

**PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI  
GLISEROL DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**



**SKRIPSI**

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan

S1 Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan

Jurusan Teknik Kimia

Politeknik Negeri Ujung Pandang

**OLEH :**

ROSMINI

431 20 061

ANDI RASTI RIANTI S

431 20 071

**PROGRAM STUDI S1 TERAPAN TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG**

**MAKASSAR**

**2022**

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Propilen Glikol Dari Gliserol Dengan Kapasitas 5.000 Ton/Tahun” oleh Rosmini NIM 431 20 061 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 24 Oktober 2024

Menyetujui,

Dosen Pembimbing I



Dr. Joice Manga, S.T., M.T.  
NIP. 19731215 200312 2 001

Dosen Pembimbing II



Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T.  
NIP. 19760419 200501 2 002

Mengetahui

Koordinator Program Studi



Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng.

NIP. 19730409 200312 2 002

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Propilen Glikol Dari Gliserol Dengan Kapasitas 5.000 Ton/Tahun” oleh Andi Rasti Rianti S NIM 431 20 071 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 24 Oktober 2024

Menyetujui,

Dosen Pembimbing I



Dr. Joice Manga, S.T., M.T.

NIP. 19731215 200312 2 001

Dosen Pembimbing II



Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T.

NIP. 19760419 200501 2 002

Mengetahui

Koordinator Program Studi



Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng.

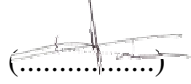

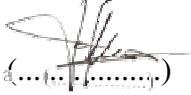



NIP. 19730409 200312 2 002

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, 24 Oktober 2024, tim penguji ujian skripsi telah menerima skripsi oleh mahasiswa Rosmini NIM 431 20 061 dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Propilen Glikol Dari Gliserol Dengan Kapasitas 5000 Ton/Tahun**”.

Makassar, 24 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi :

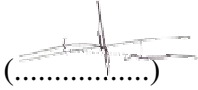

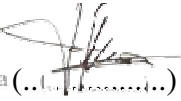


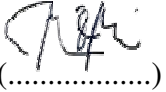
- |    |                                    |            |  |
|----|------------------------------------|------------|--|
| 1. | Octovianus SR. Pasanda, S.T., M.T. | Ketua      | <br>(.....)   |
| 2. | Drs. Abdul Azis, M.T.              | Sekretaris | <br>(.....)  |
| 3. | Lasire, S.T., M.Si.                | Anggota    | <br>(.....) |
| 4. | Rahmiah Sjafruddin, S.T., M.Eng.   | Anggota    | <br>(.....) |
| 5. | Dr. Joice Manga, S.T., M.T.        | Anggota    | <br>(.....) |
| 6. | Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T.   | Anggota    | <br>(.....) |

## HALAMAN PENERIMAAN

Pada hari ini, 24 Oktober 2024, tim penguji ujian skripsi telah menerima skripsi oleh mahasiswa Andi Rasti Rianti S NIM 431 20 071 dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik Propilen Glikol Dari Gliserol Dengan Kapasitas 5000 Ton/Tahun**”.

Makassar, 25 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi :

- |                                       |            |  |
|---------------------------------------|------------|--|
| 1. Octovianus SR. Pasanda, S.T., M.T. | Ketua      | <br>(.....)   |
| 2. Drs. Abdul Azis, M.T.              | Sekretaris | <br>(.....)  |
| 3. Lasire, S.T., M.Si.                | Anggota    | <br>(.....) |
| 4. Rahmiah Sjafruddin, S.T., M.Eng.   | Anggota    | <br>(.....) |
| 5. Dr. Joice Manga, S.T., M.T.        | Anggota    | <br>(.....) |
| 6. Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T.   | Anggota    | <br>(.....) |

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT. Karena berkat rahmat dan karunia-Nya, penulis skripsi pra rancangan pabrik ini yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Propilen Glikol dari Gliserol dengan Kapasitas 5.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik.

Selama penyusunan skripsi ini tentunya tidak sedikit hambatan dan kesulitan yang dihadapi. Berkat bimbingan, bantuan, dukungan dan kerjasama dari berbagai pihak maka segala rintangan tersebut dapat penulis atasi. Untuk itu pada kesempatan kali ini penulis menyampaikan penghargaan dan ucapan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

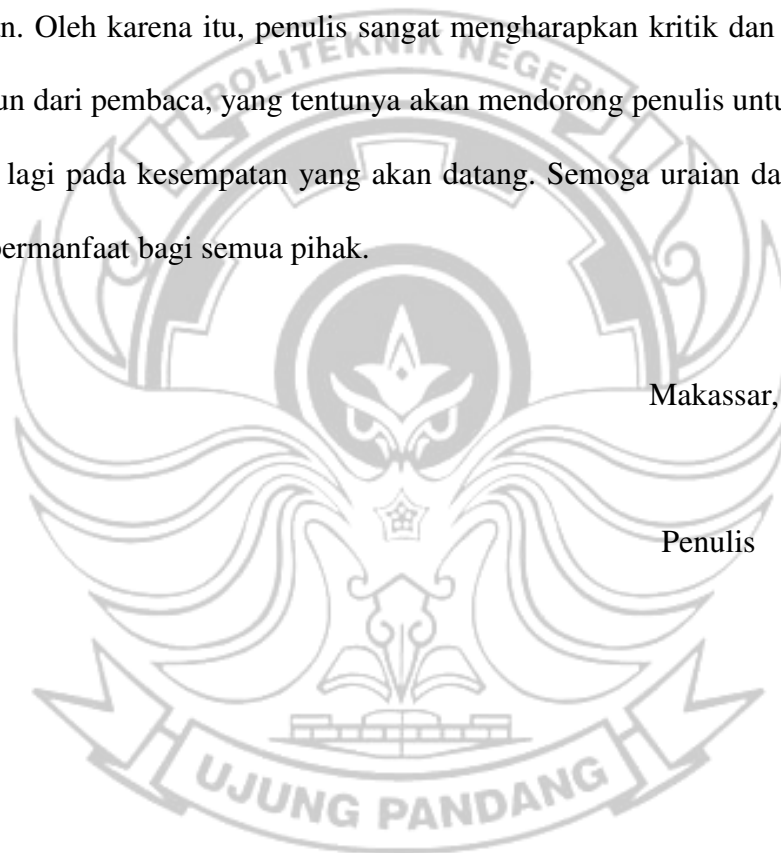
1. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T., selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
2. Bapak Drs. Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
3. Ibu Ir. Yuliani HR., S.T., M.Eng selaku Ketua Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Politeknik Negeri Ujung Pandang.
4. Ibu Dr. Joice Manga, S.T., M.T. selaku dosen pembimbing I Pra Rancangan Pabrik, Politeknik Negeri Ujung Pandang.
5. Ibu Dr. Ridhawati Thahir, S.T., M.T., selaku dosen pembimbing II Pra Rancangan Pabrik, Politeknik Negeri Ujung Pandang.
6. Seluruh dosen dan staf beserta sivitas akademika yang telah memberikan bantuan selama masa studi di Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

7. Orang tua dan seluruh keluarga kerabat yang selalu memberi dukungan baik moril dan materil, serta doa yang tulus untuk keberhasilan penulis.
8. Seluruh teman-teman mahasiswa Politeknik Negeri Ujung Pandang yang telah memberikan semangat dan membantu dalam melancarkan pengerjaan skripsi pra rancangan pabrik.

Penulis menyadari bahwa skripsi pra rancangan pabrik ini masih banyak kekurangan. Oleh karena itu, penulis sangat mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari pembaca, yang tentunya akan mendorong penulis untuk berkarya lebih baik lagi pada kesempatan yang akan datang. Semoga uraian dalam skripsi ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Makassar, 2024

Penulis



## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
HALAMAN PENGESAHAN .....	ii
HALAMAN PENERIMAAN .....	iv
KATA PENGANTAR .....	vi
DAFTAR ISI .....	viii
DAFTAR TABEL .....	xi
DAFTAR GAMBAR .....	xiii
DAFTAR SIMBOL .....	xiv
RINGKASAN .....	xvii
SUMMARY .....	xviii
SURAT PERNYATAAN .....	vi
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Kapasitas Pra Rancangan .....	2
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik .....	7
1.4 Tinjauan Pustaka .....	11
BAB II DESKRIPSI PROSES .....	20
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....	20
2.2 Konsep Proses .....	24
2.3 Langkah Proses .....	26
2.4 Diagram Alir Kualitatif Propilen Glikol .....	29
2.5 Diagram alir kuantitatif propilen glikol .....	30
BAB III NERACA MASSA .....	32
3.1 Reaktor Dehidrasi (R-101) .....	32
3.2 Menara Destilasi (MD-101) .....	33
3.3 Reaktor Hidrogenasi (R-102) .....	33
3.4 Menara Destilasi (MD-102) .....	34
BAB IV NERACA PANAS .....	35
4.1 Neraca Panas Heater (H-01) .....	35



4.2	Neraca Panas Heater (H-02)	35
4.3	Neraca Panas Reaktor Dehidrasi (R-01)	36
4.4	Neraca Panas Menara Destilasi (MD-101)	36
4.5	Neraca Panas Reaktor Hidrogenasi (R-02)	37
4.6	Neraca Panas Menara Destilasi (MD-102)	37
4.7	Neraca Panas Cooler (CO-01)	38
<b>BAB V SPESIFIKASI ALAT</b>		<b>39</b>
5.1	Tangki penyimpanan gliserol (T-101)	39
5.2	Heater Gliserol (H-101)	39
5.3	Tangki Penyimpanan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (T-102)	40
5.4	Heater H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (T-102)	41
5.5	Reaktor Dehidrasi (R-101)	42
5.6	Menara Destilasi (MD-101)	43
5.7	Kondensor Destilasi (CD-101)	44
5.8	Reboiler (RB-101)	45
5.9	Tangki Penyimpanan Sisa Gliserol (TP-103)	45
5.10	Reaktor Hidrogenasi (R-102)	46
5.11	Menara Destilasi (MD-102)	48
5.12	Condensor (CD-102)	49
5.13	Reboiler (RB-102)	50
5.14	Cooler (C-101)	50
5.15	Tangki penyimpanan asetol (TP-104)	51
5.16	Cooler (C-01)	52
5.17	Tangki penyimpanan Asetol (T-04)	52
5.18	Tangki penyimpanan propylene glycol (T-05)	53
5.19	Pompa	54
<b>BAB VI UTILITAS</b>		<b>56</b>
6.1	Unit pengadaan air	56
6.2	Pengolahan Limbah	59
<b>BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA</b>		<b>69</b>
7.1	Instrumentasi	69

7.2 Keselamatan Kerja .....	72
<b>BAB VIII MANAJEMEN PERUSAHAAN .....</b>	<b>79</b>
8.1 Umum .....	79
8.2 Bentuk Perusahaan .....	79
8.3 Struktur Organisasi .....	80
8.4 Tugas dan Wewenang .....	82
8.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	92
8.6 Status Karyawan dan Sistem Upah .....	94
<b>BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN .....</b>	<b>97</b>
9.1 Lokasi Pabrik .....	97
9.2 Tata Letak Pabrik .....	100
<b>BAB X ANALISA EKONOMI .....</b>	<b>108</b>
10.1 Kajian Ekonomi .....	109
10.2 Analisa Kelayakan Ekonomi .....	113
<b>BAB XI KESIMPULAN .....</b>	<b>117</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>118</b>
LAMPIRAN A .....	LA-1
LAMPIRAN B .....	LB-1
LAMPIRAN C .....	LC-1
LAMPIRAN D .....	LD-1
LAMPIRAN E .....	LE-1

## DAFTAR TABEL

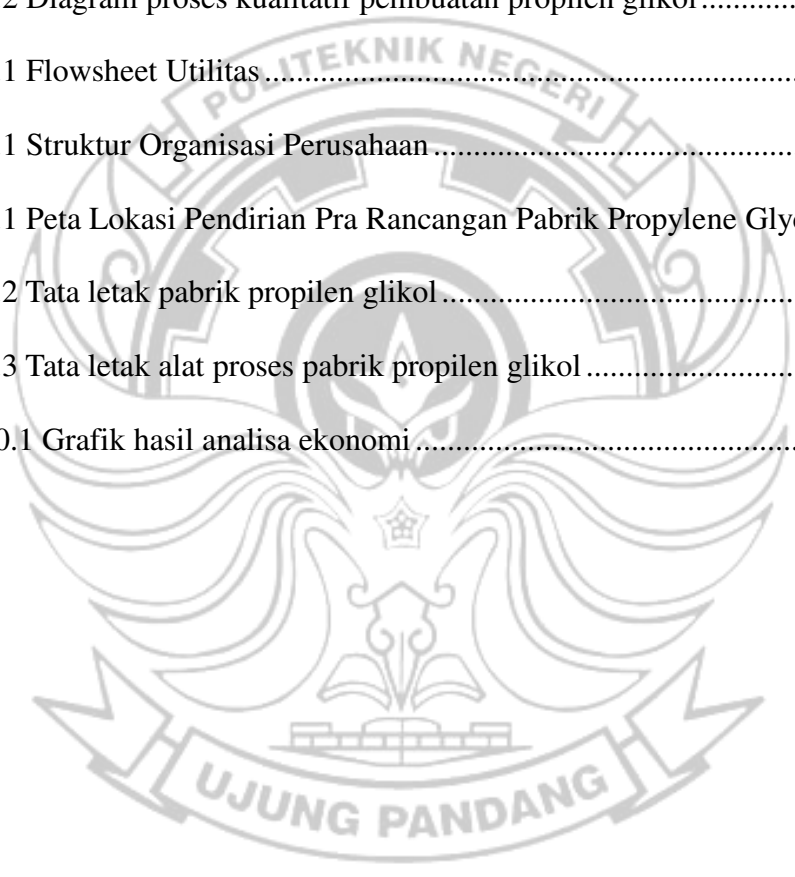
Tabel 1.1 Produksi Gliserol di Indonesia .....	3
Tabel 1.2 Data impor dan konsumsi propilen glikol di Indonesia .....	3
Tabel 1.3 Perhitungan kebutuhan dan produksi setiap tahun propylene glycol .....	4
Tabel 1.4 Perhitungan pertumbuhan rata-rata untuk setiap data .....	5
Tabel 1.5 Sifat Kimia dan Fisika Glycerol .....	13
Tabel 1.6 Perbandingan Proses Pembuatan Propylene Glycol .....	18
Tabel 1.7 Kelebihan dan kekurangan dari masing-masing proses .....	19
Tabel 2.1 Data Entalpi Pembentukan ( $\Delta H^{\circ}f$ ) dan Energi Bebas Gibbs ( $\Delta G^{\circ}f$ ) .....	25
Tabel 3.1 Neraca Massa Reaktor Dehidrasi .....	32
Tabel 3.2 Neraca Massa Total Menara Destilasi (MD-101) .....	33
Tabel 3.3 Neraca Massa Total Reaktor Hidrogenasi .....	34
Tabel 3.4 Neraca Massa Destilasi (MD-102) .....	34
Tabel 4.1 Neraca Panas Total pada Heater (H-101) .....	35
Tabel 4.2 Neraca Panas Total pada Heater (H-102) .....	35
Tabel 4.3 Total Panas pada Reaktor Dehidrasi (R-01) .....	36
Tabel 4.4 Neraca Panas Total pada Menara Destilasi (MD-101) .....	36
Tabel 4.4 Neraca Panas Total pada Reaktor Hidrogenasi .....	37
Tabel 4.5 Neraca Panas Total pada Menara Destilasi (MD-102) .....	37
Tabel 4.6 Neraca Panas Total pada Cooler (CO-01) .....	38
Tabel 6.1 Analog perhitungan pompa utilitas .....	66
Tabel 7.1 Alat pengaman yang digunakan .....	78
Tabel 8.1 Perincian Jumlah Karyawan Proses .....	86

Tabel 8.2 Perincian Jumlah Karyawan Utilitas .....	87
Tabel 8.3 Jadwal Kerja Karyawan Shift .....	93
Tabel 8.4 Jumlah Karyawan Sesuai Tingkat Pendidikan .....	95
Tabel 8.5 Perincian Golongan dan Gaji Karyawan .....	95
Tabel 9.1 Keterangan gambar tata letak pabrik propilen glikol .....	104
Tabel 10.1 Komponen Biaya Langsung (Direct Cost, DC) .....	109
Tabel 10.2 Komponen Biaya Tidak Langsung Indirect Cost, IC) .....	110
Tabel 10.3 Komponen Biaya Produksi Langsung .....	111
Tabel 10.4 Komponen Biaya Fixed Charges (FC) .....	112
Tabel 10.5 Komponen Biaya General Expense .....	113
Tabel 10.6 Komponen Biaya Fixed Charges (FC) .....	114
Tabel 10.7 Komponen Biaya Variabel Cost (VC) .....	114
Tabel 10.8 Komponen Biaya Semi Variable Cost (SVC) .....	115



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Propilen Glikol di Indonesia .....	4
Gambar 1.2 Lokasi Pendirian Pabrik Propilen Glikol .....	8
Gambar 1.3 Struktur <i>Glycerol</i> .....	12
Gambar 2.1 Diagram proses kualitatif pembuatan propilen glikol .....	29
Gambar 2.2 Diagram proses kualitatif pembuatan propilen glikol .....	30
Gambar 6.1 Flowsheet Utilitas .....	68
Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan .....	82
Gambar 9.1 Peta Lokasi Pendirian Pra Rancangan Pabrik Propylene Glycol ....	100
Gambar 9.2 Tata letak pabrik propilen glikol .....	103
Gambar 9.3 Tata letak alat proses pabrik propilen glikol .....	106
Gambar 10.1 Grafik hasil analisa ekonomi .....	116



## DAFTAR SIMBOL

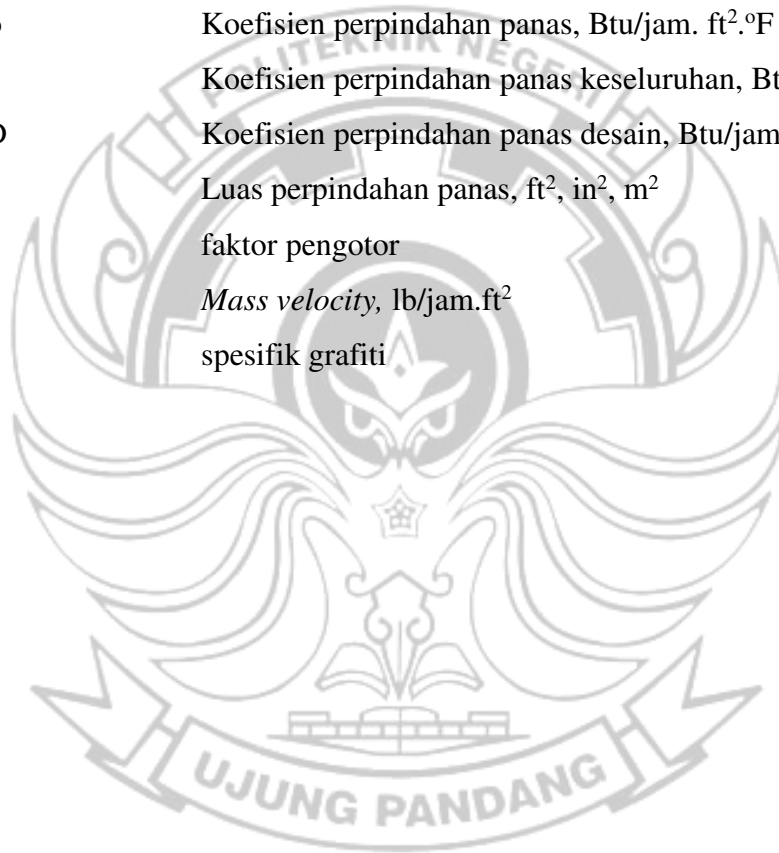
### KETERANGAN



m	Laju alir massa, kg/jam
$\rho$	Densitas campuran padatan, gr/cm <sup>3</sup> , kg/m <sup>3</sup>
VG	Volume Gudang
t	Waktu penyimpanan
P	Panjang
L	Lebar
T	Tinggi
C	Kapasitas Screw, ft <sup>3</sup> /menit
L	Panjang Screw, ft
W	Densitas bahan, lb/ft <sup>3</sup>
BHP	<i>Brake Horse Power</i> , Hp
$\eta$	Efisiensi Motor
D	Diameter, m, in
H	Tinggi
Vt	Volume Tangki
Vs	Volume silinder
Vh	Volume tutup, ft <sup>3</sup>
Vc	Volume Konis
h	Tinggi Konis
ts	Tebal dinding tangki
P	Tekanan Desain, atm
r	Jari-jari Tangki, cm
f	tegangan yang diijinkan bahan konstruksi, atm
E	Efisiensi pengelasan
c	faktor korosi, in, cm
rc	<i>crown radius</i> , cm
th	Tebal dinding <i>head</i> , in
F	Faktor bahan

sf	standar <i>straight flange</i>
icr	<i>inside crown radius</i>
$\mu$	Viskositas, cp
Q	Laju alir volumetrik bahan, ft <sup>3</sup> /jam, ft <sup>3</sup> /detik
D	diameter dalam, ft
A	luas penampang, ft <sup>2</sup>
Nre	<i>Reynold Number</i>
$\Sigma$	Jumlah
Le	Panjang <i>elbow</i> , ft
F	Faktor fiksi
$\epsilon$	<i>relatif roughness</i>
W	Penentuan kerja pompa, Hp
N	penentuan daya motor, Hp
BM	Berat molekul, kg/mol
$\rho_G$	Densitas gas masuk, lb/ft <sup>3</sup>
$\rho_L$	Densitas campuran larutan, lb/ft <sup>3</sup>
L'	rate liquid keluar, lb/jam
G'	rate gas masuk, lbjam
GG	kecepatan massa gas, lb/ft <sup>2</sup> .detik
Fp	faktor isian, ft-1
$\rho_L$	densitas zat cair, lb/ft <sup>3</sup>
$\mu_L$	Viskositas zat cair, cP
Gc	faktor konversi satuan, ft.lb/lbf.det <sup>2</sup>
Dv	difusivitas, cm <sup>2</sup> /detik
$\mu_B$	viskositas penyerap, cP, gr/cm.detik
VA	volume molar zat terlarut, cm <sup>3</sup> /gmol
W	laju alir massa fluida panas, kg/jam, lb/jam
Q	beban panas heater, kcal/jam
w	laju alir massa fluida dingin, kg/jam, lb/jam
OD	Diameter luar, in, ft
ID	Diameter dalam, in, ft

$a_a$	luas aliran, $\text{ft}^2$
$D_e$	Diameter ekuivalen, ft
$G_a$	Kecepatan massa, $\text{lb/jam.ft}^2$
$Re_a$	bilangan reynold
$h_o$	Koefisien <i>heat transfer outside</i> , $\text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$
$a_p$	Luas aliran, $\text{ft}^2$
$G_p$	Kecepatan Massa, $\text{lb/jam.ft}^2$
$h_i$	Koefisien perpindahan panas bagian dalam, $\text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$
$h_{io}$	Koefisien perpindahan panas, $\text{Btu/jam. ft}^2.\text{°F}$
$U_c$	Koefisien perpindahan panas keseluruhan, $\text{Btu/jam. ft}^2.\text{°F}$
$UD$	Koefisien perpindahan panas desain, $\text{Btu/jam. ft}^2.\text{°F}$
$A$	Luas perpindahan panas, $\text{ft}^2$ , $\text{in}^2$ , $\text{m}^2$
$R_d$	faktor pengotor
$G_s$	<i>Mass velocity</i> , $\text{lb/jam.ft}^2$
$s$	spesifik grafiti



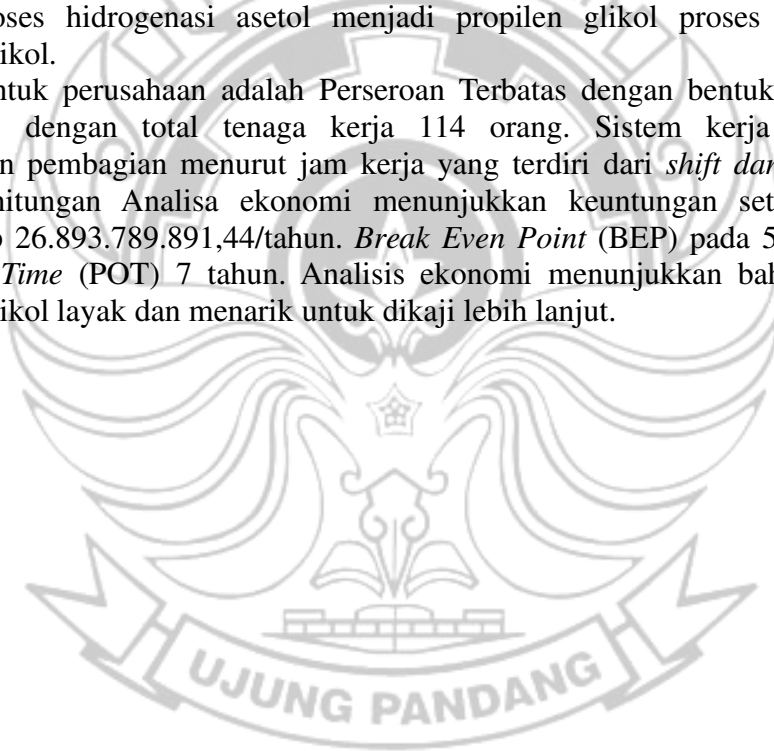


## RINGKASAN

Perancangan pabrik propilen glikol dari gliserol dengan kapasitas 5.000 ton/tahun. Propilen Glikol adalah sebuah senyawa organik yang penggunaannya sangat banyak dalam industri farmasi, makanan dan kosmetik, seperti: zat adiktif yang berfungsi sebagai penstabil viskositas dan warna dalam industry cat, formula obat dalam industri farmasi, bahan pelembut atau pelembab dalam industri kosmetik.

