

$$196,0140 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$$

$$196,0140 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$$

$$\text{Diameter tangki, } D_t = 5,7213 \text{ m}$$

$$\text{Jari-jari tangki, } R = \frac{5,7213 \text{ m}}{2}$$

$$= 2,8606 \text{ m}$$

$$= 112,6233 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki ; } H_s = \frac{4}{3} \times 5,7213 \text{ m}$$

$$= 7,6284 \text{ m}$$

$$= 25,0287 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi elipsoidal ; } H_e = \frac{1}{4} \times 5,7213 \text{ m}$$

$$= 1,4303 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki total ; } H_T = H_s + H_e$$

$$= 7,6284 \text{ m} + 1,4303 \text{ m}$$

$$= 9,0587 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan hidrostatis bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

$$\text{Dimana } P_o = \text{Tekanan awal } 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_h = 14,7 \text{ psi} + \frac{30,7779 \text{ lb/ft}^3 (25,0287 \text{ ft} - 1)}{144}$$

$$= 19,8358 \text{ Psi}$$

$$\text{Faktor keamanan ; } F_k = 20\%$$

Tekanan desain ;

$$P_d = 1,2 \times 19,8358 \text{ Psi}$$

$$= 23,8029 \text{ Psi}$$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

P : Tekanan desain

- S : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi  
 E : Efisiensi sambungan ; 80%  
 n : Umur alat 10 tahun  
 c : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$t_s = \frac{23,8029 \text{ psi} \times 112,6233 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 23,8029 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,2789 \text{ in}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ;  $D_t = 5,7213 \text{ m}$

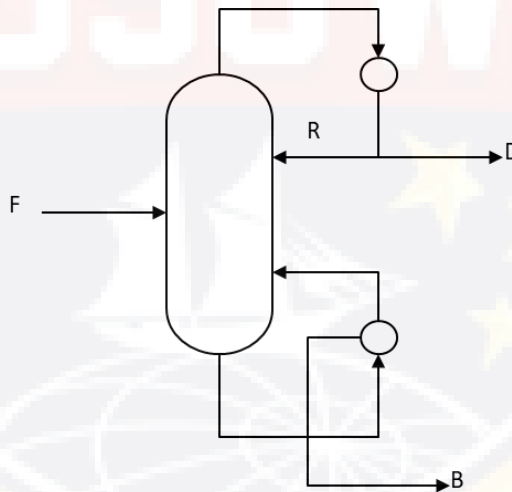
Tinggi tangki ;  $H_t = 9,0587 \text{ m}$

Tebal silinder ;  $t_s = \frac{1}{4} \text{ in}$

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun

### C.16 Menara Distilasi (MD-01)



Kode : MD-01

Fungsi : Memisahkan antara fraksi ringan gasoline dan fraksi berat gas oil

Jenis : Plate tower (menara distilasi dengan Sieve Tray)

Kondisi operasi :

Tekanan operasi : 1 atm

## A. Neraca Massa

Dari hasil perhitungan neraca massa diperoleh aliran massa sebagai berikut :

**Tabel Aliran umpan (F)**

Komponen	massa (kg)	mol (kgmol)	fraksi mol
Gasoline	924,4955	9,2450	0,9208
Gas oil	111,3527	0,7954	0,0792
<b>Total</b>	<b>1035,8482</b>	<b>10,0403</b>	<b>1,0000</b>

**Tabel Aliran Destilat (D)**

Komponen	massa (kg)	mol (kgmol)	fraksi mol
Gasoline	878,2707	8,7827	0,9955
Gas oil	5,5676	0,0398	0,0045
<b>Total</b>	<b>883,8384</b>	<b>8,8225</b>	<b>1,0000</b>

**Tabel Aliran bagian bawah (B)**

Komponen	massa (kg)	mol (kgmol)	fraksi mol
Gasoline	46,2248	0,4622	0,3796
Gas oil	105,7851	0,7556	0,6204
<b>Total</b>	<b>152,0098</b>	<b>1,2179</b>	<b>1,0000</b>

### Menghitung BM rata-rata

#### a. Bagian enriching

**Tabel perhitungan BM campuran zat cair**

Komponen	Xi	BM	Xi . BM
Gasoline	0,9955	100	99,5492
Gas oil	0,0045	140	0,6311
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>		<b>100,1803</b>

BM campuran zat cair = 100,1803 lb/lbmol

**Tabel perhitungan BM campuran uap**

<b>Komponen</b>	<b>Yi</b>	<b>BM</b>	<b>Yi . BM</b>
Gasoline	0,0178	100	1,7780
Gas oil	0,0584	140	8,1801
<b>Total</b>	<b>0,0762</b>		<b>9,9581</b>

BM campuran uap = 9,9581 lb/lbmol

**b. Bagian tray umpan**

**Tabel perhitungan BM campuran zat cair**

<b>Komponen</b>	<b>Xi</b>	<b>BM</b>	<b>Xi . BM</b>
Gasoline	0,9208	100	92,0782
Gas oil	0,0792	140	11,0905
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>		<b>103,1687</b>

BM campuran zat cair = 103,1687 lb/lbmol

**Tabel perhitungan BM campuran uap**

<b>Komponen</b>	<b>Yi</b>	<b>BM</b>	<b>Yi . BM</b>
Gasoline	0,6334	100	63,3438
Gas oil	0,0251	140	3,5073
<b>Total</b>	<b>1,0001</b>		<b>66,8511</b>

BM campuran uap = 66,8511 lb/lbmol

**c. Bagian exhausting**

**Tabel perhitungan BM campuran zat cair**

<b>Komponen</b>	<b>Xi</b>	<b>BM</b>	<b>Xi . BM</b>
Gasoline	0,3796	100	37,9559
Gas oil	0,6204	140	86,8618
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>		<b>124,8176</b>

BM campuran zat cair = 124,8176 lb/lbmol

Tabel perhitungan BM campuran uap

Komponen	Yi	BM	Yi . BM
Gasoline	0,9760	100	97,6038
Gas oil	0,0066	140	0,9256
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>		<b>98,5294</b>

BM campuran uap = 98,5294 lb/lbmol

Tabel ringkasan perhitungan BM campuran

	Enriching	Tray umpan	Exhausting
BM zat cair	100,1803	103,1687	124,8176
BM uap	9,9581	66,8511	98,5294

### B. Penentuan Spesifikasi Kolom

Asumsi : Equimolar overflow

Dari neraca massa diperoleh data :  $R_{op} = 2,9359$

$$L = L_o = R_{op} \cdot D = 2,9359 \times 8,8225$$

$$= 25,9021 \text{ kgmol/jam}$$

$$= 57,1038 \text{ lbmol/jam}$$

$$V = (R_{op} + 1) \cdot D = (2,9359 + 1) \times 8,8225$$

$$= 34,7246 \text{ kgmol/jam}$$

$$= 76,5539 \text{ lbmol/jam}$$

Umpan masuk dalam keadaan liquid jenuh, sehingga  $q = 1$

$$L' = q \cdot F + L = 1 \times 10,0403 + 25,9021$$

$$= 35,9425 \text{ kgmol/jam}$$

$$= 79,2388 \text{ lbmol/jam}$$

$$V' = (q - 1) \cdot F + V = (1 - 1) \times 10,0403 + 34,7246$$

$$= 34,7246 \text{ kgmol/jam}$$

$$= 76,5539 \text{ lbmol/jam}$$

**Tabel Perhitungan Spesifikasi Kolom**

	Laju alir gas		Laju alir zat cair	
	kgmol/jam	kg/jam	kgmol/jam	kg/jam
<b>Enriching</b>				
Atas	34,7246	345,7921	25,9021	2594,8840
Bawah	34,7246	2321,3786	25,9021	2672,2904
<b>Exhausting</b>				
Atas	34,7246	2321,3786	35,9425	3708,1386
Bawah	34,7246	3421,3962	35,9425	4486,2542

Karena beban terbesar terdapat Exhausting bawah, maka perancangan didasarkan pada kolom pada bagian Exhausting bawah

$$L = 4486,2542 \text{ kg/jam}$$

$$= 9890,3961 \text{ lb/jam}$$

$$V = 3421,3962 \text{ kg/jam}$$

$$= 7542,8101 \text{ lb/jam}$$

$$\text{BM cair} = 124,8176 \text{ lb/lbmol}$$

$$\text{BM uap} = 98,5294 \text{ lb/lbmol}$$

$$\text{Densitas uap} = \frac{BM \text{ Gas}}{V \text{ gas}} \times \frac{P1}{P0} \times \frac{T0}{T1}$$

$$\rho \text{ uap} = \frac{98,5294}{359} \times \frac{1}{1} \times \frac{174,3}{190}$$

$$= 0,2517766 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 0,0040329 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 0,0000325 \text{ gmol/cm}^3$$

Perhitungan densitas zat cair

$$\rho \text{ cair} = \frac{59,1783}{C2^{1+(1-T/C3)^{C4}}} \text{ kgmol/m}^3 \text{ (Perry ed.7, hal 2-98, 1996)}$$

$$T = 190 \text{ K}$$

Komponen	Xi	C1	C2	C3	C4	$\rho$	Xi . $\rho$
Gasoline	0,3796	1,4486	0,2589	591,950	0,2529	19,053	7,2316
Gas oil	0,6204	1,9380	0,2423	588,000	0,2444	29,016	18,0027
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>						<b>25,2343</b>

$$\rho \text{ cair} = 25,2343 \text{ kmol/m}^3$$



$$= 93,2894 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$= 0,0252 \quad \text{mol/cm}^3$$

### Surface Tension (Tegangan Permukaan)

Harga-harga tegangan permukaan diprediksi dengan menggunakan persamaan (3-152) (Perry6ed.1984)

$$\sigma^{1/4} = \sum [P_i] (\rho_{L \text{ mix}} \cdot X_i - \rho_{G \text{ mix}} \cdot Y_i)$$

Dari table 3 – 343, hal 3-288 (Perry<sup>ed.6</sup>.1984), diperoleh harga-harga sebagai berikut :

a) Gasolin

$$[P] = 55,5 + 73,8$$

$$= 129,3$$

b) Gas Oil

$$[P] = 15,5 + 73,8$$

$$= 89,3$$

Komponen	Pi	rL mix	Xi	rG mix	Yi	[Pi] (rL mix.Xi- rG mix.Yi)
CH <sub>3</sub> COOH	129,3	0,0252	0,3796	0,0000325	0,9760	1,2343
HCOOH	89,3	0,0252	0,6204	0,0000325	0,0240	1,3980
<b>Total</b>			<b>1,0000</b>		<b>1,0000</b>	<b>2,6324</b>

$$\sigma_{\text{mix}}^{1/4} = \sum [P_i] (\rho_{L \text{ mix}} \cdot X_i - \rho_{G \text{ mix}} \cdot Y_i)$$

$$\sigma_{\text{mix}}^{1/4} = 2,6324$$

$$\sigma_{\text{mix}} = (2,6324)^4$$

$$= 48,0164 \text{ dyne/cm}$$

### Diameter Kolom

Dengan mengambil jarak antar tray = 18 dan tegangan permukaan sebesar 48,0164 dyne/cm maka dari figure 8.50, hal 67 (Ludwigvol.II.1984) didapatkan :

$$C_{\text{faktor}} = 550$$

$$\begin{aligned}
 W &= C \times [\rho_{\text{uap}} (\rho_{\text{cairan}} - \rho_{\text{uap}})]^{1/2} \\
 &= 550 \times [0,2517766 (93,2894 - 0,2517766)]^{1/2} \\
 &= 2661,9482 \text{ lb/jam ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D &= 1,13 \times \{V_m/W\}^{1/2} \\
 &= 1,13 \times \{3421,3962/2661,9482\}^{1/2} \\
 &= 1,2811 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter kolom = 3 ft

### Spesifikasi Kolom

$$\begin{aligned}
 V_m &= \frac{V}{3600 \times \rho_{\text{uap}}} \\
 &= \frac{3421,3962}{3600 \times 0,2518} \\
 &= 3,7747 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_m &= \frac{L \times 7,48}{60 \times \rho_{\text{cair}}} \\
 &= \frac{4486,254 \times 7}{60 \times 93,2894} \\
 &= 5,9952 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

a. Beban maksimum

$$\begin{aligned}
 V_{\text{maks}} &= 1,3 \times V_m \\
 &= 1,3 \times 3,7747 \\
 &= 4,9071 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{maks}} &= 1,3 \times Q_m \\
 &= 1,3 \times 5,9952 \\
 &= 7,7937 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

b. Beban minimum

$$\begin{aligned}
 V_{\text{min}} &= 0,7 \times V_m \\
 &= 0,7 \times 3,7747 \\
 &= 2,6423 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{min}} &= 0,7 \times Q_m \\
 &= 0,7 \times 5,9952 \\
 &= 4,1966 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Jenis tray : Cross flow(dari table 8.3 Ludwig volume II hal 69)

c. Diameter lubang dan tebal tray

Diameter lubang pada umumnya adalah : 3/32 , 1/8 , dan 3/16 inci

Digunakan diameter lubang (do) = 1/8 inci

Dipilih tebal tray = 5/16 inci

### C. Penentuan Tinggi Kolom Total

#### Tinggi Total Tray Yang Dibutuhkan

a. Menentukan jumlah plate minimum (metode Fenske)

$$N_m = \frac{\log \left[ \left( \frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \left( \frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{avg}}$$

(Geankoplis pers. 11.7-12 hal 683, 1974)

$$\alpha_{average} = (\alpha_L \text{ distilat} \times \alpha_L \text{ bottom})^{0.5}$$

(Geankoplis pers. 11.7-13 hal 683, 1974)

$$\alpha_{average} = 1,0289$$

$$N_{min} = \frac{\log ((0,036/0,02) \times (0,955/0,013))}{\log 1,0289}$$

$$N_{min} = 218,2411$$

b. Menentukan jumlah stage teoritis ( Metode Gilliland )

Dari perhitungan neraca massa (Appendiks A) :

$$\text{Diperoleh } R_m + 1 = 1,9677$$

$$R_m = 1,9677 - 1 = 0,9677$$

$$\text{Ditetapkan : } R = 1,5 \times R_m$$

$$R = 1,5 \times 0,9677$$

$$R = 1,4516$$

Jumlah Stage Teoritis – Metode Gilliland

$$\frac{R - R_m}{R + 1} = \frac{1,4516 - 0,9677}{1,4516 + 1}$$

$$= 0,1974$$

$$N_{min} = 6 \text{ s/d } 8$$

( Van Winkle, fig 5.17 )

Digunakan  $N_{min} = 7$

Dari fig.19.5 Mc.Cabe 5ed,hal 609,1993 diperoleh :

$$\frac{N - Nm}{N + 1} = 0,7$$

$$\frac{N - 7}{N + 1} = 0,7$$

$$N = 26$$

dari figure 8.18 Ludwig volume II, diperoleh :

$$\text{Effisiensi tray} = 55\%$$

$$N \text{ sesungguhnya} = 25,6667 / 0,55$$

$$= 46,6667$$

$$= 47 \text{ plate}$$

$$\text{Tray spacing} = 18 \text{ inci}$$

$$\text{Tinggi total tray} = T \times N \text{ sesungguhnya}$$

$$= 18 \times 46,6667$$

$$= 840,0000 \text{ in}$$

$$= 70 \text{ ft} = 21,36650006 \text{ m}$$

### Tinggi Tutup

Direncanakan tutup atas = tutup bawah

Jenis tutup adalah torispherical dished head.

a) Tebal tutup minimum

Dari Brownell & Young, persamaan 13.12, diperoleh :

$$t_{\min} = \frac{0,885 \times p \times R_c}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

$$\text{Digunakan } R_c = ID = 3 \text{ ft}$$

$$\rho_{\text{zat cair}} = 93,2894 \text{ lb/ft}^3$$

$$h = \text{Tinggi total tray} + \text{Tinggi ruang kosong diatas tray}$$

$$= 70 + 3$$

$$= 73 \text{ ft}$$

$$P_{\text{hid}} = (\rho_{\text{cairan}} \times (g / gc) \times h)$$

$$= 61,5898 \times 1 \times 73$$

$$= 6810,1251 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 47,2925 \text{ psig}$$

$$P_{\text{op}} = 760 \text{ mmHg}$$

$$= 14,7 \text{ psia} = 0 \text{ psig}$$

$$P_t = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= 47,2925 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 1,050 \times P_t \\
 &= 1,050 \times 47,2925 \\
 &= 49,6572 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Bahan konstruksi : Baja stainless SA 240 grade M tipe 316

Stress yang diijinkan (f) = 18750 psi

Pengelasan dengan double welded butt joint dengan thermally stress relieved.

$$E = 0,850$$

$$C = 0,125$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{min}} &= \frac{0,885 \times 49,6572 \times 36}{18750 \times 0,850 - 0,1 \times 49,6572} + 0,125 \\
 &= 0,2243 \text{ inci}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal tutup 1/4 inci

b) Tinggi Tutup

$$R_c = ID = 3 \times 12 = 36 \text{ inci}$$

$$\text{icr} = 1,5 \text{ inci} \quad \text{table 5.4 (Brownell \& Young.1984)}$$

$$\text{Tinggi tutup} = t + \text{OB} + \text{sf}$$

$$\text{Untuk : } t = 0,25 \text{ inci, maka sf} = 1.5 \text{ inci}$$

tabel 5.6 (Brownell & Young.1984)

$$AB = 0,5 \times ID - \text{icr}$$

$$AC = R_c - \text{icr}$$

$$OB = R_c - BC$$

Dimana :

$$BC = (AC^2 + AB^2)^{1/2}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= 0,5 \times 36 - 1,5 \\
 &= 16,5
 \end{aligned}$$

$$AB^2 = 272,25$$

$$\begin{aligned}
 AC^2 &= (36 - 1,5)^2 \\
 &= 1190,25
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OB &= R_c - (AC^2 - AB^2)^{1/2} \\
 &= 36 - (1190,25 - 272,25)^{1/2} \\
 &= 5,7015 \text{ inci}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi tutup (OE)} = t + \text{OB} + \text{sf}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,25 + 5,7015 + 1,5 \\
 &= 7,4515 \text{ inci}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi tutup atas + tinggi tutup bawah} = 7,4515 + 7,4515$$

$$= 14,9030 \quad \text{inci}$$

$$= 1,2419 \quad \text{ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi kolom total} &= \text{tinggi total tray} + \text{tinggi ruang kosong diatas zat cair} + \\ &\quad \text{tinggi menara bagian penampung zat cair} + \text{tinggi tutup atas} \\ &\quad + \text{tinggi tutup bawah} \\ &= 70 + 2 + 1,9464 + 1,2419 \\ &= 75,1883 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

#### D. Penentuan Tebal Bejana dan Tebal Tutup

##### Penentuan Tebal Minimum Bejana

Menurut ASME Code :

$$t_{\min} = \frac{0,885 \times p \times R_c}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

Dimana :

t = Tebal dinding, inci

P = Tekanan dalam bejana, psig

ri = Jari-jari bejana, inci

E = Effisiensi las

C = Allowable corrosion

= 1/8 inci

f = Allowable stress

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 240 grade M tipe 316

f = 18750 psi

Pengelasan dengan double welded butt joint dengan thermally stress relieved.

E = 0,850

ri = ( 3 x 12 ) / 2

= 18 inci

Menghitung tekanan kolom :

Phid = (ρcairan x (g / gc) x h)

h = 75,1883 ft

(dianggap bejana terisi penuh zat cair)

ρ<sub>zat cair</sub> = 93,2894 lb/ft<sup>3</sup>

Phid = (ρcairan x (g / gc) x h)

= 93,2894 x 1 x 75,1883

= 7066,0122 lb/ft<sup>2</sup>

= 49,0695 psig

P<sub>op</sub> = 760 mmHg

= 14,7 psia = 0 psig

$$P_t = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= 49,0695 \text{ psig}$$

$$P_{\text{design}} = 1,050 \times P_t$$

$$= 1,050 \times 49,0695$$

$$= 51,5230 \text{ psig}$$

$$t_{\text{min}} = \frac{51,5230 \times 18}{18750 \times 0,850 - 0,1 \times 51,5230} + 0,125$$

$$= 0,1832 \text{ inci}$$

Maka digunakan tebal plat 3/16 inci

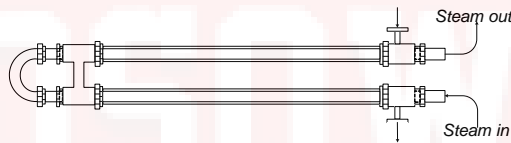
### Penentuan Tebal Tutup

Ditetapkan tutup kolom atas dan bawah berbentuk torispherical dished head.

Dari perhitungan tebal tutup diatas, diperoleh  $t_{\text{min}} = 0,2243$  inci

Digunakan tebal tutup sebesar 1/4 inci.

### C.17 Reboiler ( RB-01)



Fungsi : Untuk menguapkan Kembali Sebagian liquida yang keluar dari bottom distilasi

Kode : RB-01

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : *High Alloy Steel, SA 240 Grade C*

Tujuan :

1. Menentukan tipe *heater*
2. Menentukan bahan konstruksi *reboiler*
3. Menentukan spesifikasi *reboiler*
4. Menghitung *pressure drop*

#### Langkah Perencanaan :

##### 1. Menentukan Tipe *Reboiler*

*Reboiler* yang dipilih adalah tipe *double pipe heat exchanger* karena pertimbangan luas permukaan perpindahan panas  $< 120 \text{ ft}^2$

## 2. Menentukan Bahan Konstruksi *Reboiler*

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *High Alloy Steel*, SA-240 Grade C untuk *annulus pipe* dengan pertimbangan :

- Mempunyai struktur yang kuat
- Tahan korosi
- Penggunaan paling murah dan mudah

## 3. Menentukan tipe *heat exchanger*

Dari data neraca massa dan neraca panas dapat diketahui laju alir sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Gasolin} &= 46,2248 \quad \text{kg/jam} \\ &= 101,9081 \quad \text{lb/jam} \\ \text{Gas Oil} &= 105,7851 \quad \text{kg/jam} \\ &= 233,2158 \quad \text{lb/jam}\end{aligned}$$

Data dari neraca massa komponen :

Senyawa	Aliran Masuk <i>Heater</i>			Fraksi mol
	Massa	Fraksi	n	
	kg/jam	Berat	kmol	
Gasolin	46,2248	0,3041	0,4622	0,3796
Gas Oil	105,7851	0,6959	0,7556	0,6204
TOTAL	152,0098	1,0000	1,2179	1,0000

Data dari neraca panas :

$$\begin{aligned}T_1 &= 30^\circ\text{C} = 86 \quad ^\circ\text{F} \\ T_2 &= 170^\circ\text{C} = 338 \quad ^\circ\text{F} \\ t_1 &= 200^\circ\text{C} = 392,0 \quad ^\circ\text{F} \\ t_2 &= 160^\circ\text{C} = 320 \quad ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### a. *Heat and Material Balance*

Dari neraca panas diperoleh :

$$\begin{aligned}Q_{\text{supply air pemanas}} &= 19671,5469 \text{ kkal/jam} \\ &= 78063,0044 \text{ btu/jam}\end{aligned}$$



Maka massa air pemanas yang dibutuhkan sebanyak

$$= 202,9459 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 447,4186 \quad \text{lb/jam}$$

**b. Menentukan  $\Delta T_{LMTD}$**

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>
86	<i>Higher T</i>	320	234
338	<i>Lower T</i>	392	54
252	<i>Difference</i>	72	180
<b><math>\Delta T_{LMTD}</math></b>		<b>123</b>	<b><math>^{\circ}\text{F}</math></b>

**Tabel C.19 Data Perhitungan LMTD pada Alat Heater  $\text{CaOCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$**

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$= \frac{234 - 54}{\ln \frac{234}{54}}$$

$$= 122,7549 \quad ^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{86,00 - 338,00}{320 - 86}$$

$$= 3,5000$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{320 - 392}{86 - 392}$$

$$= 0,2353$$

Dari nilai R dan S didapat nilai FT = 0,98 (Fig. 19, Kern : Hal 828)

Sehingga :

$$\Delta t = LMTD \cdot FT$$

$$= 123 \times 0,98$$

$$= 120,2998 \quad ^{\circ}\text{F}$$

Menentukan luas transfer panas

$$T_c = T_{av}$$

$$= \frac{86 + 338}{2}$$

$$= 212^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_{av}$$

$$= \frac{320 + 392}{2}$$

$$= 356,0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**c. Menentukan Overall Heat Transfer**

Dari tabel 8 Kern:840, untuk sistem steam-aqueous solution  
maka :

$$U_D = 250 - 500 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Asumsi :

$$U_D = 250 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{(U_D \cdot \Delta T)}$$

$$= \frac{78063,0044}{250 \times 122,7549}$$

$$= 2,543703935 \text{ ft}^2 < 120 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas kecil maka digunakan *heat exchanger* jenis *double pipe heat exchanger*.