Pabrik propilen glikol direncanakan akan didirikan pada tahun 2028 di kawasan Melawan II, Medan Kota Belawan, Kota Medan, Sumatra Utara, dengan kapasitas 5.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari. Proses pembuatan propilen glikol dilakukan menggunakan proses hidrogenolisis gliserol, dimana proses ini terdiri dari tiga tahapan utama yaitu: Proses dehidrasi gliserol menjadi asetol, proses hidrogenasi asetol menjadi propilen glikol proses pemurnian propilen glikol.

Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas dengan bentuk organisasi type garis dengan total tenaga kerja 114 orang. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian menurut jam kerja yang terdiri dari *shift dan non shift*. Hasil perhitungan Analisa ekonomi menunjukkan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 26.893.789.891,44/tahun. *Break Even Point* (BEP) pada 59,52% dan *Pasy Out Time* (POT) 7 tahun. Analisis ekonomi menunjukkan bahwa pabrik propilen glikol layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

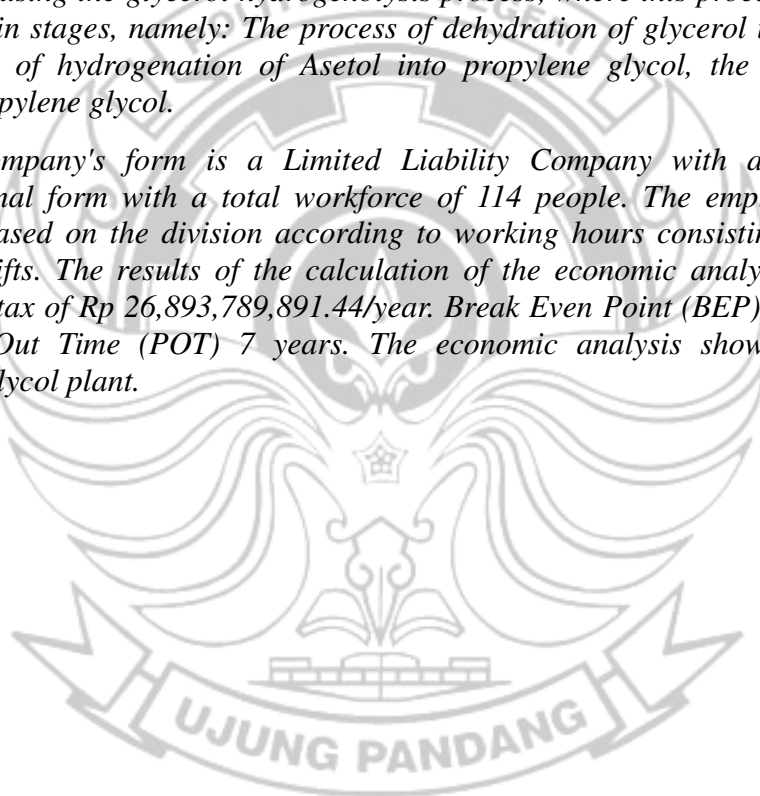


## SUMMARY

*Design of propylene glycol plant from glycerol with a capacity of 5,000 tons/year. Propylene glycol is an organic compound that is widely used in the pharmaceutical, food and cosmetic industries, such as: an addictive substance that functions as a viscosity and color stabilizer in the paint industry, a drug formula in the pharmaceutical industry, a softener or moisturizer in the cosmetic industry*

*The propylene glycol factory is planned to be established in 2028 in Dumai, Riau, Manyar District, Gresik Regency, East Java Province with a capacity of 5,000 tons/year operating for 330 days. The process of making propylene glycol is carried out using the glycerol hydrogenolysis process, where this process consists of three main stages, namely: The process of dehydration of glycerol into Asetol, the process of hydrogenation of Asetol into propylene glycol, the process of refining propylene glycol.*

*The company's form is a Limited Liability Company with a line type organizational form with a total workforce of 114 people. The employee work system is based on the division according to working hours consisting of shifts and non-shifts. The results of the calculation of the economic analysis show a profit after tax of Rp 26,893,789,891.44/year. Break Even Point (BEP) at 59.52% and Pass Out Time (POT) 7 years. The economic analysis shows that the propylene glycol plant.*



## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Rosmini

Nim : 43120061

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi yang berjudul **“Pra Rancangan Pabri Propilen Glikol Dari Gliserol Dengan Kapasitas 5000 Ton/Tahun”** merupakan gagasan dan hasil karya sendiri dengan arahan dari pembimbing kami.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar Pustaka skripsi ini.

Jika pernyataan saya diatas tersebut tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 24 Oktober 2024



Rosmini  
43120061

## SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Andi Rasti Rianti S

Nim : 43120071

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi yang berjudul “**Pra Rancangan Pabri Propilen Glikol Dari Gliserol Dengan Kapasitas 5000 Ton/Tahun**” merupakan gagasan dan hasil karya sendiri dengan arahan dari pembimbing kami.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal atau dikutip dari karya yang diterbitkan oleh penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar Pustaka skripsi ini.

Jika pernyataan saya diatas tersebut tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 24 Oktober 2024



Andi Rasti Rianti S

43120071

# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Propilene glikol yang mempunyai nama IUPAC propane-1,2-diol adalah senyawa organik dan salah satu turunan propilen yang memiliki rumus kimia  $C_3H_8O_2$ . Senyawa ini mempunyai sifat jernih, kental, cair, sedikit berbau, sedikit pahit dan memiliki titik uap rendah. Nama lain propilen glikol adalah 1,2-dihydroxypropane, *methyl glycol*, dan *trimethyl glycol*. Propilen glikol juga merupakan pelarut yang sangat penting dalam pembuatan konsentrat perasa dengan kualitas tinggi dan biaya produksi yang rendah (Paningo, 2022).

Propilen glikol digunakan sebagai pelarut dan pelembut pada kosmetik maupun sebagai absorber untuk meng hilangkan *excess* air. Senyawa ini juga dapat dijadikan sebagai *wetting agent* yang sempurna untuk natural gum dan dapat menjadi katalis dalam proses penyederhanaan persenyawaan sitrus dan emulsi perasa lainnya. Propilen glikol taraf industri merupakan perantara penting pada produksi resin alkil untuk cat dan *furnace*. Kegunaan lain dari propilen glikol adalah sebagai pendingin untuk *automobile* dan truk bermesin diesel. Propilen glikol memiliki sifat toksisitas yang rendah dan sifat formulasi yang baik, sehingga banyak digunakan sebagai bahan baku pada produk makanan, kosmetik dan obat-obatan. Selain merupakan antimikroba dan pengawet makanan yang efektif, propilen glikol dapat dimanfaatkan secara luas sebagai pelarut bahan organik dan dapat larut dengan sempurna dalam air (Idzati, 2020)

Berdasarkan data dari BPS tahun 2023 kebutuhan propilen glikol terus mengalami peningkatan di setiap tahunnya, hal ini dapat dilihat dari jumlah data

impor dan konsumsi propilen glikol di Indonesia dalam waktu 5 tahun terakhir dari tahun 2019 hingga 2023 mencapai 73.324,64-79.908,32 ton/tahun. Berdasarkan data impor dan konsumsi dihasilkan jumlah kebutuhan pada tahun 2028 sebesar 89356.57 ton/tahun. Dalam memenuhi kebutuhan tersebut dapat menjadi peluang untuk mendirikan pabrik propilen glikol di Indonesia. Ditinjau dari ketersediaan bahan baku gliserol untuk memproduksi propilen glikol dalam negeri, SDM dan sarana prasarana yang tersedia serta besarnya kebutuhan pasar di dalam negeri, namun belum ada pabrik yang memproduksi propilen glikol di Indonesia, sehingga pendirian pabrik propilen glikol di Indonesia sangat tepat untuk memenuhi kebutuhan propilen glikol dan mengurangi jumlah impor dari negara lain. Kapasitas produksi yang direncanakan 5% dari jumlah kebutuhan di Indonesia sehingga diperoleh kapasitas sebesar 5.000 ton/tahun dengan masa konstruksi 4 tahun dan mulai beroperasi pada tahun 2028.

## **1.2 Kapasitas Pra Rancangan**

Salah satu hal yang harus diperhatikan dalam merancang suatu pabrik adalah menentukan kapasitas pabrik karena dapat mempengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis. Adapun pertimbangan dalam penentuan kapasitas pabrik yang akan didirikan yaitu ketersediaan bahan baku dan prediksi kebutuhan propilen glikol di Indonesia

### **1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku**

Faktor yang sangat penting dalam keberlangsungan suatu pabrik yaitu tersedianya bahan baku. Untuk menjamin kelangsungan suatu pabrik, maka perlu adanya perhatian secara serius terhadap jumlah bahan baku yang tersedia secara

teratur dalam jumlah yang cukup. Berikut adalah daftar perusahaan yang memproduksi gliserol di Indonesia.

Tabel 1.1 Produksi Gliserol di Indonesia

No	Nama	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1	PT. Sinar Oleochemical Int	Medan	12.250
2	PT. Flora Sawita	Medan	5.400
3	PT. Cisadane Raya Chemical	Tangerang	5.500
4	PT. Sumi Asih	Bekasi	3.500
5	PT. Sayap Mas Utama	Bekasi	4.000
6	PT. Bukit Perak	Semarang	1.440
7	PT. Wing Surya	Surabaya	3.500
8	PT. Unilever	Surabaya	8.450
		Total	44.040

Sumber: (Akabata & ZR, 2023)

### 1.2.2 Kebutuhan

Kebutuhan propilen glikol di Indonesia cukup besar, namun sampai saat ini belum ada industri yang memproduksinya. Sehingga untuk memenuhi kebutuhan di dalam negeri dilakukan impor dari negara lain. Data impor dan data konsumsi untuk setiap tahun dapat dilihat pada Tabel 1.2

Tabel 1.2 Data impor dan komsumsi propilen glikol di Indonesia

Tahun	Impor (ton/tahun)	Konsumsi (ton/tahun)
2019	36547,54	39317.5
2020	38536,02	36777.1
2021	39273,93	38645.2
2022	40151,94	39389.5
2023	38150,86	40449.9

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2019-2023; Akabata & ZR, 2023

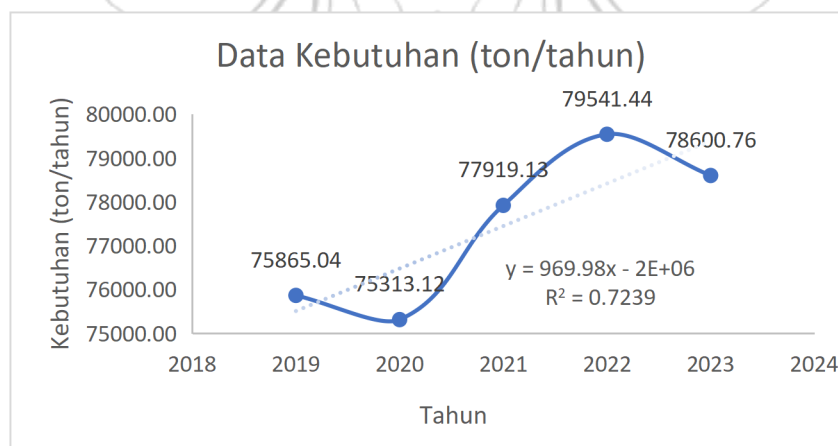
## 1. Perhitungan Kapasitas Pabrik Berdasarkan *Linear Method*

Berdasarkan data impor dan konsumsi pada Tabel 1.2 maka dapat diperkirakan jumlah kapasitas produksi propilen glikol di Indonesia pada tahun 2028 saat pabrik didirikan, menggunakan perhitungan *linear method* sebagai berikut:

Tabel 1. 3 Perhitungan kebutuhan dan produksi setiap tahun propylene glycol

Tahun	Kebutuhan (ton/tahun)	Produksi (ton/tahun)
2019	75865.04	
2020	75313.12	
2021	77919.13	0
2022	79541.44	
2023	78600.76	

Berdasarkan Tabel 1.3, maka diperoleh grafik hubungan antara kebutuhan propilen glikol di Indonesia setiap tahunnya.



Gambar 1. 1 Grafik Kebutuhan Propilen Glikol di Indonesia

Berdasarkan grafik diperoleh nilai regresi (R) untuk data kebutuhan <0,9 hal ini menunjukkan bahwa grafik tidak linear. Maka metode interpolasi linear untuk



memprediksi kapasitas tidak bisa digunakan. Sehingga metode yang akan digunakan untuk memprediksi kapasitas pabrik propilen glikol pada tahun 2028 adalah metode pertumbuhan rata-rata pertahun (*Discounted Method*).

## 2. Perhitungan Kapasitas Pabrik Berdasarkan *Discounted Method*

Prediksi kapasitas pabrik propilen glikol pada tahun 2028 menggunakan metode pertumbuhan rata-rata pertahun (*Discounted Method*) dengan persamaan sebagai berikut (Ulrich,1984):

$$m = P (1+i)^n \dots \dots \dots (1.1)$$

Dimana:

m = Jumlah produk pada tahun yang diperhitungkan

p = Jumlah produk pada tahun terakhir yang diketahui

i = Rata-rata pertumbuhan pertahun

n = Selisih tahun (Tahun ke-n)

Tabel 1. 4 Perhitungan pertumbuhan rata-rata untuk setiap data

Tahun	Impor (ton/tahun)	pertumbuhan (%)	komsumsi (ton/tahun)	pertumbuhan (%)
2019	36547.54	0	39317.5	0
2020	38536.02	5.44%	36777.1	-6.46%
2021	39273.93	1.91%	38645.2	5.08%
2022	40151.94	2.24%	39389.5	1.93%
2023	38150.86	-4.98%	40449.9	2.69%
Total	192660.30	4.61%	194579.20	3.24%
i (rata-rata)		1.15%		0.81%

Menurut Badan Pusat Statistik Indonesia tahun 2023 Indonesia mengimpor propilen glikol sebanyak 38150.86 ton/tahun dari berbagai negara. Perkiraan impor pada tahun 2028 (m1) adalah sebagai berikut:

$$m1 = P (1+i)^n \dots\dots\dots (1.2)$$

Dimana:

m = Perkiraan impor propilen glikol pada tahun 2028

p = Jumlah produk pada tahun terakhir yang diketahui

i = Rata-rata pertumbuhan pertahun (%)

n = Selisih tahun (Tahun ke-n)

Sehingga:

$$m1 = 38150,86 (1+1,15\%)^5$$

$$m1 = 40399,32 \text{ ton/tahun}$$

Perkiraan konsumsi propilen glikol di tahun 2028 (m5) berdasarkan tabel adalah

$$m5 = 40449.9 (1+0,81\%)^5$$

$$m5 = 42112,97 \text{ ton/tahun}$$

Data perkiraan produksi propilen glikol diasumsikan sama dengan 0 (nol) dikarenakan saat ini belum ada pabrik propilen glikol yang beroperasi di Indonesia. Sehingga peluang produksi propilen glikol pada tahun 2027 (m3) dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$\text{Peluang Kapasitas} = \text{Kebutuhan-Produksi}$$

Keterangan:

$$m_1 = \text{Nilai impor tahun 2028} = 40399,32 \text{ ton/tahun}$$

$$m_2 = \text{Produksi pabrik dalam negeri} = 0 \text{ ton/tahun}$$

$m_3$  = Kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2028

$m_5$  = Nilai konsumsi pada tahun 2028 = 42112,97 ton/tahun

Sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Peluang Kapasitas} &= \text{Kebutuhan-Produksi} \\ &= (\text{Impor}(m_1) + \text{Konsumsi}(m_5)) - \text{Produksi}(m_2) \\ &= (40399,32 + 42112,97) - 0 \\ &= 82512,29 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Kapasitas produksi diasumsikan 5% dari nilai peluang kapasitas produksi di Indonesia sehingga:

$$\begin{aligned}m_3 &= 82512,29 \text{ ton/tahun} \times 5\% \\ &= 4125,61 \text{ ton/tahun} \approx 5000 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan peluang produksi propilen glikol pada tahun 2028 sebesar 82512,29 ton/tahun dan ditinjau dari ketersediaan bahan baku yang berada di daerah lokasi pabrik, maka untuk penentuan kapasitas pabrik dapat diambil 5% dari jumlah peluang propilen glikol. Sehingga diperoleh kapasitas pabrik propilen glikol yang didirikan pada tahun 2028 sebesar 5.000 ton/tahun.

### 1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Aspek terpenting dalam merancang suatu pabrik adalah menetapkan lokasi pabrik. Secara geologis, penentuan lokasi pabrik dapat berdampak langsung terhadap keberlangsungan suatu industri pada masa yang akan datang karena berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi pabrik. Pabrik propilen glikol ini rencana akan di dirikan di kawasan Melawan II, Medan Kota Belawan, Kota Medan, Sumatra Utara.



Gambar 1.2 Lokasi Pendirian Pabrik Propilen Glikol

Pemilihan lokasi pabrik berlandaskan dari kriteria atau faktor-faktor yang ada. Faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua yaitu faktor utama dan faktor khusus.

#### 1. Faktor Utama

##### a. Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan dalam pabrik propilen glikol yang akan dibangun adalah gliserol. Bahan baku gliserol pada pabrik ini diperoleh dari PT. Sinar Oleochemical Int dan PT. Flora Sawita yang dekat dari lokasi pendirian pabrik propilen glikol.

##### b. Aksesibilitas

Masalah transportasi perlu diperhatikan agar kelancaran pembekalan *supply* bahan baku dan penyaluran produk dapat terjamin dengan biaya serendah mungkin dan dalam waktu yang singkat. Pendistribusian produk tentunya menggunakan alat transportasi truk. Hal ini tentunya menjadi salah

satu faktor sebagai pertimbangan pemilihan lokasi pabrik. Pabrik yang akan dibangun di Medan dekat Jl. Pelabuhan dan Jl. Tol Belmera yang akan memudahkan akses pengiriman produk maupun bahan baku. Lokasi pabrik tentunya harus memiliki akses keluar dan masuk yang mudah agar menunjang kelancaran produksi dan distribusi.

c. Ekspansi

Faktor ekspansi adalah pertimbangan penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Faktor ini mengacu pada kemampuan pabrik untuk berkembang dan menyesuaikan diri dengan kebutuhan serta kondisi pasar di masa mendatang.

d. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu faktor penting dalam industri kimia. Hal ini dikarenakan pemasaran dapat menentukan keberhasilan dari industri. Pabrik *propylene glycol* ini didirikan dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan pada industri kosmetik dan farmasi, dan sejenisnya yang membutuhkan *propylene glycol* di Indonesia.

e. Utilitas

Pada suatu pabrik unit utilitas sangatlah penting, dimana unit utilitas merupakan sarana kelancaran untuk proses produksi. Unit utilitas terbagi atas air, listrik dan bahan bakar. Air merupakan salah satu kebutuhan yang penting bagi suatu industri. Dimana air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin, air sanitasi, dan kebutuhan lainnya. Kebutuhan air untuk proses pada pabrik ini diperoleh dari sungai pegatalan yang berdekatan dengan

lokasi pendirian pabrik. Bahan bakar yang digunakan adalah solar, sedangkan untuk pasokan listrik disediakan oleh PLN.

f. Peraturan Pemerintah

Dalam proses pendirian pabrik diperlukan kelengkapan berkas dari berbagai instansi terkait, baik itu pemerintah daerah maupun badan pertahan setempat. Tanah yang akan digunakan untuk pendirian pabrik harus bebas dari sengketa atau masalah hukum lainnya, sehingga proses pembangunan dan operasional pabrik dapat berjalan lancar tanpa mengalami hambatan di masa mendatang.

2. Faktor Khusus

a. Ketersediaan Tenaga Kerja

Ketersediaan tenaga kerja di Indonesia tidak sulit diperoleh. Tenaga kerja yang berkualitas dan terampil dapat diperoleh dari seluruh alumni Universitas di Indonesia sedangkan tenaga kerja berpendidikan menengah dan kejuruan dapat diperoleh dari daerah sekitar pabrik.

b. Lingkungan

Kondisi iklim dan cuaca lokasi pabrik juga dipengaruhi oleh lingkungan, apabila lingkungan sekitar tidak menunjang seperti kekurangan air, tanah longsor dan sebagainya dapat menyebabkan terhambatnya proses produksi. Dari segi topografinya sebagian wilayah Medan mempunyai dataran rendah dengan ketinggian 2,5-3,7 m di atas permukaan laut. Kota Medan memiliki iklim tropis dengan suhu minimum berkisar 23-24,1°C dan suhu maksimum berkisar antara 30,6-33,1°C.

### c. Dampak Lingkungan

Lingkungan di kawasan Melawan II, Medan Kota Belawan, Kota Medan, Sumatra Utara, merupakan lingkungan yang baik. Perusahaan kawasan industri menyediakan fasilitas utama, antara lain instalasi pengolahan air baku, instalasi pengolahan air limbah, saluran drainase, instalasi penerangan jalan, dan jaringan jalan. Dengan konsep pengelolaan lingkungan yang terpusat, diharapkan dapat meminimalisir dampak negatif yang ditimbulkan oleh aktivitas industri terkait kerusakan lingkungan.

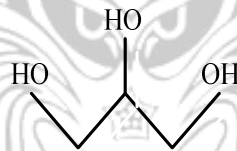
## 1.4 Tinjauan Pustaka

### 1.4.1 *Glycerol*

*Glycerol* adalah produk samping produksi biodiesel dari reaksi transesterifikasi dan merupakan senyawa alkohol dengan gugus hidroksil berjumlah tiga buah (Prasetyo, et al., 2012). Nama lain dari *glycerol* ( $C_3H_8O_3$ ) adalah gliserin. Secara umum, sifat fisik dari *glycerol* ini adalah tidak berwarna, tidak berbau, berasa manis, dan tidak beracun. *Glycerol* memiliki tiga gugus alkohol yang sangat mudah larut dalam air. Konfigurasi struktural *glycerol* menunjukkan tiga tulang belakang karbon dengan tiga gugus hidroksil, bertanggung jawab atas sifat higroskopik dan kelarutannya dalam air. Sifatnya yang sangat berkurang, membuat *glycerol* menjadi bahan baku yang sangat baik untuk produksi bahan kimia dan produk bernilai tambah (Paningo, 2022). *Glycerol* identik dengan propana-1,2,3-triol, 1,2,3-propanetriol, 1,2,3-trihydroxypropane, *glyceritol*, dan glisil alkohol. *Glycerol* adalah alkohol

toksisitas rendah yang terdiri dari rantai tiga karbon dengan gugus hidroksil yang terikat pada setiap karbon.

*Glycerol* dapat diperoleh dari bahan baku alami atau petrokimia (Tan, dkk., 2013). Sebagai produk samping, 1 mol *glycerol* diproduksi untuk setiap 3 mol metil ester yang setara dengan kira-kira 10% berat dari total produk. *Glycerol* salah satu produk samping (*by-product*) dari pembuatan biodiesel sehingga dengan meningkatnya jumlah pabrik biodiesel, maka *glycerol* yang dihasilkan pun semakin banyak. *Glycerol* bukanlah zat berbahaya namun apabila dibuang ke lingkungan dapat memberikan kerusakan pada biota lingkungan baik di air dan tanah (Rastini, 2016). Struktur dari *glycerol* ditunjukkan pada gambar 1.4 dibawah ini.



Gambar 1.3 Struktur *Glycerol*

Ketika trigliserida dirangsang oleh katalis, trigliserida akan bereaksi secara kimiawi dengan alkohol, umumnya adalah metanol atau etanol, untuk menghasilkan metil ester, biodiese atau etil ester, dan *glycerol*. Trigliserida pada reaksi dalam pembuatan *Fatty Acid Methil Ester* (FAME) merupakan reaksi berkatalis dan terjadi keseimbangan, satu mol dari molekul trigliserida bereaksi dengan tiga mol dari molekul metanol. Meskipun stoikiometri umum reaksi memerlukan tiga mol alkohol untuk setiap mol trigliserida, alkohol berlebih dibutuhkan dalam media reaksi untuk memaksa reaksi dan mendapatkan hasil



yang lebih tinggi, dalam industri produksi biodiesel dengan rasio 6:1 M alkohol terhadap minyak, dengan alkohol 100% untuk menyelesaikan reaksi (Paningo, 2022). Kadar asam lemak bebas pada bahan baku adalah faktor terpenting karena mempengaruhi reaksi transesterifikasi. Asam lemak bebas yang tinggi pada bahan baku dapat menyebabkan terbentuknya sabun bila bahan kimia basa digunakan sebagai katalis, karena bahan kimia basa bereaksi untuk menetralkan asam lemak bebas dari minyak. (Oko dan Syahrir, 2018). Adapun sifat kimia dan sifat fisika yang lebih spesifik dari *glycerol* dapat dilihat pada Tabel 1.5.

Tabel 1.5 Sifat Kimia dan Fisika Glycerol

Fasa	Liquid
Berat Molekul	92,09 gram/mol
Warna	Tidak Berwarna
Titik Didih	290°C
Titik Lebur	18°C
Titik Flash	160°C
Titik terdekomposisi	>290°C
Spesifik Gravity	1.261
Volatilitas	Tidak Mudah Menguap
Kelarutan	Larut dalam air

Sumber: (Cahyaningrum & Adam, 2017)

#### 1.4.2 Propylene Glycol

Senyawa 1,2 propandiol merupakan senyawa dengan rumus kimia  $C_3H_8O_2$ , senyawa ini memiliki nama komersial *propylene glycol industrial*. Secara umum, *propylene glycol* memiliki sifat yaitu tidak berwarna, tidak berbau, tidak berasa dan larut sempurna dalam air. Kegunaan *propylene glycol* dalam dunia industri cukup luas antara lain sebagai bahan pengawet maupun pelarut dalam industri

makanan, sebagai obat-obatan, sebagai pelembap, dan juga berguna dalam industri farmasi untuk formula obat.