**d. Menentukan rate fluida**

Direncanakan digunakan :

Ukuran pipa =  $2 \times 1 \frac{1}{4}$  in IPS, 15 ft hairpin

Dari tabel 6.2 Kern hal.110 diperoleh data:

*Flow area inner pipe* = 1,5 in<sup>2</sup>

*Flow area annulus* = 1,19 in<sup>2</sup>

Untuk itu aliran fluidanya adalah :

Bagian *annulus* = fluida dingin (Aluminium sulfat)

Bagian *inner pipe* = fluida panas (Air)

**e. Menentukan dimensi heater**

Dari tabel 11, Kern hal.844, diperoleh data sebagai berikut:

$$\text{IPS} = 2 \times 1 \frac{1}{4}$$

$$\text{Sch} = 80$$

Diameter *annulus* :

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

= 0,1983 ft

ID = 1,939 in

= 0,1616 ft

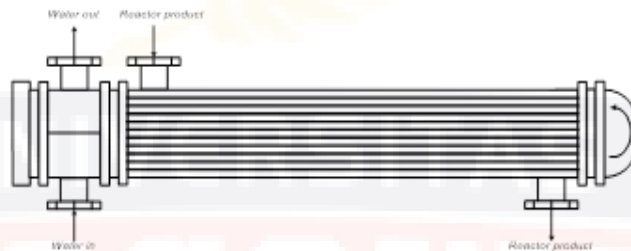
Diameter *inner pipe* :

OD = 1,66 in

= 0,1383 ft

ID = 1,278 in

= 0,1065 ft



### C.18 Condensor 03 (CO-03)

Fungsi : Untuk mengembunkan dan mendinginkan produk yang keluar dari distilasi

Kode : CO-03

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

Tujuan :

1. Menentukan tipe Kondensor
2. Memilih bahan konstruksi
3. Menentukan aliran fluida dalam alat penukar panas
4. Menentukan spesifikasi alat

#### 1. Menentukan tipe kondensor

Tipe kondensor yang dipilih adalah horizontal *Shell and tube condensor*

1. Luas perpindahan panas diperkirakan lebih dari dari 120 ft<sup>2</sup>
2. Mudah dibersihkan
3. Metode perancangan relatif lebih mudah

#### 2. Memilih bahan konstruksi

Dalam perancangan, bahan konstruksi yang digunakan untuk tube adalah Carbon Steel SA-334 Grade C, dengan pertimbangan:

1. pendingin yang digunakan adalah air

2. Carbon Steel tidak terkorosi oleh air

Sedangkan bahan yang digunakan untuk shell adalah Carbon Steel SA-283 Grade D, dengan pertimbangan:

1. Cairan yang masuk ke shell tidak terlalu bersifat korosif.
2. Harganya murah.

### 3. Menentukan spesifikasi alat

a. Material and Energy Balance

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

Pendingin yang bekerja pada sistem

$$Q = 858839,7222 \quad \text{kJ/jam}$$

$$= 814034,0539 \quad \text{btu/jam}$$

laju alir aliran panas (m)

$$m = 883,8384 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 1948,5278 \quad \text{lb/jam}$$

kebutuhan cooling water (M)

$$M = 6842,2540 \quad \text{kg/jam}$$

$$= 15084,5700 \quad \text{lb/jam}$$

b. Menghitung  $\Delta t$

Fluida Panas :

$$T_{h \text{ in}} = 174 \quad ^\circ\text{C} = 345 \quad ^\circ\text{F}$$

$$T_{h \text{ out}} = 30 \quad ^\circ\text{C} = 86 \quad ^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin : cooling water

$$T_{c \text{ in}} = 30 \quad ^\circ\text{C} = 86 \quad ^\circ\text{F}$$

$$T_{c \text{ out}} = 45 \quad ^\circ\text{C} = 113 \quad ^\circ\text{F}$$

**Tabel Data Perhitungan  $\Delta t$**

Fluida Panas	Jenis Suhu	Fluida Dingin	Selisih	$\Delta t$
345	Suhu tinggi	113	232	$\Delta t_1$
86	Suhu rendah	86	0	$\Delta t_2$
259	Selisih	27	232	

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$\text{LMTD} = 42,6243 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 9,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,102 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Fig, 18 Kern, diperoleh factor koreksi  $FT = 1$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \Delta t &= \text{LMTD} \cdot Ft \\ &= 42,6243 \times 1 \\ &= 42,6243 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Menghitung suhu caloric ( $T_c$  dan  $t_c$ )

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{345+212}{2} \\ &= 215 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= \frac{113+86}{2} \\ &= 99,50 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

d. Menghitung luas total perpindahan panas

Dari tabel 8 hal 840 Kern diketahui harga  $U_d$  untuk fluida panas adalah water dan fluida dingin (air)

$$U_d = 250 - 500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_d = 450 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta t} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, 1965 hal 107}) \\ &= \frac{814034,0539}{450 \times 42,6243} \\ &= 42,4398 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Maka digunakan *shell and tube heat exchange*

e. Menentukan  $U_d$

Dari table 10 Kern, 1965 dipilih tube dengan spesifikasi

$$\text{OD} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{ID} = 1,400 \text{ in}$$

$$\text{Surface} = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a't = 1,54 \text{ in}^2$$

(flow area / tube atau luas penampang aliran pada tube)

panjang = 1000 ft

Dari table 9 Kern, 1965 dipilih spesifikasi:

Pitch = 1,8750 in, triangular

ID = 39 in

Pass = 2

C' = 38% (baffle cut)

baffle spacing =  $0,5 * D_s$   
= 19,500 in

(berdasarkan coulson vol 6, 1989; hal. 525 optimum baffle spacing ; 0,3 - 0,5  $D_s$ )

#### Menentukan jumlah tube

$$\begin{aligned} \text{Area for one tube (At)} &= L \times OD \times \pi && \text{(coulson vol 6, 1989; hal. 549)} \\ &= 392 \text{ 6/7 ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Nt perhitungan} = A / At = 1 \text{ 1/4}$$

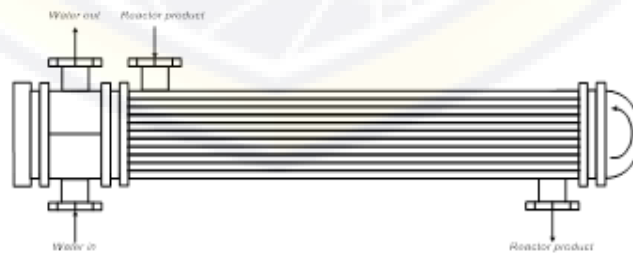
$$\text{Nt} \approx 397 \text{ (tabel 9 kern, 1965; hal. 842) dengan, Passes} = 1$$

Koreksi harga A dan Ud

$$\begin{aligned} A &= \text{Nt} \times \text{Surface} \times L \\ &= 155822,5000 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud} &= Q / (A \cdot \Delta T \text{ lmtD}) \\ &= 0,12256185 < 450 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

#### C.19 Condensor 04 (CO-04)



Fungsi : Untuk mendinginkan produk yang keluar dari reboiler

Kode : CO-04

Tipe : *Horizontal shell and tube condensor*

- Tujuan :
1. Menentukan tipe Kondensor
  2. Memilih bahan konstruksi
  3. Menentukan aliran fluida dalam alat penukar panas
  4. Menentukan spesifikasi alat

### 1. Menentukan tipe kondensor

Tipe kondensor yang dipilih adalah horizontal *Shell and tube condensor*

1. Luas perpindahan panas diperkirakan lebih dari dari 120 ft<sup>2</sup>
2. Mudah dibersihkan
3. Metode perancangan relatif lebih mudah

### 2. Memilih bahan konstruksi

Dalam perancangan, bahan konstruksi yang digunakan untuk tube adalah Carbon Steel SA-334 Grade C, dengan pertimbangan:

1. pendingin yang digunakan adalah air
2. Carbon Steel tidak terkorosi oleh air

Sedangkan bahan yang digunakan untuk shell adalah Carbon Steel SA-283 Grade D, dengan pertimbangan:

1. Cairan yang masuk ke shell tidak terlalu bersifat korosif.
2. Harganya murah.

### 3. Menentukan spesifikasi alat

#### d. Material and Energy Balance

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

Pendingin yang bekerja pada sistem

$$\begin{aligned} Q &= 36292,0058 && \text{kJ/jam} \\ &= 34398,6519 && \text{btu/jam} \end{aligned}$$

laju alir aliran panas (m)

$$\begin{aligned} m &= 152,0098 && \text{kg/jam} \\ &= 335,1239 && \text{lb/jam} \end{aligned}$$

kebutuhan cooling water (M)

$$\begin{aligned} M &= 604,8668 && \text{kg/jam} \\ &= 1333,5014 && \text{lb/jam} \end{aligned}$$

#### e. Menghitung $\Delta t$

Fluida Panas :

$$T_{h \text{ in}} = 174 \text{ } ^\circ\text{C} = 345 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{h \text{ out}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin : cooling water

$$T_{c \text{ in}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{c \text{ out}} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**Tabel Data Perhitungan  $\Delta t$**

Fluida Panas	Jenis Suhu	Fluida Dingin	Selisih	$\Delta t$
345	Suhu tinggi	113	232	$\Delta t_1$
86	Suhu rendah	86	0	$\Delta t_2$
259	Selisih	27	232	

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$\text{LMTD} = 42,6243 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 9,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,102 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari Fig, 18 Kern, diperoleh factor koreksi  $F_T = 1$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \Delta t &= \text{LMTD} \cdot F_T \\ &= 42,6243 \times 1 \\ &= 42,6243 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

f. Menghitung suhu caloric ( $T_c$  dan  $t_c$ )

$$\begin{aligned} T_c &= \frac{345 + 212}{2} \\ &= 215 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= \frac{113 + 86}{2} \\ &= 99,50 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

d. Menghitung luas total perpindahan panas



Dari tabel 8 hal 840 Kern diketahui harga Ud untuk fluida panas adalah water dan fluida dingin (air)

$$U_d = 250 - 500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Asumsi } U_d = 450 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} \quad (\text{Pers. 6.11, Kern, 1965 hal 107})$$

$$= \frac{34398,6519}{450 \times 42,6243}$$

$$= 1,7934 \text{ ft}^2$$

Maka digunakan *shell and tube heat exchange*

e. Menentukan Ud

Dari table 10 Kern, 1965 dipilih tube dengan spesifikasi

$$OD = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$BWG = 18$$

$$ID = 1,400 \text{ in}$$

$$\text{Surface} = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_t = 1,54 \text{ in}^2$$