Senyawa 1,2-propanediol atau *propylene glycol* merupakan hasil hidrogenasi biasanya dimanfaatkan sebagai monomer pada pembuatan polyester atau poliuretan, selain digunakan juga sebagai anti *freeze agent*, *de-icing*, zat aditif parfum, kosmetik, makanan dan obat-obatan. (Bolado,S dkk, 2010).

*Propylene glycol* merupakan suatu senyawa organik yang banyak digunakan dalam industri makanan, kosmetik dan farmasi, baik sebagai pelarut, pelembut pada kosmetik maupun sebagai absorber untuk menghilangkan *excess* air. Senyawa ini juga dapat dijadikan sebagai *wetting agent* yang sempurna untuk natural gum dan dapat menjadi katalis dalam proses penyederhanaan persenyawaan sitrus dan emulsi perasa lainnya.

*Propylene glycol* pada industri merupakan perantara penting pada produksi resin alkil untuk cat dan furnace. Kegunaan lain dari *propylene glycol* adalah sebagai pendingin untuk *automobile* dan truk bermesin diesel. *Propylene glycol* memiliki sifat toksisitas yang rendah dan sifat formulasi yang baik, sehingga sering digunakan sebagai bahan baku pada produk makanan, kosmetik dan obat-obatan. Selain merupakan antimikroba dan pengawet makanan yang efektif, *propylene glycol* dapat dimanfaatkan secara luas sebagai pelarut bahan organik dan dapat larut dengan sempurna dalam air. *Propylene glycol* merupakan pelarut penting untuk senyawa aromatik pada industri konsentrat perasa, Idzati (2020).

### 1.4.3 Pemilihan Proses

Dalam memproduksi *propylene glycol* menggunakan bahan baku *glycerol* dapat dilakukan dengan berbagai metode. Pemilihan proses memerlukan beberapa pertimbangan aspek seperti bahan baku, konversi, dan kondisi operasi. Pemilihan proses sangat penting dilakukan untuk memperoleh produk bernilai jual tinggi dengan bahan baku yang murah dan biaya produksi yang relatif rendah. Ada beberapa macam proses pembuatan *propylene glycol* dari *glycerol* berdasarkan *United State Patent* yang dikutip dalam (Akabata & ZR, 2023), sebagai berikut:

#### 1) Metode menghasilkan alkohol lebih rendah dari gliserol

Metode pertama melibatkan produksi alkohol yang memiliki tingkat konsentrasi lebih rendah daripada *glycerol*. Berdasarkan *United State Patent 2011*, proses pembentukan *propylene glycol* dilakukan dalam 3 tahapan utama, yaitu reaksi dehidrasi (pelepasan air), reaksi hidrogenasi dan pemurnian produk. *Glycerol* yang digunakan sebagai bahan baku berasal dari limbah produksi biodiesel dengan konsentrasi antara 40-85%, yang mengandung pengotor seperti garam natrium, klorin, belerang, dan fosfor.

Hidrogenasi adalah proses kimia di mana molekul hidrogen ditambahkan ke molekul lain. Biasanya, ini terjadi pada molekul yang memiliki ikatan rangkap tak jenuh seperti alkena atau alkuna. Sedangkan, reaksi dehidrasi adalah ketika air dilepaskan dari molekul yang bereaksi. Kondisi operasi pada Reaktor Dehidrasi (R-101) yaitu dengan suhu 100°C dan tekanan 1 bar dengan bantuan katalis asam Sulfat ( $H_2SO_4$ ).

Pada proses hidrogenasi, kondisi operasionalnya adalah pada suhu 220°C dan tekanan 25 bar. Proses ini berlangsung selama 1 jam secara terus-menerus, dengan tingkat konversi reaktor mencapai 90,96% dengan katalis sebanyak 5%. Pada proses ini terdapat bahan baku *glycerol* (propane-1,2,3- triol) dan gas hidrogen yang tidak bereaksi dan akan dikembalikan (*Recycle*) menuju unit reaktor hidrogenasi. Produk yang dihasilkan dari proses hidrogenasi masih mengandung kontaminan bahan baku *glycerol* dan gas hidrogen yang tidak bereaksi. Oleh karena itu, produk tersebut harus dimurnikan lebih lanjut menggunakan unit kolom destilasi, (*United States of America Patent No. US 7, 943,805 B2, 2011*).

## **2) Proses untuk mengkonversi gliserin ke dalam propilen glikol**

Proses kedua ini bertujuan untuk mengkonversi gliserin menjadi *propylene glycol*, seperti yang dijelaskan dalam *United State Patent 2013*. Proses tersebut melibatkan beberapa langkah, antara lain memanaskan campuran umpan yang terdiri dari gliserin, hidrogen, dan metanol dalam pemanas reaktor, lalu memasukkan campuran umpan yang dipanaskan tersebut ke dalam reaktor. Kemudian, *efluen* reaktor dipisahkan menjadi aliran fasa uap dan aliran fasa cair, selanjutnya aliran fasa uap dikondensasikan menjadi cairan, yang kemudian akan didaur ulang kembali ke reaktor. Cairan tersebut kemudian disuling untuk memperoleh *propylene glycol* yang dimurnikan. Bahan baku *glycerol* yang digunakan dalam proses ini berasal dari limbah produksi biodiesel dengan konsentrasi antara 40-85%. Konsentrasi ini dapat bervariasi karena adanya kontaminan seperti garam yang mengandung natrium, klorin, belerang, dan fosfor.

Dalam proses ini, campuran umpan yang terdiri dari hidrogen, gliserin, dan metanol dipanaskan sebelum dimasukkan ke dalam reaktor. Proses hidrogenasi menggunakan suhu 150-240°C, dengan tekanan 2-8 MPa (20-80 atm) dengan konversi 70%. Selanjutnya *efluen* dipisahkan ke dalam *vapor phase stream*, keluaran berupa gas H<sub>2</sub> yang akan diumpankan kembali sedangkan campuran *propylene glycol*, *Asetol*, metanol dan air akan dipisahkan dengan cara pemisahan dengan kolom destilasi bertingkat. Katalis yang digunakan berupa logam atau oksida logam. (*United State of America Patent No. US 8,394,99B2*, 2013).

### **3) Proses untuk mengubah gliserol menjadi *propylene glycol***

Proses yang ketiga yaitu proses mengubah *glycerol* menjadi *propylene glycol* berdasarkan *United State Patent 2013*. Proses ini dapat mengubah *glycerol* menjadi *propylene glycol* dengan selektivitas tinggi, *propylene glycol* yang dibuat dari gliserin yang sudah di murnikan. Penemuan ini menjelaskan suatu proses untuk produksi *propylene glycol* dari *glycerol*, transformasi *glycerol* murni menjadi *propylene glycol* dilakukan dengan cara dari reaksi hidrogenolisis, dalam fasa cair dimana dua tahap reaksi berlangsung secara bersamaan dan dalam satu dan reaktor yang sama di bawah kondisi tertentu suhu dan tekanan, dan *efluen* dari reaktor dibawa ke tahapan proses selanjutnya yang terdiri dari pemisahan dan pemurnian.

Bahan baku *glycerol* yang digunakan berasal dari produk samping proses produksi biodiesel dengan konsentrasi antara 40-85%, karena mengandung kontaminan seperti garam natrium, klorin, belerang, dan fosfor sehingga perlu dilakukan proses pemurnian terlebih dahulu untuk mendapatkan bahan baku

dengan konsentrasi >90%. Proses yang paling umum digunakan untuk pemurnian tahap adalah distilasi fraksional vakum Metode produksi *propylene glycol* dari *glycerol* menurut klaim paten ini bekerja dalam reaktor metanasi menggunakan katalis berbasis nikel yang didukung pada alumina, beroperasi pada kisaran suhu antara 160–260°C, pada tekanan dalam kisaran dari 5 kgf/cm sampai 50 kgf/cm (4.9–49 bar). Dalam reaktor, metana tambahan dimasukkan dan kemudian diambil kembali dalam bentuk metana untuk didaur ulang.. Hal ini bertujuan untuk meminimalkan penonaktifan katalis dan mempertahankan tingkat konversi *glycerol* di atas 95% serta selektivitas *propylene glycol* di atas 90%. *Efluen* dari reaktor kemudian dialirkan ke bagian pemisahan dan pemurnian, di mana produk akhir diperoleh dengan tingkat kemurnian yang tinggi dan kandungan pengotor yang rendah. Informasi ini didasarkan pada *United States Patent* No. US 8,492,597 B2, 2013.

Berdasarkan beberapa proses pembuatan *propylene glycol* dari *glycerol* di atas, maka dilakukan beberapa perbandingan proses yang dapat dilihat pada Table 1.6.

Tabel 1.6 Perbandingan Proses Pembuatan Propylene Glycol

	Proses I	Proses II	Proses II
<b>Bahan baku</b>	<i>Glycerol</i>	<i>Glycerol</i>	<i>Glycerol</i>
<b>Reaksi Kimia</b>	Reaksi dehidrasi, Reaksi hidrogenasi	Reaksi dehidrasi, Reaksi hidrogeasi	Reaksi dehidrasi, Reaksi hidrogenasi
<b>Katalis</b>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Katalis logam/ oksida logam	Katalis berbasis tembaga
<b>Limbah</b>	H <sub>2</sub> O	Metanol, H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O

Jenis	Tidak berbahaya	Senyawa beracun	Tidak berbahaya
Recycle/Reuse	Ya	Ya	Ya
<b>Kondisi Operasi</b>			
Vessel/Reaktor (Temperatur)	220°C	240°C	260°C
Vessel/Reaktor (Tekanan)	25 bar	81,06 bar	49 bar

Pemilihan proses dapat ditinjau dari kelebihan dan kekurangan masing-masing proses. Ketiga proses diatas telah dibandingkan untuk memilih proses produksi *propylene glycol* yang paling efisien dan ekonomis. Adapun kelebihan dan kekurangan dari ketiga proses tersebut tertera pada Tabel 1.7.

Tabel 1.7 Kelebihan dan kekurangan dari masing-masing proses

Tinjauan	Proses I	Proses II	Proses III
Kelebihan	Bahan baku mudah didapat	Bahan baku mudah didapat	Bahan baku mudah didapat
	Teknologi yang digunakan lebih sederhana karena tidak ada proses pemurnian bahan baku awal	Teknologi yang digunakan lebih banyak karena terdapat proses pemurnian bahan baku awal	Teknologi yang digunakan lebih banyak karena terdapat proses pemurnian bahan baku awal
	Nilai konversi reactor sebesar 90,96%	Nilai konversi reactor sebesar 70%	Nilai konversi reactor sebesar >95%
	Menggunakan tekanan dan suhu rendah	Menggunakan tekanan dan suhu yang lebih besar	Menggunakan tekanan dan suhu yang lebih besar

	Hasil samping berupa H <sub>2</sub> O	Hasil samping berupa methanol dan H <sub>2</sub> O	Hasil samping berupa methanol dan H <sub>2</sub> O
	Tidak terdapat proses pemurnian <i>glycerol</i> sebelum masuk ke proses hidrasi.	Menggunakan tekanan dan suhu yang cukup tinggi serta menghasilkan hasil samping berbahaya.	Menggunakan tekanan dan suhu yang cukup tinggi serta menghasilkan hasil samping berbahaya.
Kekurangan			

Dari perbandingan kelebihan dan kekurangan seleksi proses pembuatan *propylene glycol* di atas maka ditetapkan teknologi proses produksi propilen glikol dari gliserol yang digunakan adalah *United State Patent 2011, Suppes et al.*

## BAB II DESKRIPSI PROSES

### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

#### 2.1.1 Bahan Baku dan Bahan Pendukung

##### 1) Gliserol (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>3</sub>)

Sifat fisis dari *glycerol* dapat dilihat sebagai berikut:

Sifat Fisis	Nilai
Rumus Molekul	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>
Berat Molekul	92,09 g/mol
Fasa	Cair
Warna	Kuning Pucat
Titik Beku	17,9°C
Titik Didih	290°C
Densitas	1260 kg/m <sup>3</sup>
Tekanan Uap	26 Pa



Viskositas	1499 Cp
Kelarutan	Dapat bercampur dengan air dan etanol tetapi tidak dapat larut dalam eter dan kloroform

Sumber: (Yaws, 1999 dalam Jaelani, 2020)

Adapun sifat kimia dari gliserol sebagai berikut:

- a. Dapat larut sempurna dalam air dan alkohol, sedikit larut dalam dietil eter, etil asetat, dan dioxane, serta tidak larut dalam hidrokarbon.
- b. Merupakan trihydric alkohol yang paling sederhana yang dapat membentuk ester, eter, halida, amina, aldehid.

(Kirk and Othmer, 1998 dalam Jaelani, 2020)

## 2) Hidrogen

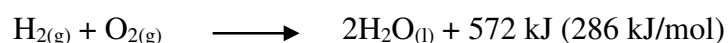
Adapun sifat fisis dari hidrogen dapat dilihat sebagai berikut:

Sifat Fisis	Nilai
Rumus Molekul	H <sub>2</sub>
Berat Molekul	2,018 gr/mol
Titik Beku	14 K
Titik Didih	20,4 K
Warna	Tidak Berwarna
Suhu kritis	33,2 K
Densitas	0,08988 kg/cm <sup>3</sup> pada 293°K

Sumber: (Perry, 1997)

Adapun sifat kimia dari hidrogen sebagai berikut:

- a. Dapat menghasilkan uap air jika bereaksi dengan Oksigen.
- b. Hidrogen terbakar menurut persamaan berikut



Sumber: (MSDS, 2022)

### 3) Katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Adapun sifat fisik dari katalis asam sulfat dapat dilihat sebagai berikut:

Sifat Fisis	Nilai
Rumus Molekul	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Berat Molekul	98,08 gr/mol
Wujud	Cair
Titik didih (1 atm)	270°C
Titik leleh	10,49°C
Kemurnian	98%
Densitas (30°C)	1826 kg/m <sup>3</sup>
Viskositas (10°C)	0,36 Cp

Sumber: (Akabata & ZR, 2023)

Adapun sifat kimia dari katalis asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) sebagai berikut:

- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> mempunyai gaya tarik terhadap air yang besar dan menghasilkan senyawa hidrat seperti H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.H<sub>2</sub>O dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O.
- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dalam reaksi nitrasi mempunyai fungsi mencegah HNO<sub>3</sub> membentuk ion hydrogen (H<sup>+</sup>) dan nitrat (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) serta membentuk ion nitronium (NO<sub>2</sub><sup>+</sup>).

#### 2.1.2 Spesifikasi Produk

##### 1) Propilen Glikol

Adapun sifat fisis dari propilen glikol dapat dilihat sebagai berikut:

Sifat Fisik	Keterangan
Berat Molekul	76,1
Titik Didih pada 101,3 kPa	187,40°C (1 atm)
Densitas pada suhu 25°C	1,032 g/ml
Pada suhu 60°C	1,006 g/ml
Viskositas pada suhu 25°C	48,6 Cp

Pada suhu 60°C	8,42 Cp
Tegangan Permukaan (25°C)	36 dyn,cm
Panas Spesifik pada 25°C	2,51 J/g.K
Titik Nyala	104°C
Konduktivitas thermal (25°C)	0,2061 W/m.K

Sumber: (Akabata & ZR, 2023)

Adapun Sifat kimia dari propilen glikol sebagai berikut:

- a. Bersifat stabil dan termasuk larutan higroskopis, larut dalam air dan pelarut organik, bereaksi dengan asam dan mudah terbakar oleh reagen panas.
- b. Propilen glikol digunakan sebagai inhibitor dalam katalis basa.

(Kusuma, 2019)

## 2) Asetol (C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O<sub>2</sub>)

Adapun sifat fisis dari asetol dapat dilihat sebagai berikut:

Sifat Fisik	Keterangan
Berat Molekul	: 74,08 gram/mol
Densitas	: 1,079-1,085 g/cm <sup>3</sup>
Warna	: Bening Kekuningan
Rasa	: Manis
Titik Didih	: 145,5 °C
Titik Nyala	: 56 °C
Kemurnian	: 99,5%

Sumber: (Akabata & ZR, 2023)

Adapun sifat kimia dari asetol sebagai berikut:

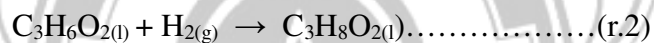
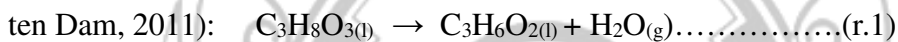
- a. Mudah terbakar
- b. Larut di air dan etanol

- c. Dapat dipecahkan dengan air, dapat bercampur dengan alkohol, dimetilformamida, kloroform, eter dan sebagian besar minyak
- d. Membentuk senyawa kristal dengan alkali bisulfit dan zat pereduksi berubah menjadi isopropil alkohol

## 2.2 Konsep Proses

### 2.2.1 Dasar Reaksi

Metode yang dipilih pada pra rancangan pabrik ini adalah metode hidrogenolisis. Pada proses ini,  $C_3H_8O_3$  akan direduksi menjadi  $C_3H_6O_2$  sebelum membentuk  $C_3H_8O_2$ . Reaksi pembentukan *propylene glycol* dari *glycerol* (Jeroen ten Dam, 2011):



### 2.2.2 Kondisi Operasi

Kondisi proses reaksi  $C_3H_8O_3$  menghasilkan *intermediate products*  $C_3H_6O_2$  berlangsung dalam reaktor dehidrasi pada suhu  $110^\circ C$  dan tekanan 1 atm dengan tingkat konversi reaktor mencapai 90,96%. Larutan  $C_3H_6O_2$  akan masuk pada reaktor hidrogenasi dan direaksikan dengan gas  $H_2$  membentuk produk *propylene glycol* proses ini berlangsung selama 1 jam secara *continue*, dengan tingkat konversi reaktor mencapai 90,96%. Produk yang dihasilkan dari proses hidrogenasi masih mengandung kontaminan. Oleh karena itu, produk tersebut harus dimurnikan lebih lanjut menggunakan unit kolom destilasi, (*United States of America Patent No. US 7, 943,805 B2, 2011*).

### 2.2.3 Tinjauan Termodinamika

Peninjauan termodinamika dilakukan dengan tujuan untuk menentukan sifat reaksi selama proses berlangsung. Secara termodinamika reaksi pembentukan propilen glikol dengan proses hidrogenolisis. Peninjauan termodinamika dengan dua reaksi pembentukan propilen glikol ini dilakukan pada kondisi tekanan (P) = 1 atm dan suhu standar (T) = 298 K.

Tabel 2. 1 Data Entalpi Pembentukan ( $\Delta H^\circ_f$ ) dan Energi Bebas Gibbs ( $\Delta G^\circ_f$ )

Komponen	$\Delta H^\circ_f$ (kJ/mol)	$\Delta G^\circ_f$ (kJ/mol)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	-669,6	-448.49
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-370,06	-153.05
H <sub>2</sub> O	-241.80	-228.60
H <sub>2</sub>	0	0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	424,25	-304.48

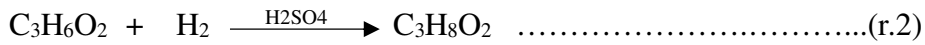
Sumber: Yaws, 1999; Bhatt & Tharoke, 2010

Jumlah energi yang dibutuhkan ataupun dihasilkan dipengaruhi oleh besar kecilnya panas reaksi yang terbentuk. Penentuan sifat reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung melalui panas pembentukan reaksi standar ( $\Delta H_r$ ). Apabila  $\Delta H_r$  bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis berarti reaksi membutuhkan panas selama proses berlangsung, tetapi jika  $\Delta H_r$  bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis yang berarti menghasilkan panas selama proses berlangsung (Smith, et al., 1997).



$$\begin{aligned} \Delta h^\circ_f &= \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H^\circ_f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_2 + \Delta H^\circ_f \text{ H}_2\text{O} - (\Delta H^\circ_f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3)) \\ &= (-370,06 + -241,80) - (-669,60) \end{aligned}$$

$$= 57,74 \text{ kJ/mol (reaksi endotermis)}$$

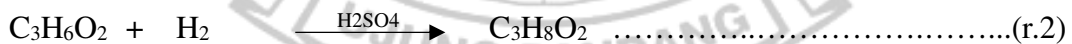


$$\begin{aligned} \Delta h^\circ f &= \Delta H^\circ f \text{ produk} - \Delta H^\circ f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H^\circ f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2) - (\Delta H^\circ f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_2 + \Delta H^\circ f \text{ H}_2\text{O}) \\ &= (424,25) - (-370,06 + 0) \\ &= 794,31 \text{ kJ/mol (reaksi eksotermis)} \end{aligned}$$

Hubungan antara energi bebas ( $\Delta G$ ) dengan jalannya reaksi kimia, yaitu jika harga  $\Delta G$  negatif berarti energi bebas sistem berkurang dan reaksi berlangsung spontan tanpa membutuhkan tambahan energi, jika  $\Delta G$  sama dengan nol berarti sistem dalam keadaan setimbang, dan jika  $\Delta G$  positif berarti reaksi berjalan spontan ke arah sebaliknya dari harga  $\Delta G$  yang negatif (Haryono, 2019).



$$\begin{aligned} \Delta G^\circ f &= \Delta G^\circ f \text{ produk} - \Delta G^\circ f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^\circ f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3) - (\Delta G^\circ f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_2 + \Delta G^\circ f \text{ H}_2\text{O}) \\ &= 66,84 \text{ kJ/mol (reaksi tidak spontan)} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \Delta h^\circ f &= \Delta H^\circ f \text{ produk} - \Delta H^\circ f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H^\circ f \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_2 + \Delta H^\circ f \text{ H}_2\text{O}) - (\Delta H^\circ f \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2) \\ &= -151,43 \text{ kJ/mol (reaksi spontan)} \end{aligned}$$

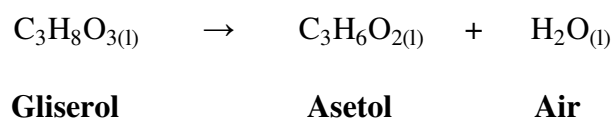
### 2.3 Langkah Proses

Proses pembuatan propilen gliko dengan hidrogenolisis gliserol terdiri dari tiga proses utama yaitu:

1. Proses dehidrasi gliserol menjadi asetol.
2. Proses hidrogenasi asetol menjadi propilen glikol.
3. Proses pemurnian propilen glikol.