(flow area / tube atau luas penampang aliran pada tube)

$$\text{panjang} = 1000 \text{ ft}$$

Dari table 9 Kern, 1965 dipilih spesifikasi:

$$\text{Pitch} = 1,8750 \text{ in, triangular}$$

$$ID = 39 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 2$$

$$C' = 38\% \text{ (baffle cut)}$$

$$\text{baffle spacing} = 0,5 * D_s$$

$$= 19,500 \text{ in}$$

(berdasarkan coulson vol 6, 1989; hal. 525 optimum baffle spacing ; 0,3 - 0,5 Ds)

### Menentukan jumlah tube

$$\text{Area for one tube (At)} = L \times OD \times \pi \quad (\text{coulson vol 6, 1989; hal. 549})$$

$$= 392 \frac{6}{7} \text{ ft}^2$$

$$N_t \text{ perhitungan} = A / At = 1 \frac{1}{4}$$

$$N_t \approx 397 \text{ (tabel 9 kern, 1965; hal. 842) dengan, Passes} = 1$$

Koreksi harga A dan Ud

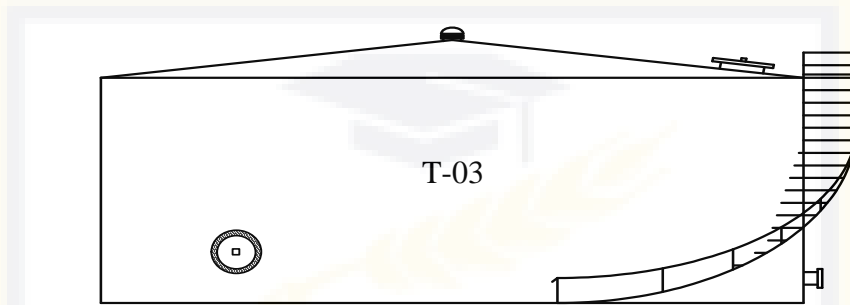
$$A = Nt \times \text{Surface} \times L$$

$$= 155822,5000 \text{ ft}^2$$

$$Ud = Q/(A.\Delta T \text{ lmtd})$$

$$= 0,005179099 < 450 \text{ (memenuhi)}$$

### C.20 Tangki Penyimpanan Gasoline (T-03)



Kode : T-03

Fungsi : Menyimpan produk Gasoline selama 7 hari

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah: 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ; F = 883,8384 kg/jam

Densitas ;  $\rho = 684 \text{ kg/m}^3$   
 $= 42,7020 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan = 7 hari

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki =  $\frac{1,2 \times 883,8384 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}}{684 \text{ kg/m}^3}$   
 $= 260,4997 \text{ m}^3$

Diambil tinggi silinder :  $H_s \frac{4}{3} D_t$

Volume tangki ,  $V_t = \frac{1}{4} \pi D_t^2 H_s$

$260,4997 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} (3,14) D_t^2 \frac{4}{3} D_t$

$260,4997 \text{ m}^3 = 1,0467 D_t^3$

Diameter tangki,  $D_t = 6,2902 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Jari-jari tangki, } R &= \frac{6,2902 \text{ m}}{2} \\ &= 3,1451 \text{ m} \\ &= 123,8231 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki ; } H_s &= \frac{4}{3} \times 6,2902 \text{ m} \\ &= 8,3870 \text{ m} \\ &= 27,5176 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi elipsoidal ; } H_e &= \frac{1}{4} \times 6,2902 \text{ m} \\ &= 1,5726 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki total ; } H_T &= H_s + H_e \\ &= 8,3870 \text{ m} + 1,5726 \text{ m} = 9,9595 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

Dimana  $P_o$  = Tekanan awal 1 atm = 14,7 psi

$$\begin{aligned} P_h &= 14,7 \text{ psi} + \frac{42,7020 \text{ lb/ft}^3 (27,5176 \text{ ft} - 1)}{144} \\ &= 22,5636 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Faktor keamanan ;  $F_k = 20\%$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain ; } P_d &= 1,2 \times 22,5636 \text{ Psi} \\ &= 27,0763 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + nc \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

$P$  : Tekanan desain

$S$  : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

$E$  : Efisiensi sambungan ; 80%

$n$  : Umur alat 10 tahun

$c$  : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{27,0763 \text{ psi} \times 123,8231 \text{ in}}{18,750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 27,0763 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun} \\ &= 0,3238 \text{ in} \end{aligned}$$

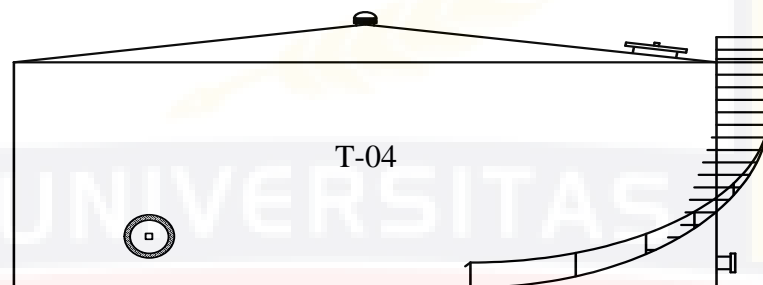
Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

### Spesifikasi Tangki

Diameter tangki ; Dt	= 6,2902 m
Tinggi tangki ; Hr	= 9,9595 m
Tebal silinder ; ts	= ¼ in
Bahan konstruksi	= <i>Stainless steel SA-304</i>
Faktor korosi	= 0,01 in/tahun

### C.21 Tangki Penyimpanan Gas Oil (T-04)



Kode : T-04

Fungsi : Menyimpan produk Gas Oil selama 30 hari

Tipe : Tangki berbentuk silinder bagian bawah datar dan tutup elipsoidal

Jumlah: 1 buah

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-304* (Brownell & Young, 1959)

Kondisi operasi : 30°C, 1 atm

Perhitungan :

Laju alir bahan masuk ; F = 152,0098 kg/jam

Densitas ;  $\rho$   
= 730 kg/m<sup>3</sup>  
= 45,5737 lb/ft<sup>3</sup>

Kebutuhan = 30 hari

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki  
=  $\frac{1,2 \times 152,0098 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari}}{730 \text{ kg/m}^3}$   
= 179,9130 m<sup>3</sup>

Diambil tinggi silinder :  $H_s \frac{4}{3} Dt$

Volume tangki , Vt =  $\frac{1}{4} \pi Dt^2 H_s$

179,9130 m<sup>3</sup> =  $\frac{1}{4} (3,14) Dt^2 \frac{4}{3} Dt$

$$179,9130 \text{ m}^3 = 1,0467 \text{ Dt}^3$$

$$\text{Diameter tangki, } D_t = 5,5601 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Jari-jari tangki, } R &= \frac{5,5601 \text{ m}}{2} \\ &= 2,7801 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 109,4511 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki ; } H_s &= \frac{4}{3} \times 5,5601 \text{ m} \\ &= 7,4135 \text{ m} \\ &= 24,3237 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi elipsoidal ; } H_e &= \frac{1}{4} \times 5,5601 \text{ m} \\ &= 1,3900 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki total ; } H_T &= H_s + H_e \\ &= 7,4135 \text{ m} + 1,3900 \text{ m} = 8,8035 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik bahan, } P_h = P_o + \frac{\rho (H_s - 1)}{144}$$

$$\text{Dimana } P_o = \text{Tekanan awal } 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P_h &= 14,7 \text{ psi} + \frac{45,5737 \text{ lb/ft}^3 (24,3237 \text{ ft} - 1)}{144} \\ &= 22,0816 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan ; } F_k = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain ; } P_d &= 1,2 \times 22,0816 \text{ Psi} \\ &= 26,4979 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal silinder ; } t_s = \frac{P \times R}{SE - 0,6 P} + n_c \quad (\text{Petter dan Timmerhaus, 2004})$$

Dimana :

P : Tekanan desain

S : Tegangan yang diizinkan 18.750 psi

E : Efisiensi sambungan ; 80%

n : Umur alat 10 tahun

c : Laju kecepatan korosi 0,01 in/tahun (chavse dan eber, 1954)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{26,4979 \text{ psi} \times 109,4511 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 26,4979 \text{ psi}} + 10 \text{ tahun} \times 0,01 \text{ in/tahun} \\ &= 0,2936 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan silinder dengan ketebalan  $\frac{1}{4}$  in

Tebal tutup dianggap sama karena terbuat dari bahan yang sama

Spesifikasi Tangki

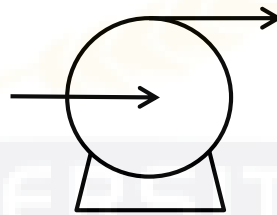
Diameter tangki ;  $D_t$  = 5,5601 m

Tinggi tangki ;  $H_T$  = 8,8035 m

Tebal silinder ;  $t_s$  = ¼ in

Bahan konstruksi = *Stainless steel SA-304*

Faktor korosi = 0,01 in/tahun



**C.22 Pompa 01 (P-01)**

Fungsi : Memompakan komponen keluar kondensor 01 menuju ke separator 01

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa,  $F$  = 1275,7620 kg/jam

$$= 1275,7620 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 0,7823 \text{ lb/detik}$$

Densitas,  $\rho$  = 597,1664 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

$$= 597,1664 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 37,2802 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas ,  $\mu$  = 0,2946 cp .....(Perry, 1999)

$$= 0,2946 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 0,000198 \text{ lb/ft.det}$$

$$\text{Laju alir volume, } Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{0,7823 \text{ lb/detik}}{37,2802 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,0210 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum, IDopt} &= 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991}) \\ &= 3,9(0,0210)^{0,45} (37,2802)^{0,13} \\ &= 1,0970 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4,50 \text{ in} = 3,75 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3,826 \text{ in} = 0,097 \text{ m} = 0,319 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0,0884 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan laju alir, V} &= \left[ \frac{Q}{A} \right] \\ &= \left[ \frac{0,0210 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0884 \text{ ft}^2} \right] \\ &= 0,2374 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, Nre} &= \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right] \\ &= \left[ \frac{37,2802 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 0,319 \text{ ft} \times 0,2374 \text{ ft/det}}{0,000198 \text{ lb/ft.det}} \right] \\ &= 14242,2438 \end{aligned}$$

NRe > 4100 = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh diperoleh f = 0,004

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D :30  
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27  
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 55  
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID} \\ &= 0,0008 \text{ ft lb / lbf} \end{aligned}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

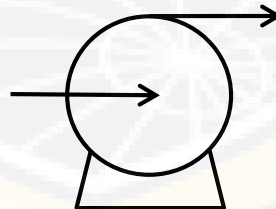
$$\begin{aligned} W_s &= 30 \times \frac{32,17 \text{ lbf/ft}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,0008 \text{ ft lb / lbf} \\ &= 30,008 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_{hp} &= \frac{W_s \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{30,008 \times 0,0210 \times 37,2802}{550} \\ &= 0,0427 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{0,0427}{0,5} = 0,0853 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{0,0853}{0,8} = 0,1067 \text{ Hp}$$

Dipilih daya 1/8 Hp



### C.23 Pompa 02 (P-02)

Fungsi : Memompakan komponen yang keluar dari separator 01 menuju ke heater 01

Jenis : Pompa Sentrifugal



Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 1035,8482 kg/jam

$$= 1035,8482 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 0,6352 \text{ lb/detik}$$

Densitas,  $\rho$  = 1621,5982 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

$$= 1621,5982 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 101,2339 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas,  $\mu$  = 0,2014 cp .....(Perry, 1999)

$$= 0,2014 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 0,000135 \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{0,6352 \text{ lb/detik}}{101,2339 \text{ lb/ft}^3}$

$$= 0,0063 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, IDopt = 3,9(Q)<sup>0,45</sup> ( $\rho$ )<sup>0,13</sup> .....(Timmerhaus,1991)

$$= 3,9(0,0063)^{0,45} (101,2339)^{0,13}$$

$$= 0,7255 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\text{OD} = 4,50 \text{ in} = 3,75 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,826 \text{ in} = 0,097 \text{ m} = 0,319 \text{ ft}$$

$$A = 0,0884 \text{ ft}^2$$

Kecepatan laju alir, V =  $\left[ \frac{Q}{A} \right]$

$$= \left[ \frac{0,0063 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0884 \text{ ft}^2} \right]$$

$$= 0,0710 \text{ ft/det}$$

Bilangan Reynold, Nre =  $\left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$

$$= \left[ \frac{101,2339 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,319 \text{ ft} \times 0,0710 \text{ ft/det}}{0,000135 \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 16916,3774$$

NRe > 4100 = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13
  - $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D :30
  - $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance  $K = 0,5$ ; L/D = 27
  - $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 55
  - $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$
- Total Panjang  $\Sigma L = 74,708 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,0001 \text{ ft lb} / \text{lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,0001 \text{ ft lb} / \text{lbf}$$

$$= 30,0001 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

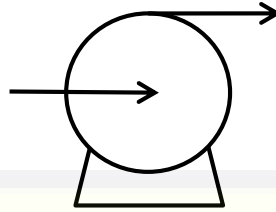
$$= \frac{30,0001 \times 0,0063 \times 101,2339}{550}$$

$$= 0,0346 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{0,0346}{0,5} = 0,0693 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{0,0693}{0,8} = 0,0866 \text{ Hp}$$

Dipilih daya 1/8 Hp



**C.24 Pompa 03 (P-03)**

Fungsi : Memompakan produk gasolin yang keluar dari kondenser 03 menuju ke tangki penampungan gasolin

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 883,8384 kg/jam

$$= 883,8384 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 0,5420 \text{ lb/detik}$$

Densitas,  $\rho$  = 1621,5982 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

$$= 1621,5982 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 101,2339 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas,  $\mu$  = 0,2014 cp .....(Perry, 1999)

$$= 0,2014 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 0,000135 \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{0,5420 \text{ lb/detik}}{101,2339 \text{ lb/ft}^3}$

$$= 0,0054 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum, IDopt = 3,9(Q)<sup>0,45</sup> ( $\rho$ )<sup>0,13</sup> .....(Timmerhaus,1991)

$$= 3,9(0,0054)^{0,45} (101,2339)^{0,13}$$

$$= 0,6755 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\text{OD} = 4,50 \text{ in} = 3,75 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 3,826 \text{ in} = 0,097 \text{ m} = 0,319 \text{ ft}$$

$$A = 0,0884 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan laju alir, } V &= \left[ \frac{Q}{A} \right] \\ &= \left[ \frac{0,0054 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0884 \text{ ft}^2} \right] \\ &= 0,0606 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } N_{re} &= \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right] \\ &= \left[ \frac{101,2339 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,319 \text{ ft} \times 0,0606 \text{ ft/det}}{0,000135 \text{ lb/ft.det}} \right] \\ &= 14433,9137 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 4100 =$  aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open  $L/D : 13$   
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow  $90^\circ L/D : 30$   
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance  $K = 0,5; L/D = 27$   
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit  $L/D = 55$   
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$
- Total Panjang  $\Sigma L = 74,708 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times g_c \times D} \\ &= 0,0001 \text{ ft lb / lbf} \end{aligned}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2}}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,0001 \text{ ft lb / lbf}$$

$$= 30,0001 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{Ws \times Q \times \rho}{550}$$

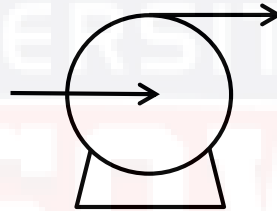
$$= \frac{30,0001 \times 0,0063 \times 101,2339}{550}$$

$$= 0,0296 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{0,0296}{0,5} = 0,0591 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{0,0591}{0,8} = 0,0739 \text{ Hp}$$

Dipilih daya 1/8 Hp



### C.25 Pompa 04 (P-04)

Fungsi : Memompakan produk gas oil yang keluar dari kondenser 04 menuju ke tangki penampungan gas oil

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 152,0098 kg/jam

$$= 152,0098 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 0,0932 \text{ lb/detik}$$

Densitas,  $\rho$  = 1621,5982 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

$$= 1621,5982 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 101,2339 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas,  $\mu$  = 0,2014 cp .....(Perry, 1999)

$$= 0,2014 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 0,000135 \text{ lb/ft.det}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume, } Q &= \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{0,0932 \text{ lb/detik}}{101,2339 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0,0009 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum, IDopt} &= 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \dots\dots\dots(\text{Timmerhaus,1991}) \\ &= 3,9(0,0009)^{0,45} (101,2339)^{0,13} \\ &= 0,3059 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 4,50 \text{ in} = 3,75 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 3,826 \text{ in} = 0,097 \text{ m} = 0,319 \text{ ft} \\ \text{A} &= 0,0884 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan laju alir, } V &= \left[ \frac{Q}{A} \right] \\ &= \left[ \frac{0,0009 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0884 \text{ ft}^2} \right] \\ &= 0,0104 \text{ ft/det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bilangan Reynold, } N_{re} &= \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right] \\ &= \left[ \frac{101,2339 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,319 \text{ ft} \times 0,0104 \text{ ft/det}}{0,000135 \text{ lb/ft.det}} \right] \\ &= 2482,4637 \end{aligned}$$

$N_{re} < 4100$  = aliran laminar

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa

- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D :30  
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance  $K = 0,5$ ; L/D = 27  
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 55  
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$

$$\text{Total Panjang } \Sigma L = 74,708 \text{ ft}$$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times gc \times ID}$$

$$= 0,00000158 \text{ ft lb / lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{gc} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,00000158 \text{ ft lb / lbf}$$

$$= 30,00000158 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

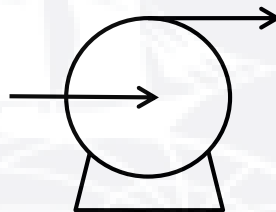
$$= \frac{30,00000158 \times 0,0009 \times 101,2339}{550}$$

$$= 0,0051 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa } 50\% = \frac{0,0051}{0,5} = 0,0102 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor } 80\% = \frac{0,0102}{0,8} = 0,0127 \text{ Hp}$$

Dipilih daya 1/8 Hp



### C.26 Pompa 05 (P-05)

Fungsi : Memompakan produk LPG yang keluar dari separator 02 menuju ke tangki penampungan LPG

Jenis : Pompa Sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Commercial steel

Laju alir massa, F = 239,9138 kg/jam

$$= 239,9138 \text{ kg/jam} \times \left[ \frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \right]$$

$$= 0,1471 \text{ lb/detik}$$

Densitas,  $\rho$  = 493,0000 kg/m<sup>3</sup> .....(Perry, 1999)

$$= 493,0000 \text{ kg/m}^3 \times \left[ \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,314 \text{ ft}^3} \right]$$

$$= 30,7772 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas,  $\mu$  = 0,1200 cp .....(Perry, 1999)

$$= 0,1200 \text{ cp} \times \left[ \frac{0,0006724191 \text{ lb ft.det}}{1 \text{ cp}} \right]$$

$$= 0,000081 \text{ lb/ft.det}$$

Laju alir volume,  $Q = \left[ \frac{F}{\rho} \right] = \frac{0,1471 \text{ lb/detik}}{30,7772 \text{ lb/ft}^3}$

$$= 0,0048 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Menghitung diameter dalam pipa :

ID Optimum,  $ID_{opt} = 3,9(Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$  .....(Timmerhaus,1991)

$$= 3,9(0,0048)^{0,45} (30,7772)^{0,13}$$

$$= 0,5499 \text{ in}$$

Dipilih pipa 4 in schedule 80, dengan data sebagai berikut :

OD = 4,50 in = 3,75 ft

ID = 3,826 in = 0,097 m = 0,319 ft

A = 0,0884 ft<sup>2</sup>

Kecepatan laju alir,  $V = \left[ \frac{Q}{A} \right]$

$$= \left[ \frac{0,0048 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,0884 \text{ ft}^2} \right]$$

$$= 0,0541 \text{ ft/det}$$

Bilangan Reynold,  $N_{re} = \left[ \frac{\rho DV}{\mu} \right]$

$$= \left[ \frac{30,7772 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,319 \text{ ft} \times 0,0541 \text{ ft/det}}{0,000081 \text{ lb/ft.det}} \right]$$

$$= 6575,7413$$

$N_{re} > 4100$  = aliran turbulen

Dari Geankoplis, 1997, untuk bahan pipa commercial steel dan diameter pipa 4 in Sc.80, diperoleh diperoleh  $f = 0,004$

Sistem perpipaa



- Panjang pipa lurus saluran isap = 20 ft
- 1 buah gate valve fully open L/D : 13  
 $L = 1 \times 13 \times 0,319 \text{ ft} = 4,147 \text{ ft}$
- 3 buah elbow 90° L/D : 30  
 $L = 3 \times 30 \times 0,319 \text{ ft} = 28,71 \text{ ft}$
- 1 buah entrance K = 0,5; L/D = 27  
 $L = 0,5 \times 27 \times 0,319 \text{ ft} = 4,306 \text{ ft}$
- 1 buah exit L/D = 55  
 $L = 1 \times 55 \times 0,319 \text{ ft} = 17,545 \text{ ft}$
- Total Panjang  $\Sigma L = 74,708 \text{ ft}$

Kerugian akibat gesekan

$$\Sigma F = \frac{F \times \Sigma L \times V^2}{2 \times g_c \times ID}$$

$$= 0,00004259 \text{ ft lb / lbf}$$

Menentukan tenaga daya pompa

$$W_s = \Delta Z \frac{g}{g_c} \times \Sigma F \quad (\text{Pers. Bernouli})$$

Direncanakan ketinggian maksimal = 30 ft

$$W_s = 30 \times \frac{32,17 \text{ lbm/s}^2}{32,17 \frac{\text{lbf}}{\text{ft s}^2}} + 0,00004259 \text{ ft lb / lbf}$$

$$= 30,00004259 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$W_{hp} = \frac{W_s \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{30,00004259 \times 0,0048 \times 30,7772}{550}$$

$$= 0,0080 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi pompa 50\%} = \frac{0,0080}{0,5} = 0,0160 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor 80\%} = \frac{0,0160}{0,8} = 0,0201 \text{ Hp}$$

Dipilih daya 1/8 Hp

**LAMPIRAN D**  
**PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI**

**A. PERHITUNGAN BIAYA PRODUKSI (*PRODUCTION COST*)**

- 1) Modal Investasi ( *Capital Investment* ), meliputi :
  - 1.1. Modal Tetap ( *Fixed Capital* )
  - 1.2. Modal Kerja ( *Working Capital* )
- 2) Biaya Manufaktur ( *Manufacturing Cost* )
  - 2.1. Biaya Langsung ( *Direct Manufacturing Cost* )
  - 2.2. Biaya Tak langsung ( *Indirect Manufacturing Cost* )
  - 2.3. Biaya Tetap ( *Fixed Manufacturing Cost* )
- 3) Pengeluaran Umum ( *General Expense* )
  - 3.1. Administrasi
  - 3.2. Penjualan ( *Sales* )
  - 3.3. Riset dan Paten ( *Research and Patent* )
  - 3.4. Keuangan ( *Finance* )