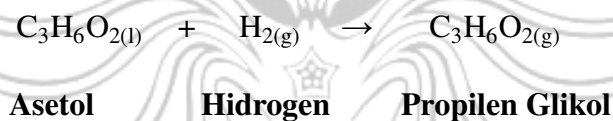
### 2.3.1 Proses dehidrasi

Tahap pertama dalam proses pra-rancangan pabrik propilen glikol, bahan baku utama berupa gliserol dengan konsentrasi 95% disimpan dalam tangki penyimpanan khusus. Gliserol ini kemudian dipompa menuju heater pada suhu 70°C dan tekanan 1 atm, proses ini bertujuan sebagai pemanasan awal gliserol sebelum masuk ke dalam reaktor dehidrasi. Hasil yang keluar dari heater akan di pompa masuk ke dalam reaktor dehidrasi, sehingga terjadi proses pelepasan H<sub>2</sub>O dari gliserol yang akan membentuk Asetol (*product intermediat*). Reaksi dehidrasi berlangsung secara endotermis dengan suhu 110°C pada tekanan 1,4 atm dengan bantuan katalis asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) yang berfungsi untuk menurunkan energi aktivasi agar reaksi berlangsung lebih cepat, reaksi yang terjadi pada proses ini membutuhkan waktu selama 1 jam dengan nilai konversi sebesar 90,96% (*United State Patent 2011*). Pada kondisi operasi tersebut dihasilkan air (H<sub>2</sub>O) dan Asetol (1-Hydroxypropan-2-one) yang terbentuk berada dalam fasa cair, hal ini karena kondisi operasi masih berada di bawah titik asetol. menyebabkan fasa yang keluar dari reaktor dehidrasi berupa cairan. Adapun reaksi yang terjadi pada proses dehidrasi sebagai berikut:



### 2.3.2 Proses Hidrogenasi

Asetol yang dihasilkan dari Reaktor Dehidrasi masih bercampur dengan sisa gliserol, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> akan dialirkan ke dalam Menara Destilasi (MD-101) untuk dipisahkan. Asetol dan air yang berada pada bagian atas (Top) menara destilasi akan dilalirkan ke reaktor hidrogenasi. Pada proses hidrogenasi *Asetol* akan direaksikan dengan gas hidrogen (H<sub>2</sub>). Gas hidrogen (H<sub>2</sub>) yang berasal dari tangki penyimpanan dengan suhu 30°C, dialirkan ke dalam reaktor hidrogenasi. Proses hidrogenasi ini berlangsung secara endotermis pada suhu 180°C dan tekanan 1 atm, Asetol akan bereaksi dengan gas hidrogen untuk menghasilkan propilen glikol. Propilen glikol yang dihasilkan masih bercampur dengan sisa asetol yang tidak bereaksi, campuran senyawa tersebut berada dalam fasa cair. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



### 2.3.3 Proses Pemurnian

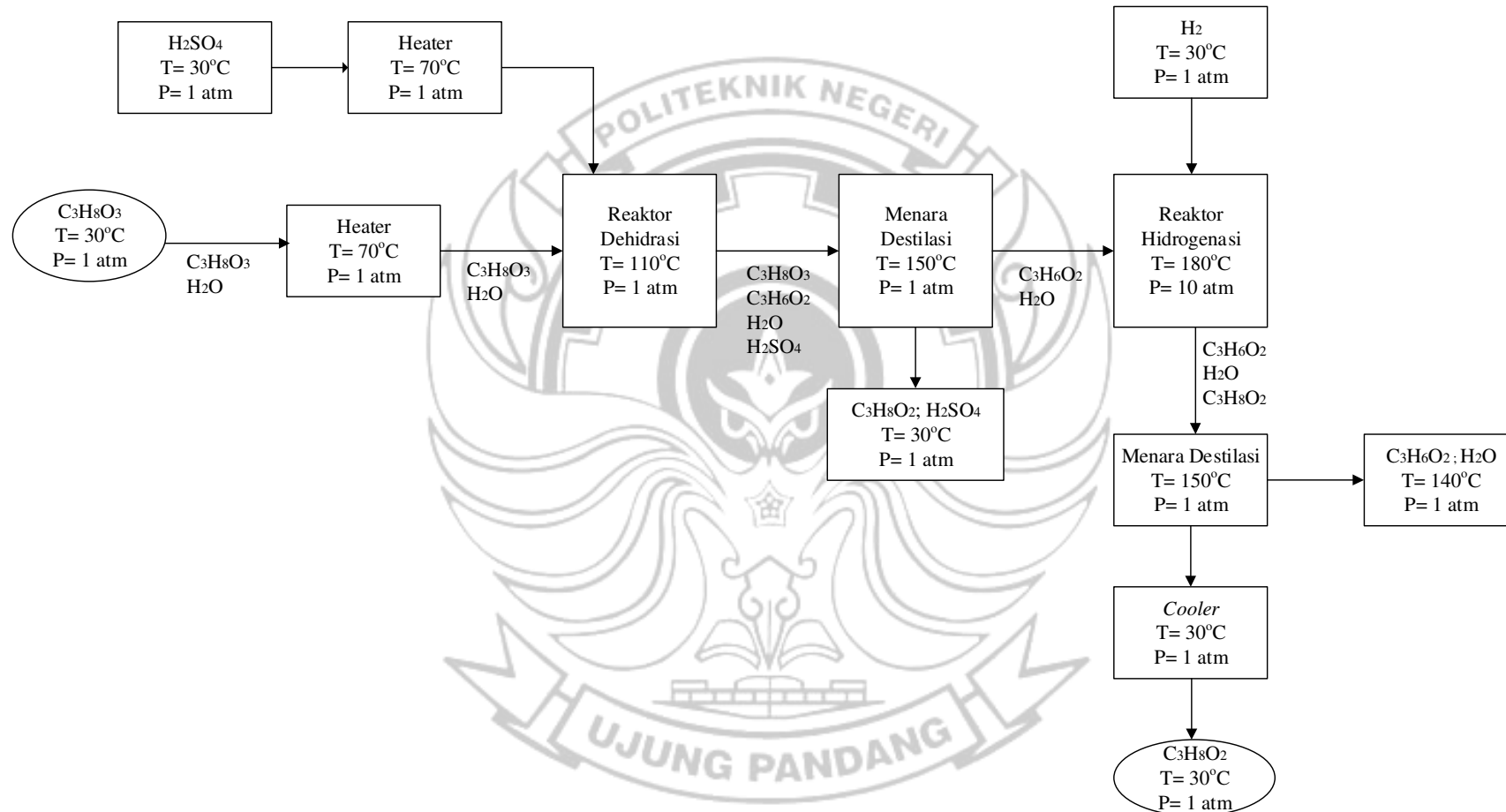
Propilen glikol, air dan asetol dalam fasa cair yang dihasilkan dari proses hidrogenasi selanjutnya diumpankan masuk ke dalam kolom destilasi untuk memurnikan produk propilen glikol. Proses pemurnian berlangsung pada suhu 150°C dan takanan 1 atm. Pada proses ini propilen glikol yang masih mengandung pengotor dialirkan ke bagian bawah kolom destilasi dengan kemurnian >99%, sementara *Asetol* (1- Hydroxypropan-2-one) dan air yang telah dipisahkan pada bagian destilat akan dialirkan ke tangki penyimpanan *Asetol*.



Sedangkan keluaran propilen glikol dari kolom bawah destilasi dialirkan ke *cooler* untuk didinginkan sebelum dialirkan ke tangki penyimpanan produk.

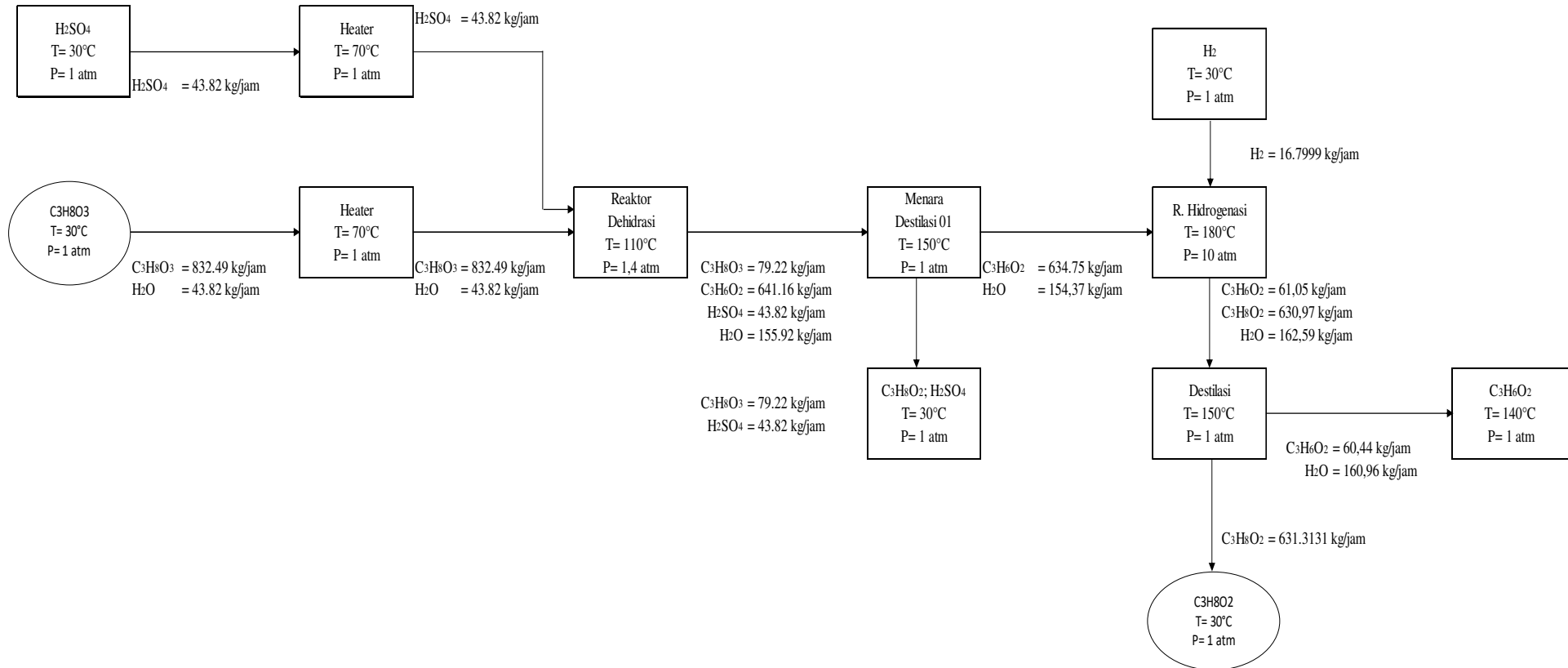


## 2.4 Diagram Alir Kualitatif Propilen Glikol



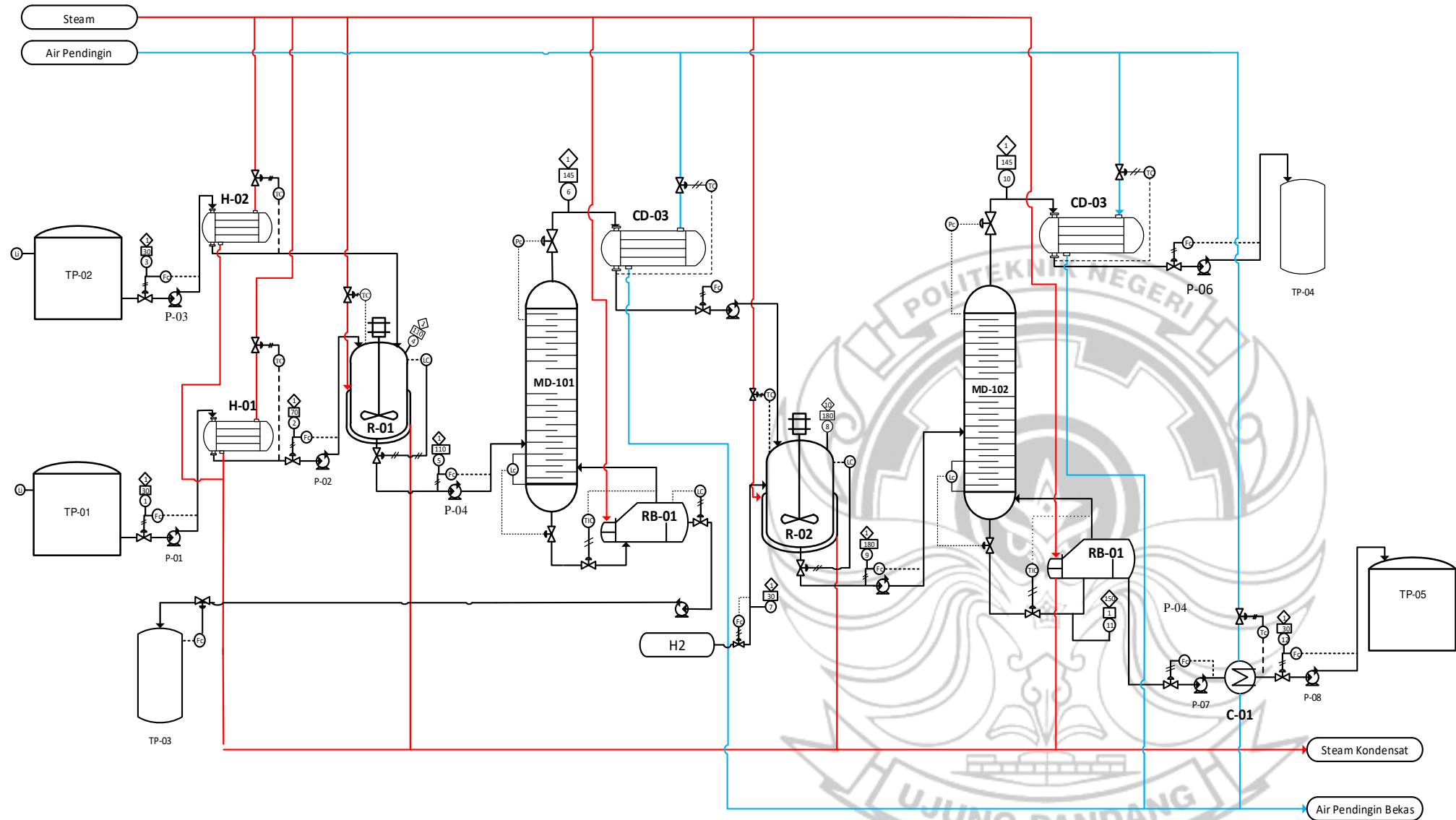
Gambar 2.1 Diagram proses kualitatif pembuatan propilen glikol

## 2.5 Diagram alir kuantitatif propilen glikol



Gambar 2.2 Diagram proses kualitatif pembuatan propilen glikol

PRARANCANGAN PABRIK *PROPYLENE GLYCOL* DARI *GLYCEROL* DENGAN KAPASITAS 5000 TON/TAHUN



No.	Kode	Nama alat
1	TP-101	Tangki bahan baku
2	TP-102	Tangki H2SO4
3	H-101	Heater gliserol
4	H-102	Heater H2SO4
5	R-101	Reaktor Dehidrasi
6	MD-101	Menara Destilasi
7	CD-101	Kondensor
8	RB-101	Reboiler
9	TP-103	Tangki sisa gliserol
10	R-102	Reaktor Hidrogenasi
11	MD-102	Menara Destilasi
12	CD-102	Kondensor
13	RB-102	Reboiler
14	TP-104	Tangki Asetol
15	TP-105	Tangki produk
16	P-101	Pompa
17	P-102	Pompa
18	P-103	Pompa
19	P-104	Pompa
20	P-105	Pompa
21	P-106	Pompa
22	P-107	Pompa
23	P-108	Pompa
24	P-109	Pompa

	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11
Gliserol	832.49	832.49			79.22		79.14				
Air	43.82	43.82			155.93	154.37	1.56		162.59	160.96	
H2SO4			43.82	43.82	43.82		43.82				
Asetol					641.16	634.75	6.41		61.05	60.44	
Hidrogen								16.71			
Propilen glikol									630.97		631.31
<b>Total</b>	<b>876.31</b>	<b>876.31</b>	<b>43.82</b>	<b>43.82</b>	<b>920.12</b>	<b>789.12</b>	<b>130.93</b>	<b>16.71</b>	<b>854.60</b>	<b>221.40</b>	<b>631.31</b>

Keterangan	
	Suhu
	Tekanan
	Arus
	Controler

Digambar	1. Rosmini
	2. Andi Rasti Rianti S.
Diperiksa	1. Dr. Joice Manga, S.T., M.T
	2. Dr. Ridhawati Thahir, S. T., M.T.
PRARANCANGAN PABRIK PROPILLEN GLIKOL DARI GLISEROL DENGAN KAPASITAS 5000 TON/TAHUN	
JURUSAN TEKNIK KIMIA S1 TERAPAN TEKNOLOGI REKA YASA KIMIA BERKELANJUTAN POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG	

### BAB III NERACA MASSA

Produk = Propilen Glikol

Kapasitas Produksi = 5.000 ton/tahun

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

$$\begin{aligned} \text{Rate Produksi} &= 5.000 \frac{\text{kg}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 631,3131 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

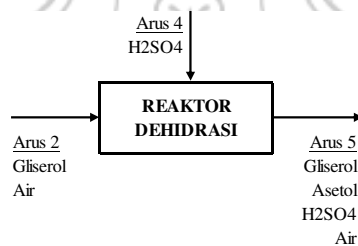
Basis awal yang digunakan = 100 kg/jam

Berdasarkan perhitungan dengan menggunakan basis umpan 100 kg/jam maka,

$$\begin{aligned} \text{Faktor pengali} &= \frac{\text{Kapasitas produksi aktual}}{\text{kapasitas produksi basis}} \\ &= \frac{631,31 \text{ kg/jam}}{72,04 \text{ kg/jam}} = 8,76 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan faktor pengali, diperoleh jumlah bahan baku yang dibutuhkan yaitu 832,49 kg/jam.

#### 3.1 Reaktor Dehidrasi (R-101)

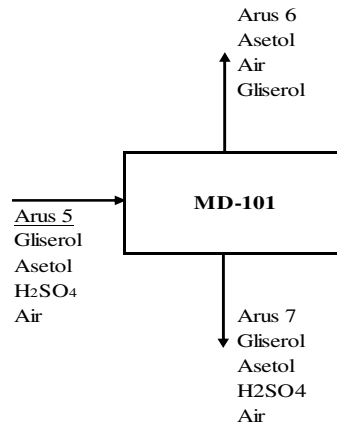


Tabel 3.1 Neraca Massa Reaktor Dehidrasi

Komponen	Masuk		Keluar
	F2	F4	F5
Gliserol	95	0	9,04
Air	5	0	17,79
Sulfuric Acid	0	5	5

Asetol	0	0	73,17
<b>Sub. Total</b>	<b>100</b>	<b>5</b>	<b>105</b>
<b>Total</b>		<b>105</b>	<b>105</b>

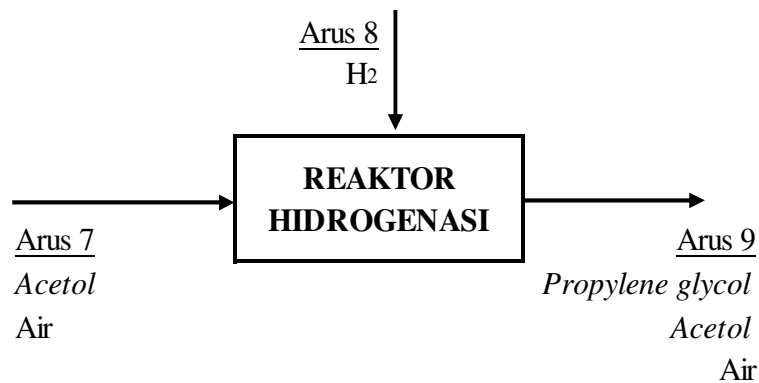
### 3.2 Menara Destilasi (MD-101)



Tabel 3.2 Neraca Massa Total Menara Deatilasi (MD-101)

Komponen	Input		Output	
	F5 (kg/jam)	F6 (kg/jam)	F7 (kg/jam)	
Gliserol	9,04	0,01	9,03	
Sulfuric Acid	5,00	0,00	5,00	
Acetol	73,17	72,43	0,73	
Air	17,79	17,62	0,18	
<b>Total</b>	<b>105</b>	<b>90,06</b>	<b>14,94</b>	
	<b>105</b>		<b>105</b>	

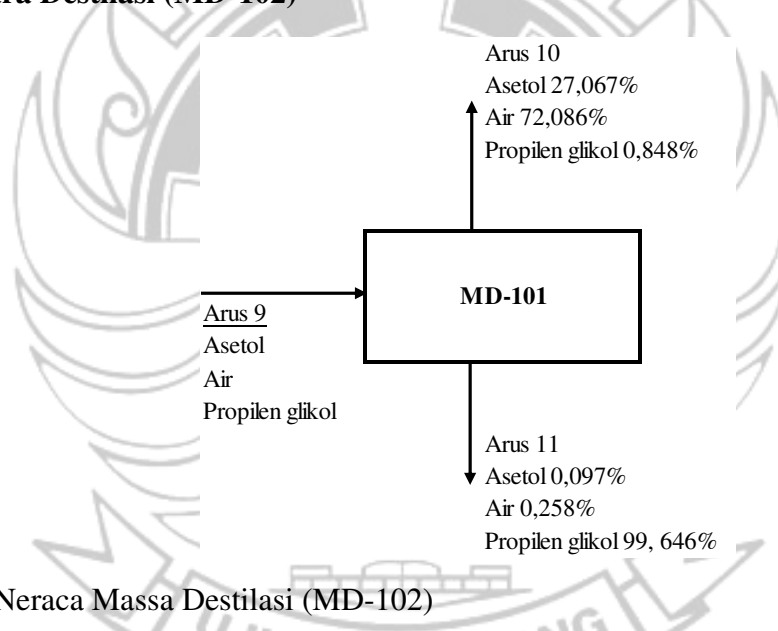
### 3.3 Reaktor Hidrogenasi (R-102)



Tabel 3.3 Neraca Massa Total Reaktor Hidrogenasi

Komponen	BM Kg/kmol	Masuk		Keluar
		F7	F8	F9
Asetol	74,08	77,06	0,00	6,97
Air	18,02	18,55	0,00	18,55
Hidrogen	2,02	0,000	1,91	0,00
Propilen	76,09	0,000	0,00	72,00
<b>Sub Total</b>		<b>95,62</b>	<b>1,91</b>	<b>97,52</b>
<b>Total</b>			<b>97,52</b>	<b>97,52</b>

### 3.4 Menara Destilasi (MD-102)



Tabel 3.4 Neraca Massa Destilasi (MD-102)

Komponen	Input		Output			
	Arus 9		Arus 10		Arus 11	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Acetol	0,09	6,97	0,09	6,90	0,00	0,07
Air	1,03	18,55	1,02	18,37	0,01	0,19
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	0,95	72,00	0,00	0,22	0,94	71,79
<b>Total</b>	<b>2,07</b>	<b>97,52</b>	<b>1,12</b>	<b>25,48</b>	<b>0,95</b>	<b>72,04</b>
		<b>97,52</b>				<b>97,52</b>

## BAB IV NERACA PANAS

Basis waktu : 1 jam

Satuan panas : kiloJoule (kJ)

Temperatur referensi : 25°C

### 4.1 Neraca Panas Heater (H-01)

Tabel 4.1 Neraca Panas Total pada Heater (H-101)

Umpan	Q1 input (kJ/jam)	Q2 output (kJ/jam)
Arus 1	12730,90	-
Arus 2	-	115806,09
Q steam	213232,84	-
Q kondensat	-	110157,65
<b>Total</b>	<b>225963,74</b>	<b>225963,74</b>

### 4.2 Neraca Panas Heater (H-02)

Tabel 4. 2 Neraca Panas Total pada Heater (H-102)

Umpan	Q3 input (kJ/jam)	Q4 output (kJ/jam)
Arus 14	313,47	
Arus 4		2877,05
Q steam	5303,31	
Q kondensat		2739,73
<b>Total</b>	<b>5616,78</b>	<b>5616,78</b>



### 4.3 Neraca Panas Reaktor Dehidrasi (R-01)

Tabel 4.3 Total Panas pada Reaktor Dehidrasi (R-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
	Q2	Q4	Q5	Q7
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	107.570,79	-	-	19.547,49
H <sub>2</sub> O	8.235,30	-	26353,1574	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	2.877,05	-	5.525,41
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-	-	-	109.360,34
Q steam	87.445,39			
Q kondensat				16.286,94
<b>Total</b>	<b>206.128,53</b>		<b>206.128,53</b>	

### 4.4 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-101)

Tabel 4.4 Neraca Panas Total pada Menara Destilasi (MD-101)

Komponen	Masuk		Keluar	
	(Kj/Jam.K)		(Kj/Jam.K)	
	Q6	Q8	Q9	
Gliserol	19547.49	38726.77	23.73	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5525.41	11017.75	0.0000	
Asetol	109360.35	2325.08	88196.94	
Air	55408.35	1094.17	29825.06	
<b>Sub Total</b>	<b>189841.59</b>	<b>53163.77</b>	<b>118045.72</b>	
Q Supply			345884.13	
Q Serap			364516.23	
<b>Total</b>	<b>535725.72</b>		<b>535725.72</b>	

#### 4.5 Neraca Panas Reaktor Hidrogenasi (R-02)

Tabel 4. 4 Neraca Panas Total pada Reaktor Hidrogenasi

Komponen	Masuk,kJ/jam	Masuk,kJ/jam	Keluar,KJ/jam
	Q9	Q10	Q11
C3H6O2	119858.17		13436.51
H2O	59953.72		290589.78
H2		10769.45	47666.52
C3H8O2			
<b>Sub total</b>	<b>179811.89</b>	<b>10769.45</b>	<b>351692.81</b>
Q steam	231877.65		
Qkondensat			70766.18
<b>Total</b>	<b>422458.99</b>		<b>422458.99</b>

#### 4.6 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-102)

Tabel 4. 5 Neraca Panas Total pada Menara Destilasi (MD-102)

Komponen	Masuk	Keluar	
	(Kj/Jam.K)	(Kj/Jam.K)	
	Q11	Q12	Q13
Asetol	6802,87	144,44	8313,55
Air	25965,17	507,64	31108,79
Propilen glikol	154338,84	309859,90	563,55
<b>Sub Total</b>	<b>187106,88</b>	<b>310511,98</b>	<b>39985,89</b>
Q Supply			737324,45
Q Serap			573933,45
<b>Total</b>	<b>924431,32</b>		<b>924431,32</b>

#### 4.7 Neraca Panas Cooler (CO-01)

Tabel 4. 6 Neraca Panas Total pada Cooler (CO-01)

Umpan	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
$C_3H_8O_2$	8822,59	80521,87
Q serap	55554,00	277770,03
Total	<b>286592,63</b>	<b>286592,63</b>



## BAB V SPESIFIKASI ALAT

### 5.1 Tangki penyimpanan gliserol (T-101)

Nama Alat	=	Tangki penyimpanan <i>glycerol</i>
Kode Alat	=	T-01
Fungsi	=	Tempat penyimpanan bahan baku <i>glycerol</i>
Tipe	=	Tangki silinder dengan tutup conical dished head dan = alas datar (flat).
Bahan	=	Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah	=	1 unit
Kondisi Operasi	=	Tekanan 1 atm; suhu 30°C
Kapasitas	=	16,69 m <sup>3</sup>
Diameter	=	2,57 m
Tinggi	=	4,38 m
Tebal shell	=	0,89 cm
Tebal tutup atas	=	0,31 cm
Tebal tutup bawah	=	0,52 cm

### 5.2 Heater Gliserol (H-101)

Fungsi	:	Menaikan temperatur
Jenis	:	Sheel and Tube heat exchanger
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-283 garde C
Luas Transfer Panas	:	229,93 ft <sup>2</sup>

Parameter : Shell  
Fluida : Steam (g)  
Laju alir massa : 876,30 kg/jam

Pemilihan HE dipilih 3/4 inch OD. 16BWG, 1 inch *square pitch* pada tabel 10 kern

OD : 3/4 inch  
Pitch : 1 inch  
Panjang tube : 16 ft  
Outside diameter : 0,75 in  
Inside diameter : 0,83 in  
a't : 0,29 in<sup>2</sup>  
a" : 0,1963 ft<sup>2</sup>/ft  
Passes : 4 passes  
Jumlah Tube : 90 buah tube  
A koreksi : 212,004 ft<sup>2</sup>  
Presurre Drop : 0,01833 psi