**B. ANALISA KELAYAKAN**

- a) Keuntungan / *Profit On Sales* (POS)
- b) *Return On Investment* (ROI)
- c) *Pay Out Time* (POT)
- d) *Break Event Point* (BEP)
- e) *Shut Down Point* (SDP)
- f) *Discounted Cash Flow* (i)

Dalam rencana pra prancangan pabrik pembuatan bahan bakar digunakan asumsi sebagai berikut:

Pabrik beroperasi selama selama 330 hari dalam setahun perhitungan didasarkan pada harga peralatan tiba di pabrik atau *purchased-equipment delivered* (peters dan Timmerhaus,2004)

Kapasitas Produksi	: 7.000 ton/tahun
Satu Tahun Operasi	: 330 hari
Tahun operasi	: 2027
Kurs dollar 1\$	: Rp 15.615 <a href="http://www.klikbca.com">www.klikbca.com</a> (17 Desember 2022)

## 1. Perkiraan Harga Alat

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan Rasio Index harga, Perkiraan harga ini sangat sering digunakan

$$Ex = Ey \cdot \left[ \frac{Nx}{Ny} \right] \text{ (Aries Newton 1955)}$$

Dengan :

Ex = harga alat pada tahun x

Ey = harga alat pada tahun y

Nx = index harga pada tahun x

Ny = index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$Eb = Ea \cdot \left[ \frac{Cb}{Ca} \right]^{0,6} \text{ (Aries Newton 1955)}$$

Dengan :

Ea = harga alat a

Eb = harga alat b

Ca = kapasitas alat a

Cb = kapasitas alat b

Asumsi- asumsi yang dipakai dalam perhitungan evaluasi ekonomi terdiri dari:

Tabel D.1 Penaksiran indeks harga dengan least square

No	Tahun (xi)	Indeks (yi)	xi.yi	xi^2	yi^2
1	2005	468.2	938741	4020025	219211.24
2	2006	499.6	1002197.6	4024036	249600.16
3	2007	525.4	1054477.8	4028049	276045.16
4	2008	555.6	1115644.8	4032064	308691.36
5	2009	585.8	1176872.2	4036081	343161.64
6	2010	616.1	1238361	4040100	379579.21
7	2011	646.3	1299709.3	4044121	417703.69
8	2012	676.5	1361118	4048144	457652.25
9	2013	706.7	1422587.1	4052169	499424.89
10	2014	736.9	1484116.6	4056196	543021.61
<b>Total</b>	<b>20095</b>	<b>6017.1</b>	<b>12093825.4</b>	<b>40380985</b>	<b>3694091.21</b>

Dengan metode Least Square (Perry, 3-84), dapat dilakukan penaksiran index harga rata – rata pada akhir tahun, penyelesaian dengan least Square menghasilkan persamaan :

$$y = a + b ( x - \bar{x} ) \text{ (pers, 17,19, Peters \& Timmerhaus, 4th ed)}$$

Keterangan

a = y, harga rata –rata y

$$b = \frac{\Sigma(x - \bar{x})(y - \bar{y})}{\Sigma(x - \bar{x})^2} \quad \text{slope garis least square}$$

$$\Sigma = 10$$

$$\Sigma x = 20095$$

$$n = \frac{\Sigma x}{\Sigma} = 20095 / 10 = 2009.5$$

$$\Sigma x^2 = 82.5$$

**Persamaan 17.21, Timmerhaus :**

$$\begin{aligned} \Sigma (x - \bar{x})^2 &= \Sigma x^2 - \Sigma (x)^2/n \\ &= 40380985 - (20095)^2 / 10 \\ &= 82.5 \end{aligned}$$

$$\Sigma y = 6017.1$$

$$n = \frac{\Sigma y}{\Sigma} = 6017.1 / 10 = 601.71$$

$$\begin{aligned}\Sigma y^2 &= 73541.969 \\ \Sigma (y - \bar{y})^2 &= \Sigma y^2 - \Sigma (y)^2/n \\ &= 3694091.21 - (6017.1)^2 / 10 \\ &= 73541.969 \\ xy &= 12093825.4\end{aligned}$$

**Persamaan 17.20 Timmerhaus :**

$$\begin{aligned}\Sigma (x - \bar{x}) (y - \bar{y}) &= \Sigma xy - \Sigma y \left( \frac{\Sigma x}{n} \right) \\ &= 12093825.4 - (601.71 \times 20095 / 10) \\ &= 2462.95\end{aligned}$$

Nilai

$$a = \bar{y} = 601.71$$

$$b = \frac{\Sigma (x - \bar{x}) (y - \bar{y})}{\Sigma (x - \bar{x})^2}$$

$$= 2462.95 / 82.5$$

$$= 29.85393939$$

Jadi indeks ditahun 20256

$$\begin{aligned}y &= a + b (x - \bar{x}) \\ &= 601.71 + 29.85393939 (2027 - 2009.5) \\ &= 1124,153939\end{aligned}$$

Jika pabrik akan didirikan pada tahun 2027 maka akan diperoleh indeks harga (X) untuk pabrik ini maka dari daftar table di atas didapat 1124,153939

1. Harga dalam Rupiah dibulatkan dalam ratusan ribu terdekat,
2. Harga dalam Dollar dibulatkan dalam satuan terdekat,
3. Upah Buruh :
  - a. Buruh Asing = \$ 20 / man hour
  - b. Buruh Lokal = Rp.15,000 / man hour
  - c. Perbandingan Man hour asing = 1,5 man hour lokal

Tabel D.2 Harga Alat - Alat Proses (Purchased Equipment Cost (PEC))

No	Nama Alat	Harga		Jumlah	Total	Total Rupiah
		2014	2027			
1	Bak Bahan Baku	\$5.300	\$8.085	1	\$8.085	Rp126.251.076
2	Belt Conveyor 1	\$3.200	\$4.882	1	\$4.882	Rp76.227.065
3	Crusher	\$2.100	\$3.204	1	\$3.204	Rp50.024.011
4	Screw Conveyor	\$3.100	\$4.729	1	\$4.729	Rp73.844.969
5	Bucket Elevator	\$3.950	\$6.026	1	\$6.026	Rp94.092.783
6	Tangki N <sub>2</sub>	\$5.900	\$9.001	1	\$9.001	Rp140.543.651
7	Reaktor	\$71.200	\$108.617	1	\$108.617	Rp1.696.052.192
8	Cyclone 01	\$8.400	\$12.814	1	\$12.814	Rp200.096.045
9	Cyclone 02	\$8.400	\$12.814	1	\$12.814	Rp200.096.045
10	Condensor 01	\$7.900	\$12.052	1	\$12.052	Rp188.185.566
11	Separator 01	\$12.200	\$18.611	1	\$18.611	Rp290.615.685
12	Condensor 02	\$7.900	\$12.052	1	\$12.052	Rp188.185.566
13	Separator 02	\$12.200	\$18.611	1	\$18.611	Rp290.615.685
14	Heater-01	\$7.700	\$11.746	1	\$11.746	Rp183.421.375
15	Tangki Penyimpanan LPG	\$8.200	\$12.509	1	\$12.509	Rp195.331.854
16	Menara Distilasi	\$85.400	\$130.279	1	\$130.279	Rp2.034.309.792
17	Reboiler	\$7.900	\$12.052	1	\$12.052	Rp188.185.566
18	Condensor 03	\$7.900	\$12.052	1	\$12.052	Rp188.185.566
19	Condensor 04	\$7.900	\$12.052	1	\$12.052	Rp188.185.566
20	Tangki Gasoline	\$6.500	\$9.916	1	\$9.916	Rp154.836.225
21	Tangki Gas Oil	\$5.000	\$7.628	1	\$7.628	Rp119.104.789
22	Pompa 01	\$1.400	\$2.136	1	\$2.136	Rp33.349.341
23	Pompa 02	\$1.400	\$2.136	1	\$2.136	Rp33.349.341
24	Pompa 03	\$1.400	\$2.136	1	\$2.136	Rp33.349.341
25	Pompa 04	\$1.400	\$2.136	1	\$2.136	Rp33.349.341
26	Pompa 05	\$1.400	\$2.136	1	\$2.136	Rp33.349.341
<b>Total</b>						<b>Rp7.033.137.775</b>

Total harga peralatan proses pada tahun 2027 = Rp 7.033.137.775

Diperkirakan biaya impor, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai dilokasi 25 % dari harga alat. Jadi harga alat :

$$= 1.25 \times \text{Rp } 7.033.137.775 = \text{Rp } 8.791.422.218$$

Tabel D.3 Harga Peralatan Utilitas

No.	Nama alat	Tahun		Jumlah	Total
		2014	2027		
1	Screening	\$ 12.000	\$ 18.306	1	\$ 18.306,21
2	Pompa	\$ 2.100	\$ 1.678	10	\$ 16.780,69
3	Bak Sedimentasi	\$ 489	\$ 746	1	\$ 745,98
4	Tangki Pelarut Alum	\$ 1.500	\$ 18.306	1	\$ 18.306,21
5	Tangkit Pelarut Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	\$ 400	\$ 1.678	1	\$ 1.678,07
6	Clarifier	\$ 3.900	\$ 5.950	1	\$ 5.949,52
7	Tangki Filtrasi	\$ 2.200	\$ 3.356	1	\$ 3.356,14
8	Tangki Kaporit	\$ 2.300	\$ 3.509	1	\$ 3.508,69
9	Tangki Pelarut H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	\$ 2.200	\$ 3.356	1	\$ 3.356,14
10	Cation Exchanger	\$ 2.990	\$ 4.561	1	\$ 4.561,30
11	Tangki Pelarut NaOH	\$ 100	\$ 153	1	\$ 152,55
12	Anion Exchanger	\$ 2.500	\$ 3.814	1	\$ 3.813,79
13	Deaerator	\$ 9.500	\$ 14.492	1	\$ 14.492,42
14	Ketel Uap	\$ 9.300	\$ 14.187	1	\$ 14.187,31
15	Tangki Bahan Bakar	\$ 7.700	\$ 11.746	1	\$ 11.746,49
16	Cooling Tower	\$ 9.100	\$ 13.882	1	\$ 13.882,21
<b>Total</b>					<b>\$ 134.823,72</b>

Maka dalam rupiah \$ 134.823,72 = Rp 2.105.272.425

Tabel D.3 Harga Peralatan yang Dibuat di Lokasi Pabrik

No	Nama Alat	Harga/Unit(Rp)	Jumlah	Harga Total (Rp)
1	Bak Netralisasi	75.100.000	1	75.100.000
2	Bak Pengendap Awal	85.000.000	1	85.000.000
3	Bak Air Penampungan	90.300.000	1	90.300.000
<b>Total</b>				<b>250.400.000</b>

Total harga peralatan utilitas pada tahun 2027 = Rp 2.105.272.425  
 = Rp. 250.400.000+  
 = Rp 2.355.672.424,71

Diperkirakan biaya impor, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai di lokasi pabrik 25 % dari harga alat. Jadi harga alat :

= 1,25 x Rp 2.355.672.424,71  
 = Rp 2.944.590.530,88

Total harga (peralatan proses + peralatan utilitas) :  
 = Rp 8.791.422.218 + Rp 2.944.590.530,88  
 = Rp 11.736.012.749,32

## Biaya Peralatan

Harga peralatan cenderung meningkat tiap tahun, sehingga untuk menentukan harga sekarang dapat diperkirakan dari harga tahun – tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga. Perhitungan harga peralatan ini bisa dilihat lebih lengkap pada appendiks D.