### 5.3 Tangki Penyimpanan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (T-102)

Kode Alat = TP-102  
Fungsi = Tempat penyimpanan katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>  
Tipe = Tangki silinder dengan tutup *conical dished head* dan  
= alas datar (*flat*).  
Bahan = *Carbon steel SA 283 Grade C*  
Jumlah = 1 unit

Kondisi Operasi = Tekanan 1 atm; suhu 30°C  
Kapasitas = 4,84 m<sup>3</sup>  
Diameter = 1,60 m  
Tinggi = 2,0019 m  
Tebal shell = 0,19 in  
Tebal tutup atas = 0,27 in  
Tebal tutup bawah = 0,93 in

#### 5.4 Heater H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (T-102)

Kode : H-102  
: Menaikkan Temperatur H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk masuk di tahap  
Fungsi selanjutnya  
Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*  
Aliran Fluida : *Counter Current*  
Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-285 Grade C  
Ukuran Anulus  
ID : 0,1615 ft  
OD : 0,1983ft  
NPS : 2 in  
Ukuran Inner Pipe  
ID : 0,0797 ft  
OD : 0,1100 ft  
NPS : 1 in

Panjang Harpain	: 20 ft
Jumlah Hairpin	: 1 buah
Luas area transfer	: 85,0739 ft <sup>2</sup>
Pressure drop a	: 7,7492 psi
Pressure Drip p	: 0,0015 psi

### 5.5 Reaktor Dehidrasi (R-101)

Fungsi	: Proses terjadinya reaksi dehidrasi dan terbentuknya produk intermediat <i>acetol</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-299</i>
Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB), Slinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal
Kondisi operasi	: Temperatur (T) = 110°C Tekanan (P) = 1 atm
Kapasitas reaktor	: 0,77 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D <sub>t</sub> )	: 0,94 m
Tinggi silinder (H <sub>s</sub> )	: 2,82 m
Tinggi total (H <sub>t</sub> )	: 3,21 m
Tinggi cairan (H <sub>c</sub> )	: 1,50 m
Tebal dinding silinder (t <sub>d</sub> )	: 0,15 in
Tebal dinding ellipsoidal (t <sub>e</sub> )	: 0,16 in
Jenis pengaduk	: <i>six flat blades turbin with 4 baffle</i>

Diameter impeller ( $D_a$ )	: 0,47 m
Panjang blade (L)	: 0,19 m
Jarak pengaduk dari dasar tangki (C)	: 0,76 m
Lebar baffle (J)	: 0,19 m
Kecepatan pengadukan(N)	: 3,54 putaran/detik
Power	: 4,90 HP
Tinggi jaket	: 1,58 m
Diameter jacket	: 1,22 m
Luas yang dilalui steam	: 7,22 m <sup>2</sup>

### 5.6 Menara Destilasi (MD-101)

Maka tinggi Menara destilasi dapat dihitung sebagai berikut :

Jumlah plate	= 24
Jumlah ruang kosong diatas plate teratas	= 24 - 1
	= 23
Plate spacing	= 0,5 m
Tebal plate	= 3 mm
	= 0,003 m
Tinggi ruang kosong diplate teratas	= 1,49 m
Tinggi ruang kosong diplate terbawah	= 1 m
Tinggi menara	= 14,07 m = 14 m
Diameter plate	= 2,65 m
Diameter hole	= 5 mm



Turndown rasio	= 0,85 %
Material plate	= <i>Stainless steel</i>
Material downcomer	= <i>Stainless steel</i>
Plate spacing	= 0,5 m
Tebal plate	= 3 mm
Tinggi weir	= 40 mm
Panjang weir	= 1,93 m
Plate pressure drop	= 57,93 mm liq

### 5.7 Kondensor Destilasi (CD-101)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	CD-101
Fungsi	Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak Destilasi
Suhu Masuk	Destilat : 110°C Air : 28°C
Suhu Keluar	Destilat : 145°C Air : 50°C
Jenis	Shell and tube horizontal
Shell	ID = 17,25 in Baffle = 17,25 in Passes = 8 pass $\Delta P$ = 0,28 psi
Tube	OD = 1 in

Jumlah = 82  
Panjang = 12 ft  
BWG = 8 in  
Pitch = 1,25 in  
Passes = 8 pass  
 $\Delta P$  = 1,09 Psi

Jumlah 1 unit

### 5.8 Reboiler (RB-101)

Fungsi = Sebagai pemanas lanjutan pada kolom bawah destilasi

Kode = RB

Tipe = Kettle Reboiler

Suhu steam = 150°C

Diameter luar tube = 1 in

Diameter dalam shell = 15,25 in

Panjang Pipa = 12 ft

Jumlah tube = 68 buah

Luas perpindahan panas = 206,5630 Btu/ft<sup>2</sup>F

### 5.9 Tangki Penyimpanan Sisa Gliserol (TP-103)

Nama Alat = Tangki penampungan sisa gliserol dari reaktor 02

Kode Alat = T-03

Fungsi	=	Tempat penyimpanan produk gas H <sub>2</sub>
Tipe	=	<i>Spherical Tank</i>
Bahan	=	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	=	1 unit
Kondisi Operasi	=	Tekanan 1 atm; suhu 30°C
Kapasitas	=	18,13 m <sup>3</sup>
Diameter	=	2,85 m
Tebal shell	=	0,25 in = 0,006 m
Tebal head	=	0,34 = 0,008 m
Tinggi	=	5,3892 m

### 5.10 Reaktor Hidrogenasi (R-102)

Fungsi	:	Proses terjadinya reaksi hidrogenasi dan terbentuknya produk <i>propylene glycol</i>
Jumlah	:	1 unit
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon Steel SA-299</i>
Tipe	:	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB), Slinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal, dilengkapi dengan jaket pengaduk.

Kondisi operasi	:	Temperatur (T)	=	220°C
		Tekanan (P)	=	1 atm
Kapasitas reaktor	:			1,23 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D <sub>t</sub> )	:			0,80 m
Tinggi silinder (H <sub>s</sub> )	:			2,42 m
Tinggi total (H <sub>t</sub> )	:			2,57 m
Tinggi cairan (H <sub>c</sub> )	:			1,93 m
Tebal dinding silinder (t <sub>d</sub> )	:			0,0039 m
Tebal dinding ellipsoidal (t <sub>e</sub> )	:			0,0041 m
Jenis pengaduk	:			<i>six flat blades turbin with 4 baffle</i>
Diameter impeller (D <sub>a</sub> )	:			0,40 m
Panjang blade (L)	:			0,10 m
Jarak pengaduk dari dasar tangki (C)	:			0,27 m
Lebar baffle (J)	:			0,07 m
Kecepatan pengadukan(N)	:			5,2096 putaran/detik
Power	:			2,98 HP
Tinggi jaket	:			2,70 m
Diameter jacket	:			0,96 m

Luas yang dilalui steam : 8,92 m<sup>2</sup>

### 5.11 Menara Destilasi (MD-102)

Maka tinggi Menara destilasi dapat dihitung sebagai berikut :

Jumlah plate	= 20
Jumlah ruang kosong diatas plate teratas	= 20 - 1
	= 19
Plate spacing	= 0,5 m
Tebal plate	= 3 mm
	= 0,003 m
Tinggi ruang kosong diplate teratas	= 1,27 m
Tinggi ruang kosong diplate terbawah	= 1,11 m
Tinggi menara	= 11,9 m = 12 m
Diameter plate	= 1,2 m
Diameter hole	= 5 mm
Turndown rasio	= 0,85 %
Material plate	= <i>Stainless steel</i>
Material downcomer	= <i>Stainless steel</i>

Plate spacing	= 0,5 m
Tebal plate	= 3 mm
Tinggi weir	= 40 mm
Panjang weir	= 1,16 m
Plate pressure drop	= 61,63 mm liq

### 5.12 Condensor (CD-102)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-03
Fungsi	Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak Destilasi
Suhu Masuk	Destilat : 150°C Air : 28°C
Suhu Keluar	Destilat : 145°C Air : 50°C
Jenis	Shell and tube horizontal
Shell	ID = 15,25 in Baffle = 15,25 in Passes = 2 pass $\Delta P$ = 1,332 psi
Tube	OD = 1 in Jumlah = 130 Panjang = 12 ft

	BWG	= 8 in
	Pitch	= 1,25 in
	Passes	= 2 pass
	$\Delta P$	= 1,7249 Psi
Jumlah		1 unit

### 5.13 Reboiler (RB-102)

Fungsi	= Sebagai pemanas lanjutan pada kolom bawah destilasi
Kode	= RB
Tipe	= Kettle Reboiler
Suhu steam	= 150°C
Diameter luar tube	= 1 in
Diameter dalam shell	= 15,25 in
Panjang Pipa	= 12 ft
Jumlah tube	= 68 buah
Luas perpindahan panas	= 206,5630 Btu/ft <sup>2</sup> °F

### 5.14 Cooler (C-101)

Nama alat	= Cooler
Kode alat	= CL-101
Fungsi	= Menurunkan suhu produk dari 150°C ke suhu 30 °C

Tipe	= <i>Double pipe</i>
Bahan	= <i>Carbon steel</i>
Jumlah	= 1 unit
Kondisi Operasi	= Tekanan 1 atm, 30°C
$\Delta Pa$ Anulus	= 0,29 psi
$\Delta Pa$ Inner pipe	= 0,14 psi
Jumlah hairpin	= 3 buah
Rd	= 0,009 Btu/h.ft <sup>2</sup> .F

### **5.15 Tangki penyimpanan asetol (TP-104)**

Nama Alat	= Tangki penyimpanan <i>Acetol</i>
Kode Alat	= T-05
Fungsi	= Tempat penyimpanan produk samping <i>Acetol</i> 99,5%
Tipe	= Silinder vertical dengan tutup dan alas berbentuk <i>torispherical</i>
Bahan	= <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	= 1 unit
Kondisi Operasi	= Tekanan 1 atm; suhu 30°C
Kapasitas	= 53,24 m <sup>3</sup>



Diameter	=	4,08 m
Tebal shell	=	0,31 in
Tebal head	=	0,40 m
Tinggi	=	7,79 m

### 5.16 Cooler (C-01)

Nama Alat	=	<i>Cooler-01</i>
Kode Alat	=	C-01
Fungsi	=	Menurunkan suhu produk dari 150°C ke 30°C
Tipe	=	<i>Double Pipe</i>
Bahan	=	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	=	1 unit
Kondisi Operasi	=	Tekanan 1 atm; suhu 30°C
OD Anulus	=	4,50 in
OD <i>Inner Pipe</i>	=	3,50 in
Jumlah Harpin	=	7
Rd	=	0,0052 Btu/h.ft <sup>2</sup> .F

### 5.17 Tangki penyimpanan *Asetol* (T-04)

Nama Alat	=	Tangki penyimpanan <i>Asetol</i>
Kode Alat	=	T-04
Fungsi	=	Tempat penyimpanan produk samping <i>Asetol</i> 99,5%

Tipe	=	Silinder vertical dengan tutup dan alas berbentuk <i>torispherical</i>
Bahan	=	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	=	1 unit
Kondisi Operasi	=	Tekanan 1 atm; suhu 30°C
Kapasitas	=	13,1359 m <sup>3</sup>
Diameter	=	2,7179 m
Tebal shell	=	0,006 m
Tebal head	=	0,051 m
Tinggi	=	5,1732 m

### **5.18 Tangki penyimpanan *propylene glycol* (T-05)**

Nama Alat	=	Tangki penyimpanan produk <i>propylene glycol</i>
Kode Alat	=	T-05
Fungsi	=	Tempat penyimpanan produk <i>propylene glycol</i>
Tipe	=	Tangki silinder dengan tutup <i>conical dished head</i> dan alas datar ( <i>flat</i> ).
Bahan	=	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	=	1 unit
Kondisi Operasi	=	Tekanan 1 atm; suhu 30°C

Kapasitas = 44,05 m<sup>3</sup>

Diameter = 3,55 m

Tinggi = 6,03 m

Tebal shell = 0,73 cm

Tebal tutup atas = 0,39 cm

Tebal tutup bawah = 5,08 cm

### 5.19 Pompa

Tipe = Centrifugal pump

Bahan Konstruksi = *Stainless steel*

Dalam proses produksi *propylene glycol* dari *glycerol* digunakan beberapa pompa *centrifugal*, yaitu:

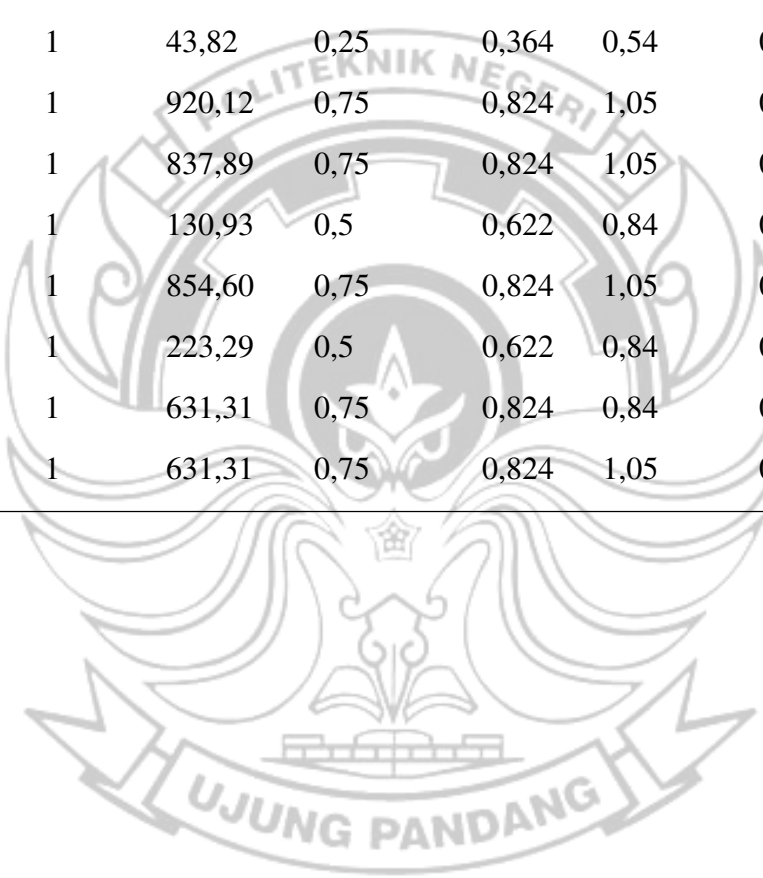
1. Pompa 101 : Mengalirkan gliserol dari TP ke heater 01
2. Pompa 102 : Mengalirkan katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> menuju Reaktor Dehidrasi
3. Pompa 103 : Mengalirkan larutan dari reaktor dehidrasi menuju ke Menara destilasi
4. Pompa 4 : Mengalirkan larutan dari keluaran bagian atas MD-101 Menuju ke reactor hidrogenasi
5. Pompa 105 : Mengalirkan larutan dari keluaran bottom MD-101 Menuju tangki penyimpanan sisa gliserol
6. Pompa 106 : Mengalirkan larutan keluaran R-102 ke Menara destilasi
7. Pompa 107 : Mengalirkan asetol dari kondensor destilasi ke TP-04

8. Pompa 08 : Mengalirkan asetol dari reboiler destilasi ke cooler

9. Pompa 09 : Mengalirkan asetol dari reboiler destilasi 2 ke cooler 101

**Tabel 5.1 Analog perhitungan pompa proses**

SPESIFIKASI POMPA							
No	Kode Pompa	Jumlah	Laju alir (kg/jam)	Nominal Pipe Size	ID (in)	OD (in)	Daya (Hp)
1	P-01	1	876,31	1	0,957	1,315	0.5 hp
2	P-02	1	43,82	0,25	0,364	0,54	0,5
3	P-03	1	920,12	0,75	0,824	1,05	0,5 Hp
4	P-04	1	837,89	0,75	0,824	1,05	0,5 Hp
5	P-05	1	130,93	0,5	0,622	0,84	0,5 Hp
6	P-06	1	854,60	0,75	0,824	1,05	0,5
7	P-07	1	223,29	0,5	0,622	0,84	0,5 Hp
8	P-08	1	631,31	0,75	0,824	0,84	0,5 Hp
9	P-09	1	631,31	0,75	0,824	1,05	0,5 Hp



## BAB VI UTILITAS

Utilitas pada suatu pabrik adalah bagian atau unit yang dapat menunjang proses proses produksi utama, sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas didalam prarancangan pabrik *propylene glycol* ini meliputi 4 unit:

1. Unit pengadaan air
2. Unit pengadaan steam
3. Unit pengadaan listrik
4. Unit pengadaan bahan bakar.

### 6.1 Unit pengadaan air

Unit pengadaan air bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air, yakni air pendingin, air umpan boiler, dan air konsumsi umum serta air sanitasi. Air pendingin pada perancangan pabrik *propylene glycol* ini menggunakan air yang diperoleh dari sungai pegatalan. Kebutuhan air pabrik ini dapat diperoleh dari sungai pegatalan wilayah Medan. Air yang digunakan pada proses produksi harus memenuhi kriteria agar tidak mengakibatkan kerusakan pada alat. Oleh karena itu, dibutuhkan suatu unit pengolahan air untuk mengolah air sebelum digunakan.

#### 6.1.1 Kebutuhan Air

Kebutuhan pada pabrik *propylene glycol* ini direncanakan memakai air sungai yang terlebih dahulu diproses agar bersih dan layak untuk dipergunakan sesuai dengan standar yang ditentukan. Penyediaan air dimaksudkan untuk memenuhi air yang meliputi:

a) Kebutuhan air selama proses produksi

- Air pendingin : 119.894,7165 kg/jam

- Air Umpan Biler : 934,023 kg/jam

b) Air Sanitasi (Ms)

Air sanitasi adalah air yang mengandung mineral dan tidak mengandung kotoran atau bakteri. Air sanitasi digunakan untuk para karyawan lingkungan pabrik (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/musholla, kantin dan lain-lain). kebutuhan air sanitasi direncanakan sebesar 592,3366 kg/jam.

### **6.1.2 Sistem Pengolahan Utilitas**

#### **a. Pengolahan Air**

Air sungai yang tersedia adalah air yang belum layak untuk dipergunakan karena masih mengandung kotoran, garam dan lain-lain. Oleh sebab itu air sungai perlu diproses lebih dahulu. Proses pengolahan air dimulai dari air sungai sebagai sumber air yang dipompa ke bak penampungan awal untuk mengendapkan partikel. Air kemudian dipompa ke tangki pengendapan lalu ditambahkan  $Al_2(SO_4)_3$  untuk mengendapkan partikel/kotoran yang ada, kemudian dipompa ke sand filter dengan media penyaring pasir dan kerikil dengan variasi diameter partikel menuju ke bak penampungan air bersih, selanjutnya dari bak penampungan air bersih ini didistribusikan ke bak air sanitasi untuk memenuhi kebutuhan air sanitasi, dengan menambahkan kaporit dengan konsentrasi 3 ppm dan klorin untuk membunuh kuman. Selanjutnya dari bak ini air akan dipompa untuk memenuhi kebutuhan sanitasi.

Kebutuhan air untuk air umpan boiler dipompa ke tangki anion dan kation exchanger untuk menghilangkan anion dan kation yang dapat menimbulkan kerak pada pipa, setelah itu air akan ditampung di bak penampungan umpan boiler dan selanjutnya akan dipompakan ke *deaerator* sebelum masuk ke boiler untuk kebutuhan air umpan. Untuk mengurangi kebutuhan air yang besar maka kebutuhan air pendingin dipompa dari bak penampungan air bersih ke bak air pendingin kemudian dipompakan ke *Colling Tower* untuk didinginkan sebelum di *recycle* ke bak penampungan untuk diproses kembali.

#### **b. Produksi Steam**

Penyediaan steam (uap) untuk pabrik *propylene glycol* dihasilkan dari boiler. Air umpan boiler terlebih dahulu diolah untuk memenuhi syarat sebagai air ketel, sehingga pembentukan kerak dan korosi pada boiler dapat dihindari. Syarat air umpan boiler yaitu :

1. Air tidak mengandung mineral kation dan anion seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}$  dll.
2. Zat-zat yang menyebabkan korosi dan dapat menyebabkan kerak (*scale forming*), yaitu gas-gas terlarut seperti  $\text{O}_2$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  dan  $\text{NH}_3$ .
3. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosin, yaitu zat organik, anorganik dan zat tidak terlarut dalam jumlah besar.

#### **c. Penyediaan Listrik**

Kebutuhan listrik pada pabrik ini direncanakan 58,6568 kW dengan pengaturan sebagai berikut:

- Untuk keperluan penggerak motor (proses)

- Untuk keperluan utilitas
- Untuk keperluan penerangan
- Untuk keperluan alat kontrol
- Untuk keperluan bengkel dan lain-lain

Sedangkan untuk menjamin kelancaran produksi disediakan generator listrik sebagai aliran listrik dari PLN jika mengalami gangguan. Disediakan 2 buah generator dengan kapasitas 74 Kw/jam.

## **6.2 Pengolahan Limbah**

Pada proses pembuatan *propylene glycol* ini menghasilkan limbah berupa sisa gliserol yang bercampur dengan sisa katalis  $H_2SO_4$ . Limbah ini akan disimpan dalam suatu tangki penampungan dan bila memungkinkan akan dipergunakan kembali atau dijual untuk keperluan industri lain.

### **SPESIFIKASI ALAT UTILITAS**

#### **1. Bak Penampungan Awal**

Fungsi : untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel dalam air yang berasal dari sungai

Bentuk : Bak dengan permukaan persegi panjang

Material : Beton kedap air

Jumlah : 3 unit

Panjang : 1,32 m

Lebar : 2,6 m

Tinggi : 4 m



## 2. Tangki Clarifier

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya proses koagulasi, flokulasi dan sedimentasi dengan koagulan ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ).

Kode : TC-201

Tipe : *Gravity clarifier*

Kapasitas : 20,51 m<sup>3</sup>

Tinggi clarifier : 4,6 m

Tebal shell : 0,18 m

Daya pengaduk : 5 Hp

Jumlah Koagulan : 1,8 kg/jam

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283 Grade C

Jumlah : 1 buah

## 3. Sand Filter

Fungsi : Untuk menyaring partikel-partikel halus yang tersisa

Kode alat : SF-01

Jenis : *Gravity sand filter*

Bentuk : Tangki silinder vertical berisi tumpukan pasir dan kerikil

Rate masuk : 17,09 m<sup>3</sup>/jam

Jumlah : 2 unit

Tinggi : 2 m

Diameter : 1,32 m

Tinggi pasir : 0,65 m

#### 4. Bak Penampung Air Bersih

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari *Sand Filter*

Kode : BP-202

Bentuk : Persegi panjang

Panjang : 3 meter

Lebar : 3 meter

Tinggi : 4 meter

Bahan konstruksi : Beton Bertulang

Jumlah : 1 buah

#### 5. Bak Air Sanitasi

Fungsi : Menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit ( $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ )

Kode : BP-203

Bentuk : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Volume bak : 1,50 m

Panjang : 6,15 m

Lebar : 4,10 m

Tinggi : 2,05 m

Jumlah : 1 buah

#### 6. Kation Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air

Kode : KE-201

Tipe : Tangki silinder vertical dengan tutup atas dan bawah berupa *standard dished head*.