### 1. Perkiraan Modal Investasi (Capital Investment)

Modal investasi dihitung berdasarkan harga peralatan dan disesuaikan dengan tabel 6-9 Peters halaman 251

#### a. Modal tetap (fixed capital investment)

Biaya langsung (direct cost)	% (E)	Cost
Harga peralatan (a)	100 %	Rp11.736.012.749,32
Pemasangan alat	47 % (a)	Rp5.515.925.992,18
Instrumentasi dan kontrol	36 % (a)	Rp4.224.964.589,76
Perpipaan	68 % (a)	Rp7.980.488.669,54
Instalasi listrik	11 % (a)	Rp1.290.961.402,43
Gudang dan perawatan	18 % (a)	Rp2.112.482.294,88
Fasilitas pelayanan	70 % (a)	Rp8.215.208.924,53
Halaman	10 % (a)	Rp1.173.601.274,93
Tanah	6 % (a)	Rp704.160.764,96
Total (1)		Rp 42.953.806.662,53
Biaya tak langsung (indirect cost)		
Rekayasa dan supervisi	33% (a)	Rp3.872.884.207,28
Biaya kontruksi	41% (a)	Rp4.811.765.227,22
Total (2)		Rp8.684.649.434,50
Biaya Kontraktor	21 % (1 + 2)	Rp10.844.075.780,38
Biaya tak terduga	42 % (1 + 2)	Rp21.688.151.560,75
Total (3)		Rp32.532.227.341,13
Total modal tetap (FCI)		= (1) + (2) + (3) = Rp84.170.683.438,15

#### b. Modal kerja (working capital investment)

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 15 \% \text{ TCI} \\ &= \text{Rp}14.853.650.018,50 \end{aligned}$$



c. Modal total (total capital investment)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + 0.15 \text{ TCI}$$

$$\text{TCI} - 0.15 \text{ TCI} = \text{FCI}$$

$$0.85 \text{ TCI} = \text{FCI}$$

$$\text{TCI} = \text{FCI}/0.85$$

$$= \text{Rp}84.170.683.438,15 / 0.85$$

$$= \text{Rp}99.024.333.456,65$$

Modal Investasi terbagi atas :

1. Modal sendiri (Equity) = 40% TCI

2. Modal pinjaman bank (Loan) = 60% TCI

2. Total Production Cost, TPC

Manufacturing Cost

a) Biaya produksi langsung (*direct production cost*)

Bahan baku	Rp96.617.068.006,68
Gaji karyawan	Rp8.766.000.000,00
Utilitas (10% TPC)	Rp. 0,1 TPC
Pengawasan (15 % gaji karyawan)	Rp1.314.900.000,00
Pemeliharaan & perbaikan (2%FCI)	Rp1.683.413.668,76
Operasi suplay (0.5% FCI)	Rp420.853.417,19
Laboratorium (10 % gaji karyawan)	Rp876.600.000,00
Patent dan royalti (3% TPC)	Rp 0.03 TPC
<b>Total</b>	<b>Rp109.678.835.092,63 +0,13TPC</b>

b) Biaya tetap (fixed charges)

Depresiasi 10 % FCI	Rp8.417.068.343,82
Pajak 2 % FCI	Rp1.683.413.668,76
Asuransi 1 % FCI	Rp841.706.834,38
<b>Total</b>	<b>Rp10.942.188.846,96</b>

c) Biaya pengeluaran tambahan pabrik

(Plant overhead cost) 3 % TPC = Rp. 0,03 TPC

**Jadi total manufacturing cost (TMC) :**

$$= (a) + (b) + (c)$$

$$= \text{Rp}109.678.835.092,63 + 0,13\text{TPC} + \text{Rp}10.942.188.846,96 + \text{Rp}0,03 \text{ TPC}$$

$$= \text{Rp}120.621.023.939,59 + 0,16 \text{ TPC}$$

### **General Expenses**

Biaya Administrasi (2% TPC)                      Rp. 0,02 TPC

Biaya Distribusi Penjualan (2% TPC) Rp. 0,02 TPC

Riset dan Pengembangan (2% TPC)    Rp. 0,02 TPC

Pembiayaan (2% TCI)                              Rp1.980.486.669,13

**Total (GE)**    Rp1.980.486.669,13 + Rp.0,06 TPC

### **Maka Total Biaya Produksi (Total Product Cost)**

TMC = Rp120.621.023.939,59 + 0.16 TPC

GE = Rp1.980.486.669,13 + 0,06 TPC +

---

TPC = Rp122.601.510.608,73 + 0,22 TPC

1 TPC – 0,22 TPC = Rp122.601.510.608,73

0,78 PC = Rp122.601.510.608,73

TPC = Rp157.181.423.857,34

TCM = Rp145.770.051.756,77

GE = Rp11.411.372.100,57

### **Perhitungan Analisa Ekonomi**

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode discounted cash flow yaitu :

1. Modal

a. Modal sendiri = 40%

b. Modal pinjaman = 60%

2. Bunga bank = 10% per tahun

3. Laju inflasi = 15% per tahun

4. Masa konstruksi 2 tahun

a. Tahun pertama menggunakan 60% modal sendiri dan 40% modal pinjaman

b. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan pinjaman

5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :

a. Pada awal masa konstruksi {awal tahun ke(-2)} dilakukan pembayaran

sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.

b. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi {tahun ke (-1)} dibayarkan sisamodal pinjaman

6. Pengembalian pinjaman dilakukan dalam waktu 10 tahun, sebesar 10% per tahun.

7. Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10% per tahun.

8. Kapasitas produksi :

a. Tahun ke I = 60%

b. Tahun ke II = 80%

c. Tahun ke III = 100%

9. Pajak pendapatan :

Kurang dari Rp 25.000.000

Rp 25.000.000 – Rp 50.000.000

Lebih dari Rp 50.000.000

Pajak pendapatan ( pasal 17 UU PPh no.17, 2000)

Investasi pada akhir tahun masa konstruksi (0)

Pada akhir masa konstruksi dikeluarkan biaya 40 % dari total investasi (TCI).

= 40 % x TCI

= 40 % x Rp99.024.333.456,65

= Rp39.609.733.382,66

Bunga pada akhir masa konstruksi (tahun 0) :

= 10% (Rp39.609.733.382,66 + Rp19.804.866.691,33 + Rp1.980.486.669,13)

= Rp6.139.508.674,31

Total investasi pada akhir masa konstruksi (0) :

= Modal pinjaman + Bunga pinjaman

= Rp1.980.486.669,13 + Rp39.609.733.382,66

= Rp41.590.220.051,79

Jadi total investasi yang dikeluarkan sebesar :

= Investasi tahun pertama (-1) + Investasi akhir konstruksi (0)

= Rp41.590.220.051,79 + Rp61.395.086.743,12

= Rp102.985.306.794,92

### Perhitungan Biaya Produksi dan Biaya Operasi

Biaya ini merupakan jumlah dari biaya langsung, biaya tak langsung dan biaya tetap yang berhubungan dengan proses produksi.

#### Biaya bahan baku

Tabel D.4 Biaya Bahan Baku

Bahan baku	Harga/kg (Rp)	Kebutuhan (Kg)	Biaya (Rp)
HDPE	5.000	2.438,8494	96.578.436.632
N <sub>2</sub>	20.000	0,24388	38.631.375
<b>Total</b>			<b>96.617.068.007</b>

Tabel D.5 Biaya Utilitas

Bahan baku	Harga/kg (Rp)	Kebutuhan	Biaya (Rp)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10.856 kg	0,0180	1.545.443
NaOH	8.500 kg	0,2286	15.390.888
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	12.000 kg	1,0858	103.190.635
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	25.000 kg	2,0107	398.112.018
Bahan Bakar	7.000 lt	21,0579	1.167.450.299
Listrik	996,74 kwh	192,3906	1.518.766.181
<b>Total</b>			<b>3.187.519.133</b>

#### Gaji Karyawan (BAB IX Bentuk Organisasi dan Manajemen Perusahaan)

Gaji karyawan perbulan = Rp 730.500.000,00

Gaji karyawan pertahun = Rp 8.766.000.000,00

#### Harga Penjualan Produk

Produk = 7.000 ton/tahun = 7.000.000 kg/tahun

$$\begin{aligned} \text{Harga dasar} &= \frac{TPC}{\text{Produksi Total}} \\ &= \frac{\text{Rp}157.181.423.857,34}{7.000.000 \text{ kg}} \end{aligned}$$

= Rp 22.454,49

Harga Jual = Rp 27.000,00

Harga penjualan produksi pertahun (S) :

= Rp 27.000,00 x 7.000.000 kg

= Rp 189.000.000.000,00

### Perhitungan Break Even Point (BEP)

Perhitungan BEP dengan persamaan :

$$BEP = \frac{FC + 0,3SVC}{S - 0,7SVC - VC} \times 100\%$$

Dimana :

S : total harga penjualan (sales)

FC : biaya tetap (fixed charges)

SVC : biaya semi variabel (semi variabel cost)

VC : biaya variabel (variabel cost)

#### Biaya Tetap (FC)

Depresiasi (10%FCI)	Rp8.417.068.343,82
Pajak (2%FCI)	Rp1.683.413.668,76
Asuransi (1%FCI)	Rp841.706.834,38
<b>Total</b>	<b>Rp10.942.188.846,96</b>

#### Biaya Variabel (VC)

Bahan baku dan pembantu	Rp96.617.068.006,68
Utilitas (10% TPC)	Rp15.718.142.385,73
Paten dan royalti (0.02 TPC)	Rp3.143.628.477,15
<b>Total</b>	<b>Rp115.478.838.869,56</b>

**Total harga penjualan (S)** = Rp189.000.000.000,00

#### Biaya Semi Variabel (SVC)

Pembiayaan	Rp0,03
Gaji karyawan	Rp8.766.000.000,00
Laboratorium	Rp876.600.000,00
Pemeliharaan dan perbaikan	Rp1.683.413.668,76
Operasi suplay	Rp420.853.417,19
Plant over head cost (5% TPC)	Rp7.859.071.192,87
Administrasi (3%TPC)	Rp4.715.442.715,72
Riset dan pengembangan (3% TPC)	Rp4.715.442.715,72

Distribusi dan penjualan (3% TPC)	Rp4.715.442.715,72
<b>Total</b>	<b>Rp33.752.266.425,98</b>

maka :

**BEP = 42,22 %**

### **Perhitungan Shut Down Point (SDP)**

Perhitungan SDP dengan persamaan :

$$SDP = \frac{0,3 SVC}{S - 0,7 SVC - VC} \times 100\%$$

Dimana :

- S = total harga penjualan (sales)
- FC = biaya tetap (fixed charges)
- SVC = biaya semi variabel (semi variabel cost)
- VC = biaya variabel (variabel cost)

Maka:

**SDP = 20,29 %**

### **Perhitungan Cash Flow**

#### **Laba Kotor:**

- = Harga Penjualan – TPC
- = Rp189.000.000.000,00 - Rp157.181.423.857,34
- = Rp 31.818.576.142,66

#### **Pajak penghasilan :**

- = 20 % x laba kotor
- = 20 % x Rp 31.818.576.142,66
- = Rp 6.363.715.228,53

#### **Laba bersih :**

- = Laba kotor – Pajak
- = Rp 31.818.576.142,66 - Rp 6.363.715.228,53
- = Rp25.454.860.914,13

Pengembalian pinjaman direncanakan 10 tahun, dengan bunga pinjaman 10% pertahun.

#### **Cash flow :**

= Laba bersih + depresiasi  
= Rp25.454.860.914,13

**Net cash flow :**

= Cash flow – Pengembalian pinjaman  
= Rp25.454.860.914,13 - Pengembalian pinjaman  
= Rp25.454.860.914,13  
(Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel Cash Flow)

**Discount cash flow :**

$$= \frac{\text{net cash flow}}{(1 + 0,15)^n}$$

(Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel *Cash Flow*)

**Return on Investment (ROI)**

ROI sebelum pajak

$$= \frac{\text{Laba Kotor}}{TCI} \times 100\%$$
$$= \frac{\text{Rp31.818.576.142,66}}{\text{Rp99.024.333.456,65}} \times 100\%$$
$$= 32,13 \%$$

ROI sesudah pajak

$$= \frac{\text{Laba Bersih}}{TCI} \times 100\%$$
$$= 25,70 \%$$

**Pay Out Time (POT)**

POT sebelum pajak

$$= \frac{FCI}{\text{Laba Kotor+Depresiasi}}$$
$$= 3,11 \text{ Tahun}$$

POT sesudah pajak

$$= \frac{FCI}{\text{Laba Kotor+Depresiasi}}$$
$$= 3,89 \text{ Tahun}$$

### Interest Rate of Return (IRR)

Untuk perhitungan IRR pada setiap tahun, untuk berbagai harga inflasi dihitung dengan persamaan :

$$Present\ value = \sum \left( \frac{\text{cash flow}}{(1+i)^n} \right)$$

dimana :

i = inflasi

n = tahun

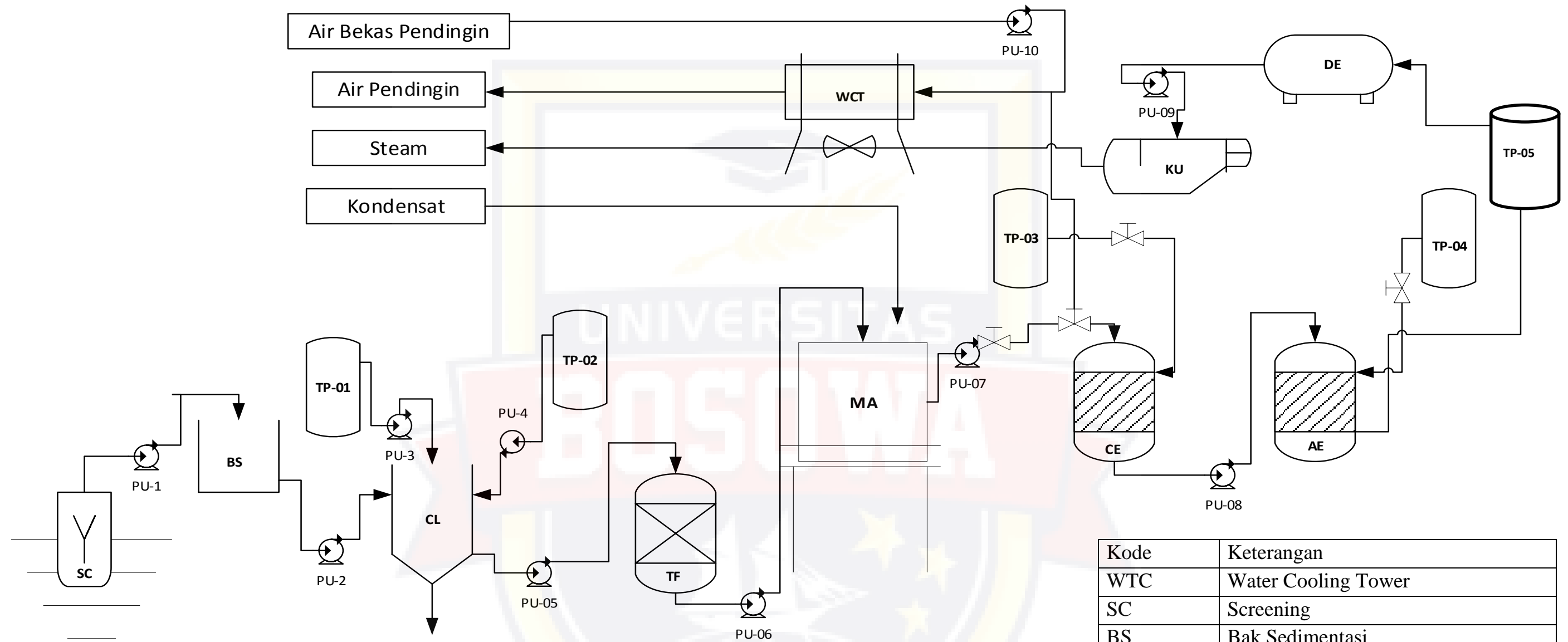
Nilai (i) didapat dengan cara trial dan error, yaitu apabila present value sudah sama dengan total investasi maka (i) yang dicoba dianggap sudah benar. Dari hasil trial dan error pada tabel cash flow didapat nilai (i) = 41%

$$\begin{aligned} \text{IRR} &= 0,41 \times 100 \% \\ &= 41 \% \end{aligned}$$



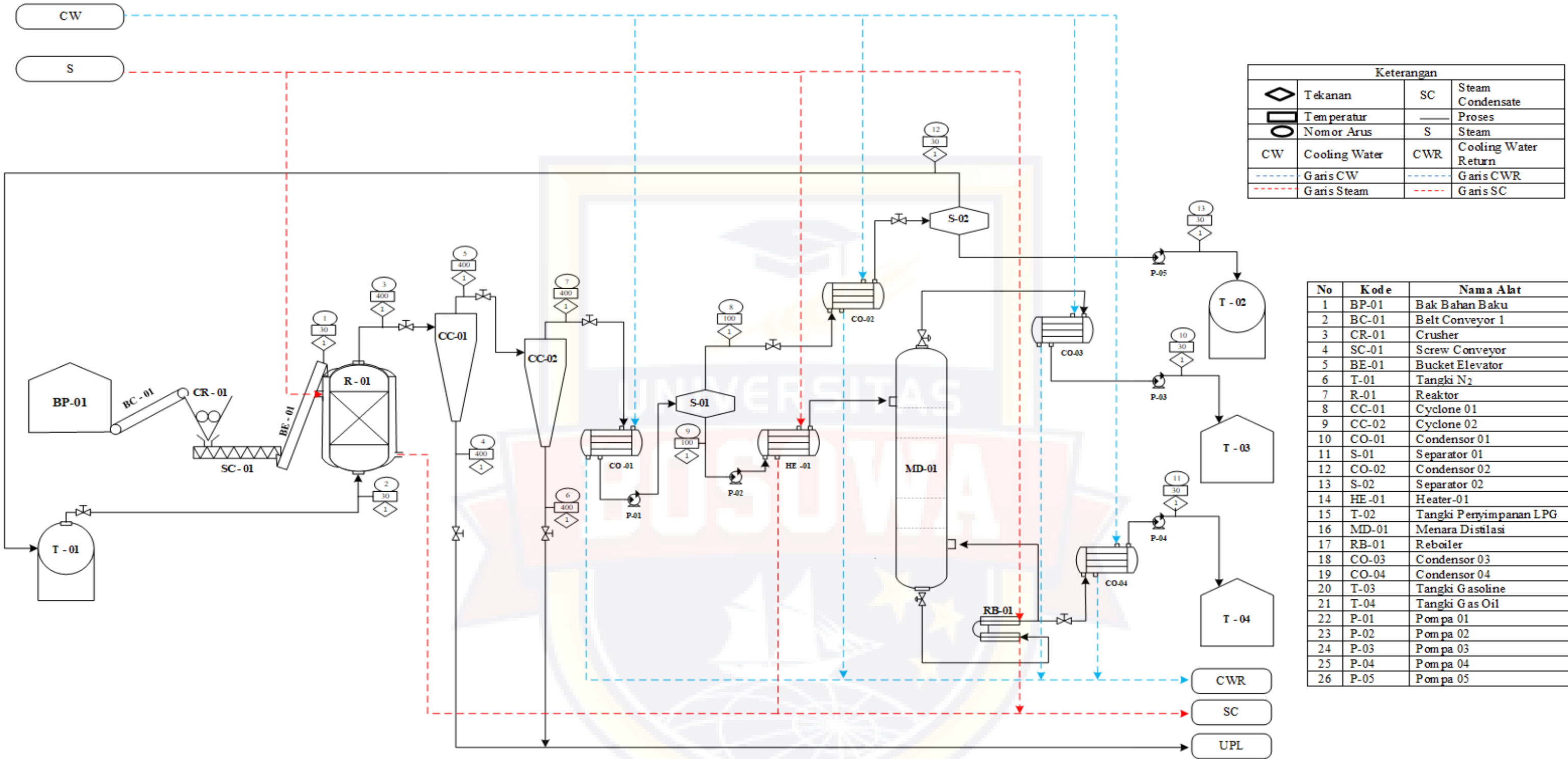


# FLWSHEET UTILITAS PRA RANCANGAN PABRIK BAHAN BAKAR DARI SAMPAH PLASTIK HDPE KAPASITAS 7.000 TON/TAHUN



Kode	Keterangan
WTC	Water Cooling Tower
SC	Screening
BS	Bak Sedimentasi
CL	Clarifier
TF	Tangki Filtrasi
MA	Menara Air
CE	Cation Exchanger
AE	Anion Exchanger
DE	Daerator
KU	Ketel Uap
TP-01	Tangki Alum
TP-02	Tangki Natrium Bikarbonat
TP-03	Tangki Asam Sulfat
TP-04	Tangki NaOH
TP-05	Tangki Kaporit
PU	Pompa

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK BAHAN BAKAR DARI SAMPAH PLASTIK HDPE  
KAPASITAS 7.000 TON/TAHUN**



Keterangan			
	Tekanan	SC	Steam Condensate
	Temperatur	—	Proses
	Nomor Arus	S	Steam
CW	Cooling Water	CWR	Cooling Water Return
	Garis CW		Garis CWR
	Garis Steam		Garis SC

No	Kode	Nama Alat
1	BP-01	Bak Bahan Baku
2	BC-01	Belt Conveyor 1
3	CR-01	Crusher
4	SC-01	Screw Conveyor
5	BE-01	Bucket Elevator
6	T-01	Tangki N <sub>2</sub>
7	R-01	Reaktor
8	CC-01	Cyclone 01
9	CC-02	Cyclone 02
10	CO-01	Condensor 01
11	S-01	Separator 01
12	CO-02	Condensor 02
13	S-02	Separator 02
14	HE-01	Heater-01
15	T-02	Tangki Penyimpanan LPG
16	MD-01	Menara Distilasi
17	RB-01	Reboiler
18	CO-03	Condensor 03
19	CO-04	Condensor 04
20	T-03	Tangki Gasoline
21	T-04	Tangki Gas Oil
22	P-01	Pom pa 01
23	P-02	Pom pa 02
24	P-03	Pom pa 03
25	P-04	Pom pa 04
26	P-05	Pom pa 05

Komponen	Arus (kg/jam)												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
HDPE	2.438,8494												
N <sub>2</sub>		0,2439	0,2439		0,2439		0,2439	0,2439				0,2439	
Char			1.163,3313	1.105,1647	58,1666	58,1666							
LPG			239,6699		239,6699		239,6699	239,6699					239,6699
Gasoline			924,4955		924,4955		924,4955		924,4955	878,2707	46,2248		
Gas oil			111,3527		111,3527		111,3527		111,3527	5,5676	105,7851		
<b>Total</b>	<b>2.438,8494</b>	<b>0,2439</b>	<b>2.439,0933</b>	<b>1.105,1647</b>	<b>1.333,9286</b>	<b>58,1666</b>	<b>1.275,7620</b>	<b>239,6699</b>	<b>1.035,8482</b>	<b>883,8384</b>	<b>152,0098</b>	<b>0,2439</b>	<b>239,6699</b>

Di gambar	Rahmat Haryadi P (4518044036)	
Pembimbing	1. Dr. Ir. A. Zulfikar Syaiful, ST., M.T	1.
	2. Al. Gazali, ST., M.T	2.
	PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS BOSOWA MAKASSAR 2022	