Bahan konstruksi: *Carbon steel, SA-283 Grade C*

Kapasitas : 934,023 L/jam

Volume resin : 359,28 L

Tinggi *bed* resin : 1,2 m

Diameter : 0,77 m

Tinggi : 2,2 m

Kebutuhan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> : 6,29 L/8 jam regenerasi/minggu

Jumlah : 1 buah

## 7. Tangki H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Fungsi : Menampung air untuk didistribusikan sebagai air domestic dan air umpan boiler

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Bahan : *Carbon steel*

Suhu operasi : 303,15 K = 30°C

Tekanan operasi : 1 atm

Rapat massa : 995,68 kg/m<sup>3</sup>

Volume resin : 0,36 m<sup>3</sup>

Kebutuhan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> : 11,57 kg

Volume shell : 13,80 m<sup>3</sup>

Diameter : 2,60 m

H shell : 2,60 m

## 8. Anion Exchanger (AE-201)

Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air
Kode	: KE-201
Tipe	: Tangki silinder vertical dengan tutup atas dan bawah berupa <i>standard dished head</i> .
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel, SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 1,372,45 L/jam
Volume resin	: 30,19 L
Tinggi <i>bed</i> resin	: 1,2 m
Dimensi tangki:	
Diameter	: 1,10 m
Tinggi	: 2,58 m
Kebutuhan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	: 0,53 L untuk setiap 8 jam regenerasi/minggu
Jumlah	: 1 buah

## 9. Tangki pelarut NaOH

Fungsi	: Tempat melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion.
Jenis alat	: Tangki silinder tegak
Bahan	: <i>Carbon Steel</i>
Waktu tinggal	: 1 jam
Jumlah	: 1 unit
Volume Tangki	: 6,33 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,12 m
Tinggi	: 4 m

#### 10. Bak Penampung Air Umpan Boiler (BP-204)

Fungsi : Menampung air kebutuhan boiler  
Kode : BP-204  
Bentuk : Persegi panjang  
Volume bak : 4,92 m<sup>3</sup>  
Panjang : 2,35 m  
Lebar : 1,76m  
Tinggi : 2 m  
Bahan konstruksi : Beton bertulang  
Jumlah : 1 buah

#### 11. Dearerator

Fungsi : Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air  
Laju alir massa : 1.366,55 kg/jam  
Diameter : 2 m  
Tinggi : 1,5 m  
Tebal *shell* : 0,125 in

#### 12. Bak Air Pendingin (BP-205)

Fungsi : Untuk menampung air pendingin sebelum digunakan di pabrik  
Bentuk : Persegi Panjang  
Bahan : Beton bertulang  
Jumlah : 1 unit  
Volume bak : 1,70 m<sup>3</sup>  
Panjang : 3 m

Lebar : 2 m

Tinggi : 4 m

### 13. *Cooling Tower* (CT-201)

Fungsi : Mendinginkan sirkulasi air pendingin dari suhu 50°C ke 28°C

Tipe : *Cooling tower induced draft*

Luas tower : 11,74 m<sup>2</sup>

Panjang tower : 3,53 m

Lebar tower : 3,53 m

Tinggi tower : 4 m

Jumlah : 1 unit

Power standar : 4 Hp

### 14. Pompa

Dalam proses utilitas ini digunakan beberapa pompa yaitu:

- 1) P-201 : Mengalirkan air dari Sungai menuju bak penampungan awal
- 2) P-202 : Mengalirkan air dari bak penampungan awal menuju tangki pengendapan
- 3) P-203 : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih ke air sanitasi
- 4) P-204 : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih ke air umpan boiler
- 5) P-205 : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju tangki kation

exchanger

- 6) P-206 : Mengalirkan air dari tangki umpan boiler ke boiler
- 7) P-207 : Mengalirkan bahan bakar boiler dari tangki penyimpanan menuju boiler
- 8) P208 : Mengalirkan bahan bakar boiler dari tangki penyimpanan menuju generator

Tabel 6. 1 Analog perhitungan pompa utilitas

No	Kode pompa	Kapasitas pompa (kg/jam)	Nominal pipe size (in)	Inside Diameter (in)	Daya standar (Hp)
1	P-201	17.010,73	1	1,05	0,5
2	P-202	17.010,73	1	1,05	0,5
3	P-203	565,25	1/8	0,269	0,5
4	P-204	1.366,55	1/4	0,36	0,5
5	P-205	1.093,24	1/8	0,27	0,5
6	P-206	15.022,41	3/4	0,11	0,5
7	P-207	15.022,41	3/4	0,11	0,5
8	P-208	32,25	1/8	0,269	0,5

### 15. Tangki Bahan Bakar Generator

Fungsi : menyimpan bahan bakar solar untuk generator

Bentuk : silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

Bahan : Carbon Steel SA-283 grade C

Jumlah : 1 unit

Volume : 4,9750 m<sup>3</sup>

Diameter : 4,2 m

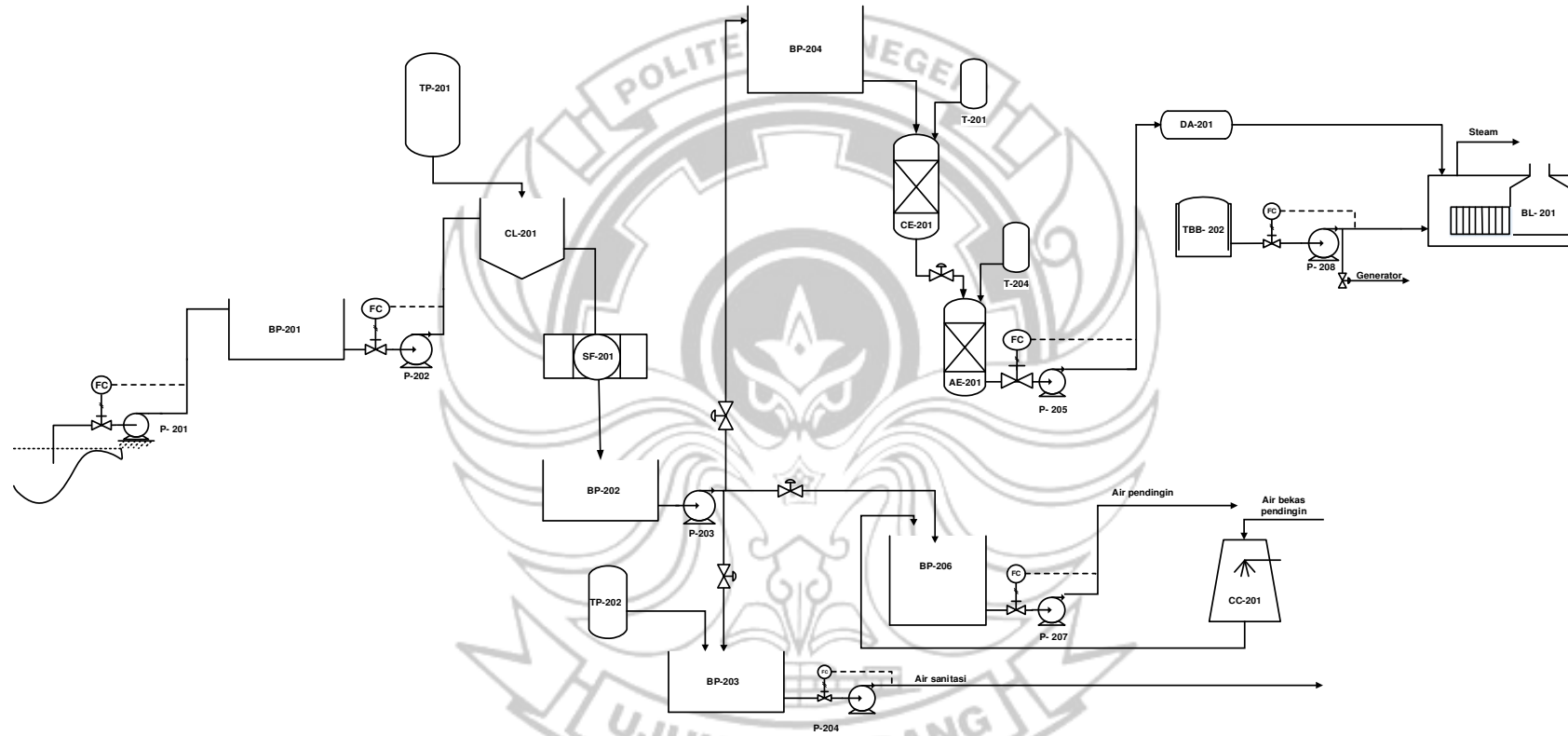
Tinggi : 6,3 m

Tebal : 0,24 in





# FLWSHEET WATER TREATMEN



Gambar 6. 1 Flowsheet Utilitas

## BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Instrumentasi dan keselamatan kerja merupakan dua faktor yang sangat diperlukan untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan. Instrumentasi digunakan untuk mengetahui dan mengendalikan jalannya proses agar produksi menjadi optimal. Keselamatan kerja digunakan untuk mencegah kerugian nyawa, materi, alat-alat, sarana dan prasana pabrik yang dapat timbul sewaktu-waktu.

### 7.1 Instrumentasi

Instrumentasi merupakan peralatan yang sangat penting dalam mengamati, mengontrol, dan mengendalikan proses produksi suatu industri. Pengontrolan atau pengendalian proses dipasang pada unit pabrik yang benar-benar memerlukan pengontrolan atau pengendalian secara cermat dan akurat agar kapasitas produksi yang dihasilkan sesuai dengan harapan. Dalam rangka pengoperasian pabrik, pemasangan alat-alat instrumentasi sangat dibutuhkan untuk memperoleh hasil produksi yang optimal. Pemilihan dan penempatan alat pengendali ini sangat penting karena menyangkut harga alat yang cukup mahal. Instrumentasi dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya, antara lain:

1. Manual atau *indicator*, yaitu alat pengamatan yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya tidak memerlukan ketelitian. Pada peralatan proses ini hanya dipasang penunjuk atau pencatat saja yang bisa berupa penunjuk (*indicator*) atau perekam (*recorder*).
2. Otomatis, yaitu *controller* yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya memerlukan ketelitian kondisi prosesnya. Perubahan kondisi

proses sedikit saja akan mempengaruhi produk baik kualitas maupun kuantitasnya sehingga alat proses ini perlu dipasang alat pengendali (*controller*).

Pemasangan alat-alat instrumentasi pada pabrik *propylene glycol* bertujuan sebagai pengontrol jalannya proses produksi dari peralatan-peralatan pada awal sampai akhir produksi, sehingga dalam kegiatan maupun aktivitas tiap-tiap unit alat instrumentasi tersebut dapat tercatat kondisi operasinya sesuai dengan yang dikehendaki. Hal ini juga mampu memberikan tanda-tanda apabila terjadi penyimpangan selama proses produksi berlangsung. Banyak pertimbangan yang harus dilakukan dalam pemilihan instrumen agar alat tersebut dapat berfungsi sesuai yang diharapkan. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

1. Jenis instrumentasi
2. Range yang diperlukan untuk pengukuran
3. Ketelitian yang diperlukan
4. Bahan konstruksi serta pemasangan pada kondisi proses
5. Faktor ekonomi.

Pada pra rancangan pabrik *propylene glycol* ini, instrumen yang digunakan berupa alat kontrol otomatis maupun manual. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis serta ekonomis dan kelayakan lingkungan kerja tetapi instrumen yang digunakan cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis karena ada beberapa keunggulan kompetitif bila dibandingkan secara manual. Namun demikian tenaga manusia masih sangat

diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses. Beberapa variabel proses yang biasanya dikontrol atau diukur oleh instrumen adalah:

1. Variabel utama: temperatur, tekanan, laju alir dan level cairan.
2. Variabel tambahan: densitas, viskositas, panas spesifik, konduktivitas, pH, kelembaban, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembaban, dan variabel lainnya.

Instrumen yang digunakan pada pra rencana pabrik ini antara lain pengatur suhu, pengatur tekanan, pengatur aliran dan pengatur tinggi liquida (Bahri, 2023).

1. Pengatur suhu
  - a. *Temperature Controller (TC)*, untuk mengatur, mengontrol dan mengendalikan temperatur operasi.
  - b. *Temperature Indicator (TI)*, untuk mengetahui secara langsung temperatur operasi dari alat-alat produksi.
  - c. *Temperature Indicator Controller (TIC)*, untuk melihat secara langsung temperatur, sekaligus mengontrol dan mengendalikan temperatur operasi.
2. Pengatur tekanan
  - a. *Pressure Indicator (PI)*, untuk mengetahui atau melihat secara langsung tekanan operasi pada peralatan proses.
  - b. *Pressure Controller (PC)*, untuk mengatur, mengontrol dan mengendalikan tekanan operasi.
3. Pengatur aliran
  - a. *Flowrate Controller (FC)*, untuk mengontrol laju alir bahan ke dalam suatu peralatan proses.

#### 4. Pengatur tinggi liquida

- a. *Level Controller (LC)*, untuk mengontrol ketinggian permukaan cairan dalam peralatan.
- b. *Level Indicator (LI)*, untuk melihat tinggi permukaan cairan dalam suatu alat operasi.

Dengan penggunaan alat-alat kontrol ini diharapkan tercapai hal-hal sebagai berikut:

1. Dapat menjaga variabel proses pada operasi yang dikehendaki.
2. Laju produksi dapat diatur dalam batas-batas yang aman.
3. Kualitas produksi lebih terjamin.
4. Membantu mempermudah pengoperasian suatu alat.

### **7.2 Keselamatan Kerja**

Dalam Undang-Undang No. 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja, ditetapkan syarat-syarat keselamatan kerja yang harus dipenuhi oleh setiap orang atau badan yang menjalankan usaha, baik formal maupun informal, dimanapun berada dalam upaya memberikan perlindungan keselamatan dan kesehatan semua orang yang berada di lingkungan usahanya (Tarwaka, 2016).

Agar kegiatan-kegiatan produksi dapat berjalan dengan lancar dan selamat maka faktor yang harus diperhatikan dalam suatu pabrik untuk menghindari dari hal-hal yang tidak diinginkan adalah keselamatan kerja yang terpadu dalam proses produksi. Kesehatan kerja adalah suatu kondisi yang optimal/maksimal dengan menunjukkan keadaan yang baik untuk mendukung terlaksananya suatu

kegiatan kerja dalam rangka menyelesaikan proses penyelesaian pekerjaan secara efektif (Lumbangaol, Saragih, & Hisabuan, 2022).

Secara umum keselamatan kerja diartikan sebagai suatu usaha untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman, bebas dari kecelakaan, kebakaran dan bebas dari penyakit lingkungan kerja. Keselamatan kerja harus mendapatkan perhatian khusus dalam merencanakan sebuah pabrik. Jaminan keamanan terhadap kemungkinan bahaya akan menjamin produktivitas kerja yang baik dan konsentrasi pada pekerjaannya, bahkan keselamatan kerja perlu sekali memperoleh perhatian untuk tujuan kemanusiaan, ekonomi, sosial dan hukum. Ruang lingkup dari usaha-usaha yang dilakukan untuk menangani masalah-masalah keselamatan kerja antara lain meliputi:

1. Sistem penerangan yang baik pada semua bagian pabrik
2. Memasang pipa-pipa air sekeliling bangunan pabrik dengan maksud untuk memudahkan penyemprotan jika terjadi kebakaran.
3. Menyediakan alat-alat pemadam kebakaran yang diletakkan dalam pabrik
4. Pipa atau kabel listrik diletakkan pada dinding untuk menghindari terjadinya bahaya yang disebabkan oleh listrik.
5. Pemakaian alat pelindung diri dan mendidik para operator untuk menggunakan alat-alat tersebut bila diperlukan untuk mencegah dan mengurangi kecelakaan, kebakaran dan penyakit akibat kerja.
6. Mengamankan instalasi, alat-alat produksi dan bahan produksi
7. Menciptakan lingkungan kerja yang aman dan nyaman

8. Memasang tanda-tanda khusus pada lokasi yang rawan dan bahaya kebakaran.

Selain itu perlu diperhatikan peraturan-peraturan dasar dari keselamatan kerja pada saat bekerja di pabrik kimia yaitu:

1. Tidak boleh merokok dan tidak boleh minum minuman yang beralkohol
2. Menggunakan safety di lingkungan pabrik
3. Instruksi-instruksi keselamatan kerja dan tanda-tanda bahaya harus diperhatikan.

Secara umum bahaya atau kecelakaan kerja terdapat 3 kategori yaitu, bahaya kebakaran, bahaya kecelakaan, bahaya terhadap zat-zat kimia. Untuk menghindari kecelakaan kerja yang mungkin terjadi, perlu diperhatikan pencegahan kecelakaan kerja sebagai berikut;

A. Pencegah Kebakaran

1. Penempatan unit utilitas dan power plant jauh dari Lokasi proses
2. Tidak memasang kabel atau kawat Listrik di daerah panas yang akan menimbulkan kebakaran
3. Memasang alat pendeteksi kebakaran, agar lebih cepat mengetahui telah terjadi kebakaran.

Adapun alat pencegah kebakaran yang perlu diperhatikan yaitu, memakai *portable fire-extinguisher* bagi daerah yang mudah dijangkau bila terjadi kebakaran dan menggunakan alat pemadam kebakaran mengandung karbon dioksida.

## B. Bahaya Kecelakaan

Salah satu bahaya kecelakaan dapat terjadi karena kesalahan mekanik yang disebabkan oleh kelalaian pengerjaan maupun kesalahan konstruksi yang tidak mengikuti aturan yang berlaku. Bentuk kerusakan umum sering terjadi adalah korosi dan ledakan. Kejadian ini menimbulkan kerugian yang besar dan bahkan membahayakan nyawa pekerja, berbagai kemungkinan kecelakaan akibat mekanik dan cara mencegahnya sebagai berikut:

1. Menyeleksi dengan hati-hati bahan konstruksi yang sesuai, tahan korosi. Semua bahan konstruksi yang umum dapat digunakan kecuali bahan seng dan tembaga.
2. Selain ditinjau dari segi ekonomisnya, perpipaan juga harus ditinjau dari segi keamanannya hal ini dikarenakan perpipaan yang kurang teratur dapat membahayakan pekerja terutama pada malam hari, seperti terbentur, tersandung dan sebagainya. Bahan yang digunakan untuk perpipaan harus memakai bahan konstruksi dari steel.
3. Alat-alat listrik dibawah tanah sebaiknya diberi tanda seperti dengan cat warna pada penutupnya atau diberi isolasi berwarna dan penerangan yang cukup pada semua bagian pabrik supaya operator tidak mengalami kesulitan dalam bekerja.

## C. Bahaya Bahan Kimia

1. Memberikan tanda-tanda atau gambargambar pada daerah yang berbahaya atau pada alat-alat yang berbahaya
2. Dalam ruang produksi para pekerja dan para operator dilarang merokok



3. Menggunakan beberapa alat pelindung diri seperti, pelindung mata, muka, masker (gas, debu dll), sarung tangan dan sepatu pengaman.

Alat-alat pelindung diri yang digunakan pada pabrik ini sebagai berikut :

- a. Pakaian Kerja

Pakaian kerja merupakan alat pelindung terhadap bahaya-bahaya kecelakaan. Untuk itu, perusahaan menyediakan jenis pakaian kerja yang cocok. Pakaian kerja mungkin cepat rusak oleh karena sifat pekerjaan yang berat, keadaan udara lembab dan pekerjaan penuh kotoran. Pakaian tenaga kerja pria yang bekerja melayani mesin seharusnya berlengan pendek, pas atau longgar pada dada atau punggung, tidak berdasi dan tidak ada lipatan-lipatan yang mungkin mendatangkan bahaya.

- b. Kacamata

Salah satu masalah tersulit dalam pencegahan kecelakaan adalah pencegahan yang menimpah mata. Kecelakaan mata berbeda-beda sehingga jenis kacamata pelindung yang digunakan juga beragam.

- c. Sepatu Pengaman

Sepatu pengaman seharusnya dapat melindungi tenaga kerja terhadap kecelakaan-kecelakaan yang disebabkan oleh bahan-bahan berat yang menimpah kaki seperti paku atau benda tajam lainnya yang mungkin terinjak. Selain itu sepatu pengaman juga harus bisa melindungi kaki dari bahaya terbakar karena logam cair dan bahan kimia korosif lainnya, juga kemungkinan tersandung atau tergelincir.

d. Sarung Tangan

Fungsinya melindungi tangan dan jari-jari dari api panas dingin, radiasi elektromagnetik dan radiasi mengion, listrik, bahan kimia, benturan dan pukulan, luka dan lecet, infeksi dan bahaya-bahaya lainnya yang bisa menimpa tangan jenis sarung tangan yang dipakai tergantung dari tingkat kecelakaan yang akan dicegah yang penting jari dan tangan harus bebas bergerak.

e. Helm Pengaman

Helm pengaman harus dipakai tenaga kerja yang mungkin tertimpa benda jatuh atau melayang atau benda-benda lain yang bergerak. Di Indonesia belum ada standar/klasifikasi helm pengaman ini, namun demikian helm pengaman tersebut selayaknya cukup keras dan kokoh tetapi tetap ringan sehingga tidak mengganggu pekerjaan. Bahan plastik dengan lapisan kain cocok untuk keperluan ini.

f. Pelindung Telinga

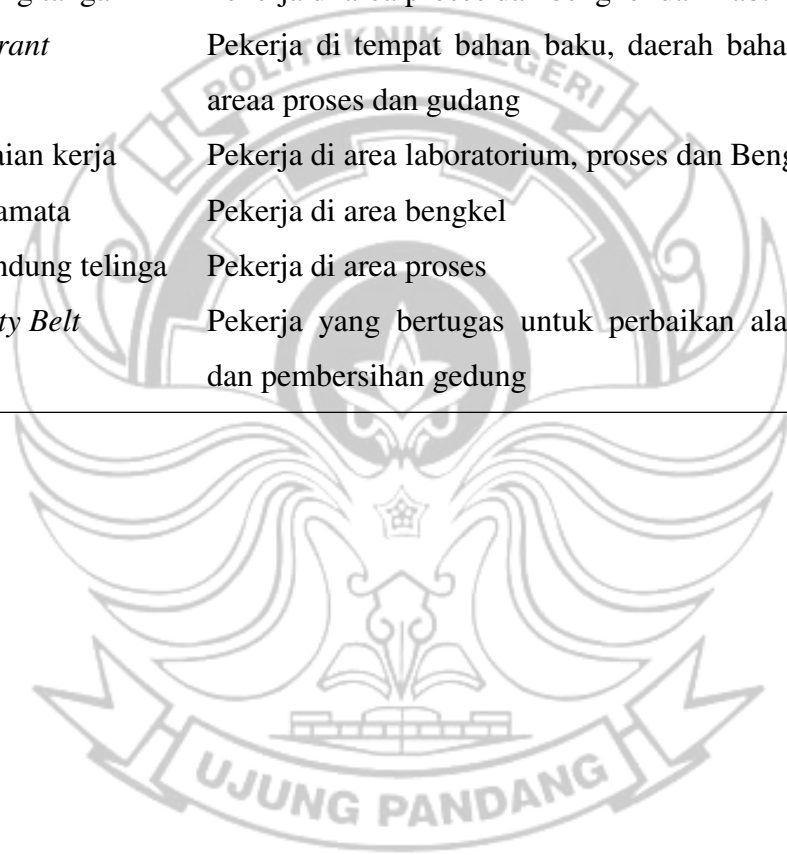
Telinga harus dilindungi dari kebisingan. Perlindungan kebisingan dilakukan dengan sumbat atau tutup telinga.

g. Masker

Paru-paru harus dilindungi dari udara tercemar atau kemungkinan kekurangan oksigen dalam udara. Bahan-bahan pencemar dapat berbentuk gas, uap logam, kabut dan debu yang bersifat racun. Sedangkan kekurangan oksigen mungkin terjadi di tempat yang udaranya buruk seperti tangki atau pada area boiler.

Tabel 7. 1 Alat pengaman yang digunakan

No.	Nama Alat	Pekerja yang dilindungi
1.	Masker	Pekerja di area proses, laboratorium, boiler dan bengkel
2.	Helm pengaman	Pekerja di area proses dan bengkel
3.	Sepatu pengaman	Pekerja di area proses dan bengkel
4.	Sarung tangan	Pekerja di area proses dan bengkel dan Lab.
5.	<i>Hydrant</i>	Pekerja di tempat bahan baku, daerah bahan bakar, areaa proses dan gudang
6.	Pakaian kerja	Pekerja di area laboratorium, proses dan Bengkel
7.	Kacamata	Pekerja di area bengkel
8.	Pelindung telinga	Pekerja di area proses
9.	<i>Safety Belt</i>	Pekerja yang bertugas untuk perbaikan alat proses dan pembersihan gedung



## **BAB VIII MANAJEMEN PERUSAHAAN**

### **8.1 Umum**

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT.)

Lapangan Usaha : Industri *Propylene Glycol*

Kapasitas produksi : 5.000 ton./tahun

Lokasi : Medan Kota Belawan, Sumatra Utara

### **8.2 Bentuk Perusahaan**

Bentuk perusahaan dari pabrik ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Dasar pertimbangan dari dipilihnya bentuk perusahaan ini atas beberapa faktor menurut (Widjaja, 2003) dikutip dalam (Putri, 2023) yaitu :

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staffnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staffnya atau karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen

Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman.

## 6. Lapangan usaha lebih luas

Suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha.

### 8.3 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Untuk mendapatkan suatu sistem yang terbaik, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol dan pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Berdasarkan pada prinsip pedoman tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu sistem *Line dan staff*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem, organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

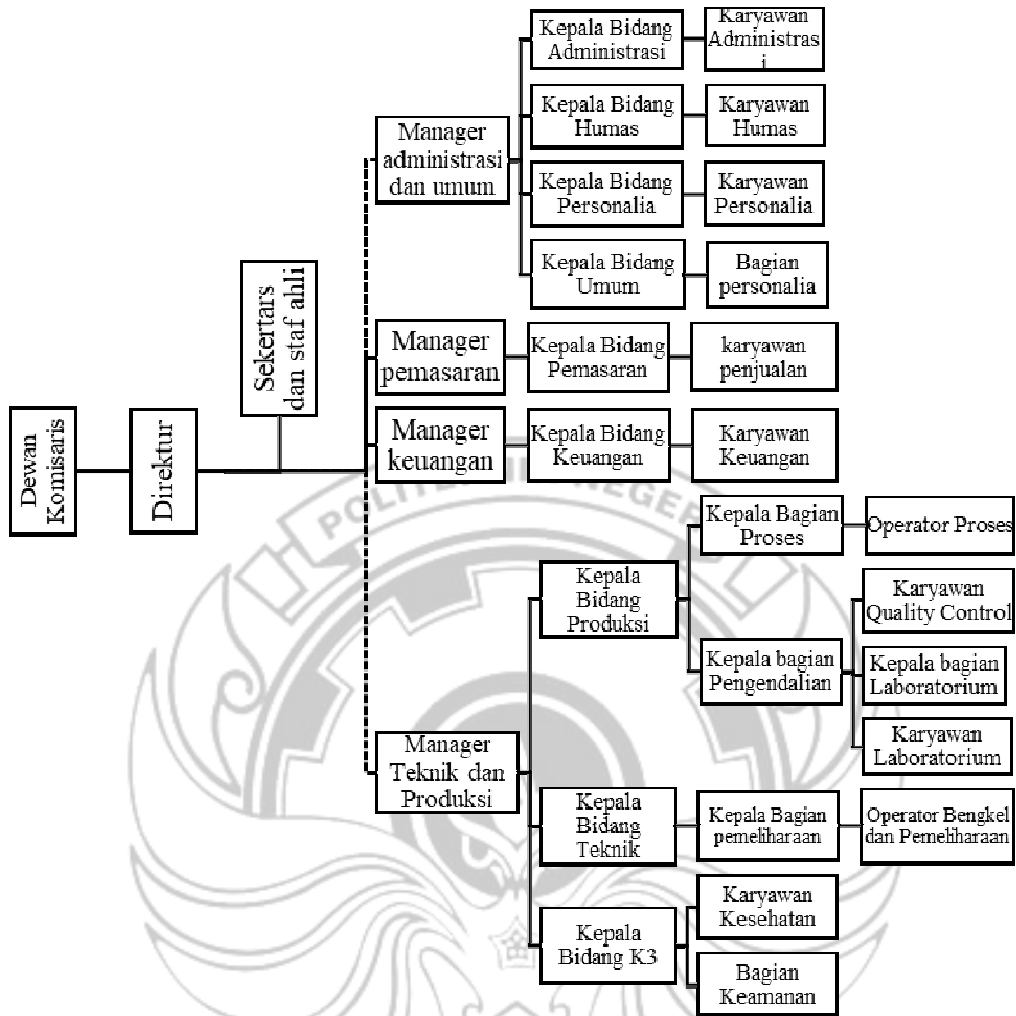
Ada 2 kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staff, yaitu:

1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Administrasi. Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Administrasi membidangi kelancaran pelayanan. Direktur-direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa kepala seksi dan masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing seksi.



Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan

## 8.4 Tugas dan Wewenang

### a. Pemegang saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang untuk:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris

2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### **b. Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya pemasaran sesuai dengan kebijakan pemerintah.
2. Mengawasi tugas-tugas direksi
3. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting.
4. Tanggung jawab perusahaan terhadap pemegang saham

#### **c. Dewan Direksi**

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab terhadap Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi, serta Direktur keuangan dan Administrasi.

Tugas-tugas direktur Utama:



1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada akhir jabatan.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerja sama dengan dengan Direktur Teknik dan Produksi, dan Direktur Keuangan dan Administrasi.

Tugas-tugas Direktur Teknik dan Produksi meliputi :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
3. Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang teknik, produksi pengembangan, pemeliharaan peralatan dan laboratorium.

Tugas Direktur Keuangan dan Administrasi meliputi:

1. Bertanggung jawab terhadap masalah-masalah pabrik yang berhubungan dengan administrasi, keuangan, hubungan masyarakat, dan hal umum lainnya.

#### **d. Staf Ahli**

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur utama dalam menjalankan tugasnya, baik yang berhubungan dengan teknik

maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidangnya. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:

1. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
2. Memberi masukan-masukan dalam perencanaan dan pengembangan perusahaan.
3. Memberi saran-saran dalam bidang hukum

#### **e. Manager**

Secara umum manager adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh perusahaan. Manager bertanggung jawab kepada Direktur Bidang. Manager membawahi *Supervisor*. *Supervisor* merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh manager masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap *supervisor* bertanggung jawab terhadap manager masing-masing sesuai dengan seksinya.

Direktur Bidang membawahi 6 Manager terdiri dari:

##### **1. Manager Produksi dan Utilitas**

Bertanggung jawab kepada Direktur teknik dan Produksi dalam bidang mutu, jalannya operasi pabrik sehari-hari serta menjaga kelangsungan proses produksi. Manager Produksi dan Utilitas membawahi 2 *Supervisor*:

a. *Supervisor* Proses Produksi

Tugas: Mengawasi jalannya proses produksi, menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/ Teknik Mesin

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 4 orang Kepala shift (S1/D3 Teknik Kimia)

18 orang Operator (D3 Teknik Kimia/D3 Teknik Mesin)

Tabel 8.1 Perincian Jumlah Karyawan Proses

<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah Orang/shift</b>	<b>Jumlah Orang x 3 Shift</b>
Unit persiapan bahan baku dan produk (tangki, pompa, heat exchanger)	2	6
Unit Reaksi (Reaktor)	1	3
Unit Pemurnin (menara detilasi)	2	6
Board Operator	1	3
<b>Total</b>	<b>4</b>	<b>18</b>

b. *Supervisor* Utilitas

Tugas: melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan uap dan air.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/ Teknik Mesin

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 1 orang Kepala shift (S-1/D3 Teknik Mesin)

4 orang operator (D3 Teknik Mesin)

Tabel 8.2 Perincian Jumlah Karyawan Utilitas

<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah Orang/shift</b>	<b>Jumlah Orang x 3 Shift</b>
Unit Pengolahan Air	1	3
Unit Penyediaan <i>Steam</i>	2	6
<i>Board Operator</i>		1
<b>Total</b>	<b>3</b>	<b>10</b>

2. Manager teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dan bertanggung jawab terhadap pengelolaan pabrik secara teknis yang meliputi pemeliharaan peralatan, bengkel, gudang, dan perlengkapannya.

a. Supervisor Listrik dan Instrumentasi

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

Pendidikan : Sarjana Teknik Elektro

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 1 orang kepala shift (S-1/D3 Teknik Elektro)

2 orang Operator (D3 Teknik Elektro/ STM listrik)

b. Supervisor Peralatan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/ Teknik Mesin

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 1 orang kepala shift (S-1 Teknik Mesin)

4 orang operator (D3-Teknik Mesin)

### 3. Manager Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dan bertanggung jawab memimpin aktivitas laboratorium, pengendalian mutu, penelitian, dan pengembangan.

Manager Litbang membawahi 2 supervisor:

#### a. Supervisor Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugas : Menyelenggaraan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang kepala shift (S-1 Teknik / MIPA Kimia)

4 orang operator (D3 MIPA/ Analitik)

#### b. Supervisor Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia/

Jumlah : 1 orang

Bawahan : 4 orang staff 1 (S-1 Teknik Kimia/ Elektro/ Mesin)

#### 4. Manager Keuangan dan Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Administrasi dalam bidang administrasi, keuangan dan pemasaran termasuk pembelian bahan baku, bahan pembantu dan penjualan produk.

Manager Keuangan membawahi 3 supervisor:

##### a. Supervisor Keuangan

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

Pendidikan : Sarjana Ekonomi/ Akuntansi

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 2 orang staff I (S-1/D3 Ekonomi/Akuntansi)  
2 orang staff II (SLTA)

##### b. Supervisor Pemasaran

Tugas : Mengkoordinir kegiatan pemasaran produk dan mengatur distribusi barang dari gudang

Pendidikan : Sarjana Teknik Industri/Ekonomi

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 2 orang Staff I (S1/D3 Ekonomi/ Akuntansi)  
2 orang staff II (SLTA)

##### c. Supervisor Pembelian

Tugas : Mengatur dan mengumpulkan semua informasi mengenai bahan baku dan bahan lain yang dibutuhkan perusahaan dan mengadakan tender pembelian.

Pendidikan : Sarjana Teknik Industri/ Ekonomi

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 2 orang staff I(S-1/D3 Ekonomi/ Akuntansi)

2 orang staff II (SLTA)

5. Manager Administrasi

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Administrasi dalam bidang administrasi pabrik, personalia, dan tata usaha.

Manager Administrasi membawahi 2 supervisor:

a. Supervisor Personalia

Bertugas untuk mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian

Pendidikan : Sarjana Hukum / Psikologi

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 2 orang staff I (S-1/D3 Komunikasi/Psikologi)

2 orang staff II (SLTA)

b. Supervisor Tata Usaha

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

Pendidikan : Sarjana Hukum/ Ekonomi

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 2 orang staff I (S-1/D3 Manajemen Perusahaan)  
2 orang staff II (SLTA)

## 6. Manager Umum

Bertanggung jawab kepada Direkur Keuangan dan Administrasi dalam mengelola bidang hubungan masyarakat, keamanan dan kesejahteraan karyawan.

Manager Umum membawahi 2 supervisor

### a. Supervisor Hubungan Masyarakat

Bertugas untuk menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat serta mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

Pendidikan : Sarjana Hukum/Psikologi/Komunikasi

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 2 orang staff (S1/D3 Komunikasi)

4 orang kepala shift

10 orang satpam

### b. Supervisor Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab terhadap masalah kesehatan karyawan dan keluarga serta menangani masalah keselamatan kerja dalam perusahaan

Pendidikan : Dokter Umum

Jumlah : 1 Orang

Bawahan : 2 orang staff I (S1/D3 Hiperkes/Akper)



2 orang staff II (S1/D3 Hiperkes/Akper)

### 8.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik direncanakan beroperasi 24 jam selama 330 hari dalam setahun. Untuk perbaikan, perawatan dan *shutdown* dilakukan pada sisa hari diluar hari libur. Karena proses produksi berlangsung secara *continue*, maka karyawan dibagi menjadi 2 kelompok yaitu karyawan *shift dan non-shift*. Bagi karyawan *non shift* di hari libur nasional tidak masuk kerja. Berbeda dengan karyawan *shift*, pada saat hari libur harus tetap bekerja dengan catatan hari tersebut dapat diperhitungkan sebagai jam lembur. Setiap karyawan mendapatkan hak cuti sebanyak 12 hari setiap tahunnya. Karyawan *non shift / harian*

1. Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Karyawan yang termasuk *non shift* adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta seluruh yang tugasnya berada dikantor. Dalam 1 minggu diberlakukan 6 hari kerja. Dengan jadwal sebagai berikut:

Jam Kerja

Senin - Jumat : 07.00 – 16.00 WIB

Sabtu : 07.00 – 14.00 WIB

Jam Istirahat

Senin – Kamis & Sabtu : 07.00 – 14.00 WIB

Jumat : 11.30 – 13.00 WIB

2. Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* antara lain: operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian utilitas, pengendalian, laboratorium dan bagian-bagian keamanan. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian, dengan pengaturan sebagai berikut :

a. *Shift* operasi, dibagi 3 :

- *Shift* pagi : jam 07.00 - 15.00 WIB
- *Shift* sore : jam 15.00 - 23.00 WIB
- *Shift* malam : jam 23.00 – 07.00 WIB

b. *Shift* Keamanan, dibagi 3 :

- *Shift* pagi : jam 07.00 - 15.00 WIB
- *Shift* sore : jam 15.00 - 23.00 WIB
- *Shift* malam : jam 23.00 – 07.00 WIB

Untuk karyawan *shift* akan dibagi menjadi 4 kelompok (A/B/C/D), Dimana 3 kelompok kerja dan 1 kelompok libur. Untuk hari libur, kelompok yang bertugas tetap harus masuk. Jadwal kerja masing-masing kelompok ditabelkan pada tabel 8.1

Tabel 8.3 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Group	Hari ke-												Dst
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
A	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	...

B	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	....
C	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	....
D	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	....

---

Keterangan :

P = Pagi      S = Siang      M = Malam      L = Libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karir para karyawan dalam perusahaan.

### 8.6 Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada pabrik *propylene glycol* ini sistem upah karyawan beda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut statusnya karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan.

### **Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji**

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien.

Tabel 8.4 Jumlah Karyawan Sesuai Tingkat Pendidikan

<b>No</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Pendidikan min.</b>
1.	Direktur Utama	1	S-2
2.	<i>Staff Ahli</i>	2	S-2
3.	Direktur	2	S-1
4.	Manager	4	S-1
5.	Supervisor	12	S-1
6.	Kepala <i>Shift</i>	16	S-1/D-3
7.	Pegawai <i>Staff 1</i>	14	S-1/D-3
8.	Pegawai <i>Staff 2</i>	12	SLTA
<b>No</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Pendidikan min.</b>
9.	<i>Operator</i>	30	D-3
10.	<i>Security</i>	10	SLTA
11.	<i>Cleaning Service</i>	8	SLTA
12.	<i>Medical staff</i>	3	S-1/D-3
<b>Total</b>		<b>114</b>	

Tabel 8.5 Perincian Golongan dan Gaji Karyawan

<b>Gol</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Gaji/bulan (Rp.)</b>	<b>Kualifikasi</b>
I	Direktur Utama	50.000.000	S-2
II	<i>Staff Ahli</i>	15.500.000	S-2
III	Direktur	35.000.000	S-1
IV	Manager	10.000.000	S-1

V	Supervisor	7.500.000	S-1
VI	Kepala <i>Shift</i>	6.500.000	S-1/D-3
VII	Pegawai <i>Staff</i> 1	5.500.000	S-1/D-3
VIII	Pegawai <i>Staff</i> 2	4.000.000	SLTA
IX	<i>Operator</i>	5.000.000	D-3
X	<i>Security</i>	3.500.000	SLTA
XI	<i>Cleaning Service</i>	3.500.000	SLTA

### **Kesejahteraan Karyawan**

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain:

#### 1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

#### 2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan pada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
- Cuti Sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

#### 3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan pada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

#### 4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

## **BAB IX TATA LETAK PABRIK DAN PEMETAAN**

### **9.1 Lokasi Pabrik**

Lokasi dan tata letak peralatan dalam suatu rancangan pabrik merupakan syarat penting dalam keberlangsungan suatu pabrik dan mendukung kelancaran suatu proses produksi. Lokasi pabrik memperkirakan seberapa besar biaya yang harus dikeluarkan untuk mendirikan pabrik yang meliputi pendistribusian bahan baku, pemenuhan kebutuhan utilitas dan pengadaan tanah untuk area pabrik. Tata letak komponen dalam pabrik juga mempengaruhi efisiensi area yang digunakan dan faktor keselamatan dalam pabrik tersebut. Oleh karena itu, pengaturan lokasi dan tata letak pabrik yang sedemikian rupa sangat diperlukan sehingga mampu memenuhi kualitas dan kuantitas produk yang ingin dicapai. Pabrik *propylene glycol* ini direncanakan akan dibangun di kawasan Melawan II, Medan Kota Belawan, Kota Medan, Sumatra Utara. Ada beberapa faktor yang harus

diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik yang akan dirancang secara teknis dan ekonomi menguntungkan.

## 1. Faktor Primer

### a. Penyediaan bahan baku

Suatu pabrik seharusnya berada didaerah yang dekat dengan sumber bahan baku agar proses produksi dapat berjalan dengan lancar. Bahan baku utama yang digunakan dalam pabrik *propylene glycol* yang akan di bangun adalah *glycerol*. Bahan baku *glycerol* pada pabrik ini diperoleh dari PT. Sinar Oleochemical Int dan PT. Flora Sawita sedangkan untuk gas  $H_2$  diperoleh dari PT. Usaha Mulia Perkasa berlokasi di Medan, Kota Bekasi, yang dekat dari lokasi pendirian pabrik *propylene glycol*.

### b. Pemasaran produk

Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan daerah pemasaran produk. Daerah Belawan, Koda Medan merupakan daerah strategis untuk pendirian pabrik *propylene glycol* karena banyaknya pabrik yang menggunakan sirup glukosa seperti PT. Paragon Technology and Innovation, PT. KOA Indonesia, PT. Unilever Tbk, PT. Gloria Origita Cosmetics, PT. Bina Karya Prima, sehingga lokasinya cukup strategis untuk didirikan.

### c. Sarana transportasi

Sarana transportasi sangat penting bagi suatu industri. Gresik merupakan kawasan industri yang didalam area ini telah tersedia jalur transportasi yang lengkap mulai dari jalan raya dan pelabuhan kapal. Dekatnya lokasi

pabrik dengan fasilitas transportasi diharapkan pemasokan bahan baku dan pemasaran hasil produksi tidak akan mengalami kesulitan.

d. Tenaga kerja

Tersedianya tenaga kerja yang terampil mutlak diperlukan untuk menjalankan mesin mesin produksi. Tenaga kerja dapat direkrut dari daerah Medan dan sekitarnya.

e. Penyediaan utilitas

Pada suatu pabrik unit utilitas sangatlah penting, dimana unit utilitas merupakan sarana kelancaran untuk proses produksi. Unit utilitas terbagi atas air, listrik dan bahan bakar. Air merupakan salah satu kebutuhan yang penting bagi suatu industri. Dimana air digunakan untuk kebutuhan proses, media pendingin, air sanitasi, dan kebutuhan lainnya. Kebutuhan air untuk proses pada pabrik ini dapat dipenuhi dengan menggunakan air dari sungai pegatalan yang berdekatan dengan lokasi pendirian pabrik. Bahan bakar yang digunakan adalah solar diperoleh dari PT. Pertamina yang berada di dekat lokasi, sedangkan untuk pasokan listrik disediakan oleh PLN.

2. Faktor Sekunder

a. Perluasan area pabrik

Medan memiliki kemungkinan untuk perluasan pabrik karena mempunyai area atau wilayah yang cukup luas. Hal ini perlu diperhatikan karena dengan meningkatnya permintaan produk akan menuntut adanya perluasan pabrik.

b. Lahan



Faktor ini berkaitan dengan rencana pengembangan pabrik lebih lanjut. Medan merupakan suatu kawasan yang masih memiliki lahan kosong sehingga lahan - lahan didaerah ini dapat dipersiapkan untuk pendirian dan pengembangan suatu pabrik.

c. Sosial Masyarakat

Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik *propylene glycol* karena akan membuka lapangan kerja bagi mereka dan diupayakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya.

Dari pertimbangan faktor-faktor diatas, maka dipilih kawasan Melawan II, Medan Kota Belawan, Kota Medan, Sumatra Utara sebagai pendirian pabrik *propylene glycol*.



Gambar 9.1 Peta Lokasi Pendirian Pra Rancangan Pabrik Propylene Glycol

## 9.2 Tata Letak Pabrik

Pengaturan tata letak pabrik perlu mendapatkan perhatian khusus. Penentuan tata letak alat ini harus diperhatikan dari segi operasional, perawatan, keamanan serta konstruksi yang baik dan aman.

Tujuan dari tata letak pabrik ini yaitu untuk menghemat waktu transportasi bahan baku atau produk, susunan alat yang efisien, serta karyawan dalam area pabrik dapat bekerja secara efektif dan efisien sehingga tidak ada area kosong yang dibiarkan tidak terpakai, menghemat lahan sehingga hemat biaya investasi dan pajak, pencegahan kecelakaan kerja, serta memudahkan koordinasi kerja sehingga komunikasi antar bagian dapat terjalin baik.

Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, storage (persediaan) dan handling area dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor (Paters & Timmerhaus, 1991):

- a) Urutan proses produksi.
- b) Pengembangan lokasi baru atau penambahan atau perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- c) Distribusi ekonomis pada pengadaan air, steam proses, tenaga listrik, dan bahan baku.
- d) Pemeliharaan dan perbaikan.
- e) Keamanan (safety) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
- f) Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.

- g) Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses atau mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- h) Masalah pembuangan limbah cair.
- i) Service area, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan seperti (Paters & Timmerhaus, 1991) :

- a) Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi sehingga mengurangi material handling.
- b) Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*.
- c) Mengurangi biaya produksi.
- d) Meningkatkan keselamatan kerja.
- e) Mengurangi kerja seminimum mungkin.
- f) Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan bahan baku dan produk ditinjau dari hubungan satu sama lainnya. Adapun hal-hal umum yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

- 1) Kemungkinan perluasan pabrik dan penambahan bangunan

Area perluasan pabrik harus direncanakan sejak awal agar masalah kebutuhan tempat tidak timbul di masa yang akan datang. Sejumlah area khusus perlu disiapkan untuk perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas pabrik ataupun untuk mengolah produk tersebut menjadi produk lainnya.

2) Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman. Tangki penyimpanan bahan baku ataupun produk berbahaya harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan yang lain, guna memberikan ruang yang leluasa untuk keselamatan.

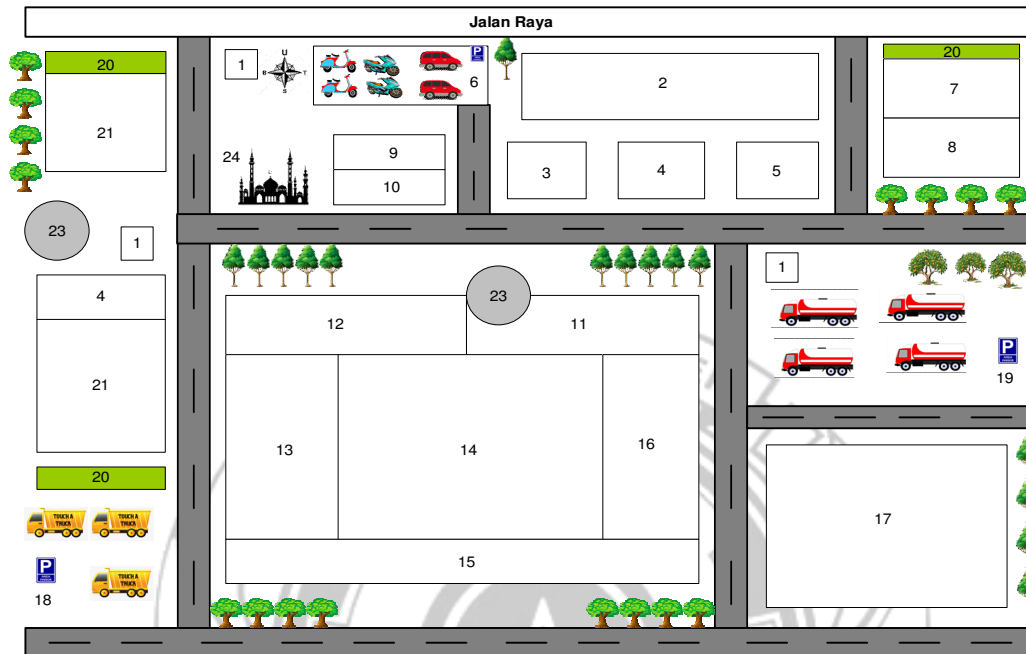
3) Luas area yang tersedia

Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan di atas peralatan lainnya maupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4) Instalasi dan utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan peralatan proses harus diatur agar menjamin kelancaran operasi dan memudahkan perawatannya.

Tata letak pabrik *propylene glycol* dapat dilihat pada gambar 9.2 dan rincin keterangan pada tabel 9.2



Gambar 9.2 Tata letak pabrik propilen glikol

Keterangan gambar:

Tabel 9.1 Keterangan gambar tata letak pabrik propilen glikol

No	Keterangan	No	Keterangan
1	Pos keamanan	13	Area bahan baku
2	Kantor	14	Area proses
3	Ruang tunggu	15	Area penimbangan
4	Taman	16	Area produk
5	Ruang HSE	17	Area Utilitas
6	Area parkir	18	Parkir truk bahan baku
7	Perpustakaan	19	Parkir truk produk
8	Ruang Olahraga	20	Area hijau
9	Poliklinik	21	Mess karyawan

10	Kantin	22	Taman
11	Laboratorium	23	Assembly area
12	Ruang kontrol area proses	24	Masjid

---

### **Tata Letak Peralatan Proses**

Tata letak peralatan merupakan tempat kedudukan alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga kelancaran produksi bisa terjamin. Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang harus dipertimbangkan:

1) Aliran Bahan Baku

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipa di atas tanah, perlu dipasang pada ketinggian 3 m atau lebih. Pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.

2) Lalu Lintas Alat Berat

Jarak antar alat dan lebar jalan hendaknya diperhatikan agar seluruh alat proses dapat tercapat oleh pekerja dengan cepat dan mudah agar tidak terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keselamatan pekerja selama bertugas harus diprioritaskan demi kenyamanan dalam bekerja untuk meningkatkan semangat kerja dan produktivitas kerja.

3) Aliran Udara

Aliran udara dan arah hembusan angin di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnansi

udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan para pekerja.

4) Penerangan

Penerangan seluruh area pabrik harus memadai, pada tempat-tempat proses yang berbahaya, atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

5) Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Lalu lintas manusia dan kendaraan juga perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah apabila terjadi gangguan pada alat proses sehingga dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya juga perlu diprioritaskan.

6) Pertimbangan Ekonomi

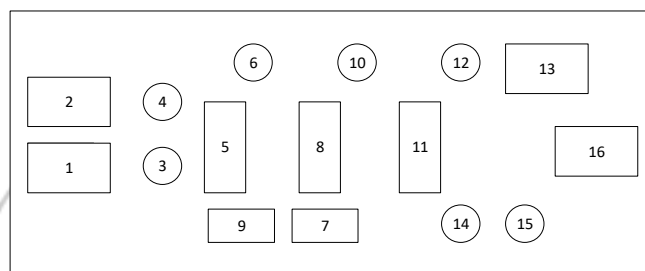
Penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan proses produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

7) Jarak antar Alat Proses

Alat proses yang mempunyai tekanan dan suhu operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lain, sehingga apabila terjadi peledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya. Tata letak alat-alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
- b. Dapat mengoptimalkan penggunaan luas lantai.
- c. Biaya material *handling* menjadi rendah dan menyebabkan turunnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting.

- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu membeli alat angkutan yang biayanya mahal.
- e. Karyawan mendapat kepuasan kerja. Jika karyawan mendapat kepuasan kerja, maka akan membawa dampak meningkatnya semangat kerja yang akhirnya meningkatkan produktifitas kerja.



Gambar 9.3 Tata letak alat proses pabrik propilen glikol

Keterangan gambar:

- |                        |                         |
|------------------------|-------------------------|
| 1. Tangki glycerol     | 9. Tangki sisa glycerol |
| 2. Tangki $H_2SO_4$    | 10. Kondensor 2         |
| 3. Heater 1            | 11. Destilasi           |
| 4. Heater 2            | 12. Kondensor 3         |
| 5. Reaktor Dehidrasi   | 13. Tangki Asetol       |
| 6. Kondensor 1         | 14. Reboiler            |
| 7. Tabung gas $H_2$    | 15. Cooler              |
| 8. Reaktor Hidrogenasi | 16. Tangki Produk       |





## **BAB X ANALISA EKONOMI**

Analisis ekonomi menjadi salah satu parameter kelayakan apakah pabrik layak untuk didirikan atau tidak, disamping itu sebagai gambaran apakah suatu pabrik yang dibuat cukup fleksibel jika ditinjau dari segi ekonomi. Suatu pabrik akan dikatakan sehat jika dapat memenuhi kewajiban finansial ke dalam dan keluar serta dapat mendatangkan keuntungan yang layak bagi perusahaan dan pemiliknya.

Analisis ekonomi dalam prarancangan pabrik diperlukan guna memperkirakan apakah pabrik yang didirikan merupakan suatu investasi yang layak dan menguntungkan atau tidak. Untuk mendapatkan perkiraan/estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik

dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas atau titik dimana pabrik tidak untung dan tidak rugi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk menganalisa kelayakan pada pra rancangan pabrik *propylene glycol* ini yaitu:

- 1) *Percent Profit on Sales* (POS)
- 2) *Percent Return on Investment* (ROI)
- 3) *Pay Out Time* (POT)
- 4) *Net Present Value* (NPV)
- 5) *Interest Rate Of Return* (IRR)
- 6) *Break Event Point* (BEP)
- 7) *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum melakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu melakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penentuan Modal Industri (*Capital Investment*)
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
3. Analisa keuntungan dan analisa kelayakan

## **10.1 Kajian Ekonomi**

### **10.1.1 Total Capital Investment (TCI)**

*Total Capital Investment* diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik baru dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu. *Total Capital Investment* secara garis besar terbagi menjadi 2 yaitu:

1. *Fixed Capital Investment* (FCI)

*Fixed capital investment* yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi peralatan, pemasangan alat dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat beroperasi. Dari lampiran E diperoleh FCI sebesar Rp 502.732.005.408,59 yang terdiri dari biaya langsung dan biaya tidak langsung

a. Biaya langsung (*Direct Cost*, DC)

Tabel 10. 1 Komponen Biaya Langsung (Direct Cost, DC)

No.	Komponen Biaya	Biaya (Rp)
1	Harga peralatan	39.857.540.690,06
2	Instrumen dan pengendalian	15.943.016.276,02
3	Instalasi	5.978.631.103,51
4	Perpipaan	13.950.139.241,52
5	Listrik	13.936.855.680,00
6	Harga FOB	53.794.396.370,06
7	Ongkos angkutan kapal laut	8.069.159.455,51
8	Harga C dan F	61.863.555.825,56
9	Biaya asuransi	618.635.558,26
10	Harga CIF	62.482.191.383,82
11	Biaya angkut barang ke plant	15.620.547.845,96
12	pemasangan alat	15.943.016.276,02
13	Bangunan pabrik	15.620.547.845,96
14	Improvement	19.928.770.345,03
15	Tanah	54.000.000.000,00

<b>Total</b>	<b>Rp 397.607.003.897,27</b>
--------------	------------------------------

b. Biaya tak langsung (indirect Cost. IC)

Tabel 10.2 Komponen Biaya Tidak Langsung Indirect Cost, IC)

No.	Komponen Biaya	Biaya (Rp)
1	Engineering and supervision	7.971.508.138,01
2	Construction Expenses	15.943.016.276,02
3	Legal Expenses	1.992.877.034,50
4	Ongkos kontraktor	7.971.508.138,01
5	Biaya tak terduga	17.935.893.310,53
<b>Total</b>		<b>Rp 51.814.802.897,07</b>

2. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

*Working capital investment* adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu (pada awal masa operasi) biaya ini meliputi biaya permulaan atau modal kerja. Dari lampiran E diperoleh WCI Rp 215.452.716.603,68 Sumber modal yang direncanakan berasal dari modal sendiri sebesar 40% dan 60% modal pinjaman bank dengan masa konstruksi 2 tahun.

**10.1.2 Total Production Cost (TPC)**

*Total Production Cost (TPC)* merupakan semua biaya yang digunakan selama pabrik beroperasi untuk memproduksi suatu produk. *Total Production Cost (TPC)* pabrik *propylene glycol* sebesar Rp 920.405.047.786,21 yang terdiri dari dari dua bagian yaitu:

1. *Manufacturing Cost (MC)*

*Manufacturing Cost (MC)* Adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemenuhan keperluan pendukung yang berpengaruh secara tidak langsung pada proses produksi. Berdasarkan Lampiran E, total MC sebesar yang terdiri dari *Direct Production Cost, Fixed charges, dan Plant Overhead Cost.*

a. Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost, DPC*)

*Direct Production Cost* termasuk biaya yang terkait langsung dengan proses produksi seperti biaya transportasi, bahan baku, upah buruh, biaya supervisor langsung, utilitas dan *royalty* . Jenis biaya ini dapat dilihat pada

Tabel 10.3

Tabel 10. 3 Komponen Biaya Produksi Langsung

No.	Komponen Biaya	Biaya (Rp)
1	Bahan baku (1 tahun)	197.839.142.424
2	Tenaga kerja	9.324.000.000
3	Biaya supervisi	932.400.000
4	Utilitas	92.040.504.778,62
5	Perawatan perbaikan (M)	8.988.436.135,89
6	Operating supplies	2..247.109.033,97
7	Laboratorium	745.920,00
8	Paten dan royalti	9.204.050.477,86
	<b>Total</b>	<b>Rp 321.321.562.850</b>

b. Biaya tetap (*Fixed Changes, FC*)

*Fixed Charges* adalah biaya yang dikeluarkan untuk keperluan produksi namun tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi. *fixed charges* merupakan biaya yang harus dikeluarkan walaupun pabrik tidak berproduksi.

Depresiasi, pajak, asuransi, bunga dikategorikan sebagai biaya tetap.

Tabel 10. 4 Komponen Biaya Fixed Charges (FC)

No.	Komponen Biaya	Biaya (Rp)
-----	----------------	------------

1	Depresiasi (Peralatan, bangunan)	44.942.180.679,43
2	Pajak	4.494.218.067,94
3	Asuransi	898.843.613,59
4	Bunga	57.782.803.730,70
<b>Total Fc</b>		<b>Rp 108.118.046.091,67</b>

c. *Plant Overhead Cost* (POC)

*Plant Overhead Cost* adalah biaya yang dikeluarkan untuk mendukung suatu bisnis dan tidak berkaitan langsung dengan biaya untuk aktivitas produksi. Berdasarkan Lampiran E, total *Plant Overhead Cost* (POC) sebesar Rp. 46.020.252.389,31

2. Biaya pengeluaran umum (*General Expense* , GE)

*General Expenses* (GE) yaitu biaya-biaya umum yang dikeluarkan untuk menunjang operasi pabrik selain modal investasi dan biaya produksi. yang meliputi biaya administrasi. biaya pemasaran dan distribusi, seperti biaya penelitian dan pengembangan (*research* dan *development*) serta pajak pendapatan.

Tabel 10. 5 Komponen Biaya General Expense

No.	Komponen Biaya	Biaya (Rp)
1	Biaya administrasi	46.020.252.389,31
2	Biaya distribusi dan penjualan	18.408.100.955,72
3	Biaya riset dan pengembangan	46.020.252.389,31
<b>Total GE</b>		<b>Rp 110.448.608.734,35</b>

## 10.2 Analisa Kelayakan Ekonomi

### 10.2.1 Laba

Laba adalah suatu hasil yang didapatkan dari total penjualan dikurangi total ongkos produksi. Laba terdiri atas laba kotor yang merupakan laba sebelum dipotong pajak penghasilan dan laba bersih yaitu laba setelah dipotong pajak penghasilan. Berdasarkan Lampiran E, diperoleh laba kotor rata-rata sebesar Rp 70.996.294.271,29 dan laba bersih rata-rata sebesar Rp 49.697.405.989,91.

### **10.2.2 Return On Investment (ROI)**

*Return On Investment* merupakan rasio yang menyatakan persentase dari keuntungan tahunan terhadap modal investasi. Dari hasil perhitungan diperoleh ROI setelah pajak sebesar 5,86%

### **10.2.3 Pay Out Time (POT)**

*Pay Out Time* merupakan lama waktu yang dibutuhkan pabrik sejak dari mulai beroperasi untuk melunasi investasi awal dari pendapatan yang dieperoleh. Berdasarkan perhitungan Lampiran E, diperoleh POT sebelum pajak selama 3,88 tahun dan setelah pajak 4,75 tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak didirikan karena syarat POT setelah pajak untuk pabrik kimia resiko rendah adalah maksimum 4 tahun (Aries & Newton, 1955).

### **10.2.4 Break Event Point (BEP)**

*Break even point* merupakan titik perpotongan antara garis sales dengan total *cost*, yang menunjukkan tingkat produksi dimana sales akan sama dengan total *cost*. Beberapa komponen yang merupakan komponen total *production cost*, digunakan untuk mencari BEP yang dinyatakan dalam *Fixed Cost* (FC), *Variabel*

*Cost (VC) dan Semi Variable Cost (SVC). Dari lampiran E diperoleh BEP sebesar 52,20%*

1. Fixed cost (FC)

Tabel 10. 6 Komponen Biaya Fixed Charges (FC)

No.	Komponen Biaya	Biaya (Rp)
1	Depresiasi (Peralatan, bangunan)	44.942.180.679,43
2	Pajak	4.494.218.067,94
3	Asuransi	898.843.613.,59
4	Bunga	57.782.803.730,70
<b>Total Fc</b>		<b>Rp 108.118.046.091,67</b>

2. Variabel Cost (VC)

Tabel 10. 7 Komponen Biaya Variabel Cost (VC)

No.	Komponen Biaya	Biaya (Rp)
1	Bahan baku	197.839.142.424,00
2	Utilitas	13.968.163.225,00
3	Royalitii	9.543.102.420,93
<b>Total VC</b>		<b>Rp221.664.969.747</b>

3. Semi Variable Cost (SVC)

Tabel 10. 8 Komponen Biaya Semi Variable Cost (SVC).

No.	Komponen Biaya	Biaya (Rp)
1	Gaji karyawan	9.324.000.000
2	Biaya perawatan	44.942.180.679,



3	Laboratorium	745.920.000
4	Operating supplies	2.247.109.033,97
5	Pengeluaran umum	82.836.454.300,76
6	<i>Plant over cost</i>	46.020.252.389
<b>Total Fc</b>		<b>Rp186.115.916.403,48</b>

#### 4. Total Penjualan (S)

Total penjualan produk  $C_3H_8O_2$  per tahun berdasarkan lampiran E diperoleh sebesar Rp 665.735.803.920,00

#### 10.2.5 Shutdown Point (SDP)

*Shutdown Point* adalah suatu titik atau suatu penentuan aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain adalah variable cost yang terlalu tinggi atau karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

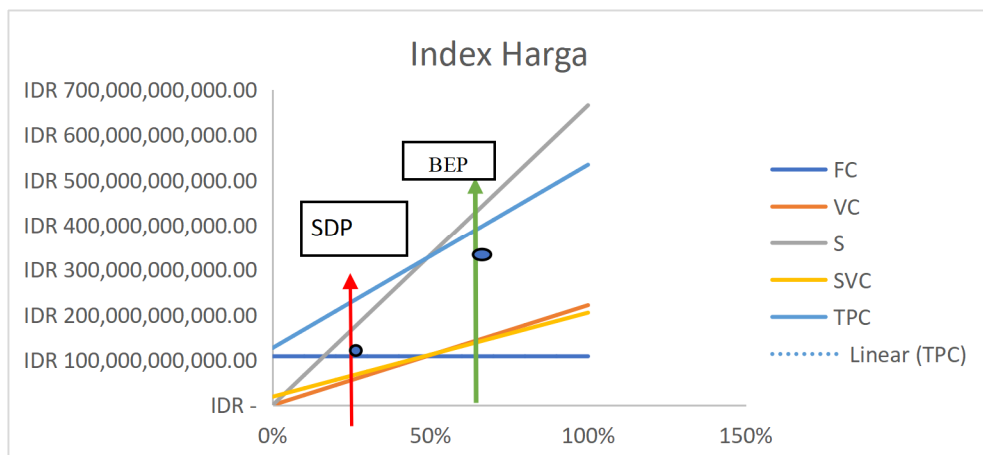
#### 10.2.6 Internal Rate of Return (IRR)

*Internal Rate of Return* berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Apabila IRR ternyata lebih besar dari bunga ril yang berlaku, maka pabrik akan menguntungkan akan tetapi apabila IRR lebih kecil dari bunga ril yang berlaku maka pabrik dianggap rugi.

Berdasarkan perhitungan Lampiran E diperoleh IRR sebesar 51%, harga IRR yang diperoleh lebih dari bunga deposito bank 15% per tahun, maka dapat dikatakan bahwa pabrik layak untuk didirikan.

#### 10.2.7 Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time (POT)* adalah lama waktu yang dibutuhkan pabrik sejak dari mulai beroperasi untuk melunasi investasi awal dari pendapatan yang diperoleh. Berdasarkan Perhitungan Lampiran E diperoleh POT selama 6,5 tahun.



Gambar 10.1 Grafik hasil analisa ekonomi

## BAB XI KESIMPULAN

Berdasarkan prarancangan *propylene glycol* dari *glycerol* dengan kapasitas produksi 5.000 ton/tahun, maka dapat disimpulkan bahwa:

1. Pendirian pabrik *propylene glycol* dengan kapasitas 5.000 ton/tahun dilatar belakangi untuk meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi

kebutuhan akan bahan kimia dalam negeri. Sehingga dapat mengurangi ketergantungan dari negara lain.

2. Pabrik *propylene glycol* ini berbentuk Perseroan Terbatas direncanakan akan didirikan di atas tanah seluas 30.000 m<sup>2</sup> di kawasan Melawan II, Medan Kota Belawan, Kota Medan Sumatra Utara, dengan jumlah karyawan 114 orang dan beroperasi selama 330 hari/tahun.
3. Berdasarkan hasil analisa ekonomi maka didapatkan:
  - b. Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak adalah Rp38.419.699.844,92 tahun dan setelah pajak 30% adalah Rp26.893.789.891,44/tahun.
  - c. *Persentase Return of Investment* (ROI) sebelum pajak 7,65% dan setelah pajak adalah 5%.
  - d. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak yaitu selama 5 tahun dan setelah pajak yaitu selama 7 tahun.
  - e. *Break Even Point* (BEP) yaitu pada 59,5%
  - f. *Shut down Point* (SDP) adalah 12,2%

Berdasarkan data diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik *propylene glycol* dari *glycerol* dengan kapasitas 5.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

#### DAFTAR PUSTAKA

Akabata, K. S., & ZR, M. F. (2023). Pra-Rancangan Pabrik *Propylene Glycol* Dari *Glycerol* Dengan Kapasitas 50.000 Ton/Tahun. Tangerang Selatan: Intitut Teknologi Indonesia.

- Bozga, E. R. (2011). *Conversion of Glycerol to Propanediol and Acrolein by Heterogeneous Catalysis*. *Revista de Chimie*, 62(6), 646-654.
- Bolado Silvia, Ricardo E Trevino, M. Teresa Garcia-Cubero, Gerardo Gonzalez-Benito (2010). "Glycerol hydrogenolysis to 1,2-Propanediol over Ru/C Catalyst". *Catalyst Communication* 12 (2010) 122-126 Elsevier B.V
- Brownell, L.E., and E.H. Young, 1959. *Process Equipment Design*, John Willey and Sons INC., New York
- Cahyaningrum, A., & Adam, F. F. (2017). Pembuatan 1,2 Propandiol Dari Gliserol Melalui Proses Hidrogenolisis Menggunakan Katalis Cu/Zno Dengan Metode Catalytic Transfer Hydrogenation. Surabaya: Departemen Teknik Kimis Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Coulson, J., & Richardson, J. (Ed: Vol 6). *Chemical Engineering Desing (R. K Sinnot)*.
- Firdaus, K. S. (2023). Pra Rancangan Pabrik *Propylene Glycol* dari *Glycerol* dengan kapasitas 50.000 Ton/ Tahun. Tangerang Selatan: Institut Teknologi Indonesia.
- Fowles, J. R. (2013). *A Toxicological Review of The Propylene Glycols*. *Critical Reviews in Toxicology*, 43(4), 363-390.
- Geankoplis, C. J. (1978). *Transport Processes and Unit Operations Third Edition*. USA, Mexico: Pretince-Hall International.
- Hanifah, F. N. (2023). *Prarancangan Pabrik Propilen Glikol (C3h8o2) Dari Propilen Oksida (C3h6o) Dan Air (H2o) Dengan Katalis Asam Sulfat (H2so4) Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*. Bandar Lampung: Universitas Lampung.
- Idzati, E. M., Yudhistira, A. B., Kurniawansyah, F., & Ni'mah, H. (2020). Pra Desain Pabrik Propilen Glikol melalui Proses Hidrogenasi Gliserol. *Journal of Fundamentals and Aplplications of Chemical Engineering*, 01(02), 23-25.
- Jaelani, A. S. (2020). Pra Rancangan Pabrik *glycerol* Proses Hidroksilasi Dari Alil Alkohol Dan Hidrogen Peroksida Kapasitas 2.500 Ton/Tahun. (pp. 18-19). Jakarta: Universitas Muhammadiyah Jakarta.
- Kern D. Q and., 1950, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Fogukosa Ltd., Tokyo.

Lestari, P. A. (2023). *Laporan Tahunan 2023 Annual Repost*.

(Lumbagoal , Saragih, & Hasibuan, 2022) Use the "Insert Citation" button to add citations to this document.

Lanxi, Z. C. (2019). *Research on Hydrogenolysis of Glycerol To 1, 2-Propylene Glycol by Using Supported Raney-Cu/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>*. *China Petroleum Processing and Petrochemical Technology*, 21(2), 27-34.

Manglinao, R. L., & He, B. B. (2012). *Verification of Propylene Glycol Preparation from Glycerol via The Acetot Pathway by In Situ Hydrogenolysis*. *Biofuels*, 675-682.

Mc Cabe, L., Warren, Julian C. Smith and Peter Harriot. 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, Volume 5, Reinhold Publishing Cooperation, USA.

MSDS. (2015). *Hydrogen*, compressed, Lembar data dan Keselamatan Bahan.

No:F/CFR/1910 Rev.04. PT.Smart-LAB INDONESIA.

Nanda, M. R., Yuan, W. Q., & Xu, C. C. (2016). *Recent Advancements in Catalytic Conversion of Glycerol into Propylene Glycol. A Review*. *Catalysis Reviews*, 58(3), 309-336.

Niko, N. (2023). *Pra-Rancangan Pabrik Propilen Glikol Dari Gliserol Dan Hidrogen Dengan Kapasitas 35.000 Ton/Tahun*. Tangerang Selatan: Institut Teknologi Indonesia.

Oko, S., Syahrir, I., & Irwan, M. (2018). *Pemanfaatan Katalis CaO Yang Diresapi KOH Dalam Produksi Biodiesel Dari Limbah Memasak Minyak*. *Internasional Jurnal Of Ilmiah & Teknologi Penelitian*, 147-156.

Paningo, H. T. (2022). *Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Propilen Glikol Dari Gliserol Menggunakan Proses Hidrogenolisis Dengan Kapasitas Produksi 61.000 Ton/Tahun*. Makassar: Universitas Bosowa.

Prasetyo, A. E., Widhi, A., & Widayat. (2012). *Potensi Gliserol Dalam Pembuatan Turunan Gliserol Melalui Proses Esterifikasi*. *Jurnal Ilmu Lingkungan*, 10(1), 26-31.

Powel, S. T. (1954). *Water Conditioning For Industry*. McGraw-Hill Company.

- Perry, R. H. (1997). *Perry's Chemical Engineer's Handbook* (7<sup>th</sup> edition). McGraw-Hill Company.
- Peter, M. S., & Timmerhause, K. D. (1991). *Plant Desing For Chemical Engineers* Fourth Edition. Mexico: McGraw-Hill.
- Rastini, K. E., J., Auwalani, W., & Setiawati, N. A. (2016). Pembuatan Gliserol Tribenzoat Dari Gliserol (Hasil Samping Industri Biodiesel) Dengan Variasi Rasio Reaktan Dan Temperatur Reaksi. *Jurnal Teknik Kimia*, 31-35.
- Sharanda, M. V. (2015). *Two-Stage Conversion of Glycerol into Propylene Glycol over Cu/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Catalyst*. *Chemistry and Chemical Technology*, 9(2), 171-174.
- Sitohang, L., Hakim, L., & Fikri, H. (2017). Pemanfaatan Limbah Kaleng Minuman Aluminium Untuk Produksi Gas Hidrogen Menggunakan Katalis Kalium. *Jurnal Teknologi Kimia Unimal*, 55-67.
- Tan, H. W., A. R. Abdul Aziz dan M. K. Aroua. (2013), "Glycerol Production and Its Applications as A Raw Material: A Review", *International Journal of Renewable and Sustainable Energy Reviews* 27, 118–127.
- Tarwaka. 2016., *Dasar-dasar Keselamatan Kerja serta Pencegahan Kecelakaan di Tempat Kerja*. Surakarta: Harapan Press.
- Timmerhaus, K. D., & Peters, M. S. (2004). *Plant desing and Economics for Chemical Enggineer 4 th Ed*. McGraw-Hill Inc: Singapur For Chemical Engineers.
- Ulrich, G. (1984). *A Guide To Chemical Engineering Process Design And Economics*. Univesity Of New Hampshire.
- Wahyuni, S., Hambali, E., & Marbun, B. T. (2016). Esterifikasi Gliserol Dan Asam Lemak Jauh Sawit Dengan Katalis Mesa. *Jurnal Teknologi Industri Pertanian*, 333-342.
- Walas, S. M. (1988). *Chemical Proses equipment selection and desing* (H. Banner,Ed). USA.Inc.
- Yaws, C. (1999). *Chemical Properti Handbook, Physical, Thermoynamic, Enviromental, Transport, Safety, and Health Related Proper for Organic*

and Inorganic Chemicals. United States Of America: Mc. Graw- Hills Companies.



## LAMPIRAN A NERACA MASSA

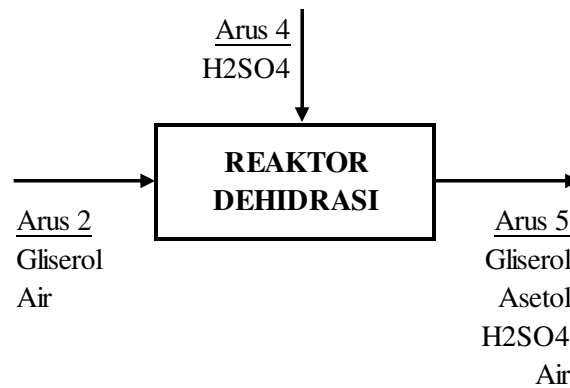
Produk	=	Propilene Glikol
Kapasitas Produksi	=	5.000 ton/tahun
Waktu Operasi	=	330 hari/tahun
Rate Produksi	=	$5.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$
	=	631,3131 kg
Basis awal yang digunakan	=	$100 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$

Data yang Diketahui:

Senyawa	BM kg/kmol
Gliserol	92,09
Asetol	74,08
Sulfuric Acid	98,07
Air	18,02
Propilen Glikol	76,09
Komposisi Gliserol yang Digunakan (per 100 gram)	
Komponen	%
Gliserol	95
Air	5
<b>Total</b>	<b>100</b>



## 1. REAKTOR DEHIDRASI (R-101)



Kondisi Operasi:

$$T = 110^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

a. Bahan masuk reaktor dehidrasi terdiri atas arus 2 dan arus 4 yaitu:

Bahan baku larutan gliserol ( $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$ ) 95% = 100 kg/jam

### Arus 2

$$\begin{aligned}\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 &= \frac{95}{100} \times 100 \text{ kg/jam} \\ &= 95 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} &= \frac{5}{100} \times 100 \text{ kg/jam} \\ &= 5 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

### Arus 4

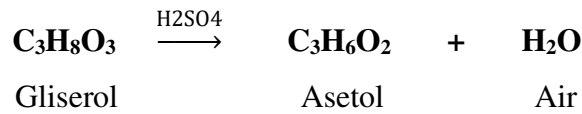
Jumlah  $\text{H}_2\text{SO}_4$  yang dibutuhkan sebanyak 5% dari jumlah bahan yang masuk pada reaktor, sehingga:

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 5\% \times \text{basis}$$

$$= 5\% \times 100 \text{ kg/jam}$$

$$= 5 \text{ kg/jam}$$

Reaksi 1



Dimana:

Konversi reaksi = 90,96%

Jumlah reaktan yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned} \text{Mol C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ mula-mula} &= \frac{\text{Massa C}_3\text{H}_8\text{O}_3}{\text{BM C}_3\text{H}_8\text{O}_3} \\ &= \frac{95 \text{ kg}}{92,09 \text{ kg/kmol}} = 1,09 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ bereaksi} &= \text{mol C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \times \text{konversi reaksi} \\ &= 1,0859 \text{ kmol} \times \frac{90,96}{100} \\ &= 0,99 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ sisa} &= \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ mula-mula} - \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ bereaksi} \\ &= (1,09 - 0,99) \text{ kmol} \\ &= 0,10 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Jumlah produk yang terbentuk:

$$\begin{aligned} \text{Mol C}_3\text{H}_6\text{O}_2 \text{ reaksi} &= \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\ &= 0,99 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} \text{ terurai} &= \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\ &= 0,99 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Reaksi	$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	$\xrightarrow{\text{H}_2\text{SO}_4}$	$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2$	+	$\text{H}_2\text{O}$	$\Delta\text{H}_f$
Mula-mula	1,09					$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$ -669,6
Bereaksi	0,99		0,99		0,99	$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2$ -241,8
Sisa	0,10		0,99		0,99	$\text{H}_2\text{O}$ -370,1

b. Bahan keluar reaktor dehidrasi pada arus 5

$$\begin{aligned} \text{Massa } C_3H_8O_3 &= C_3H_8O_3 \text{ sisa} \times \text{BM} \\ &= 0,10 \text{ kmol/jam} \times 92,09 \text{ kg/kmol} \\ &= 9,04 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

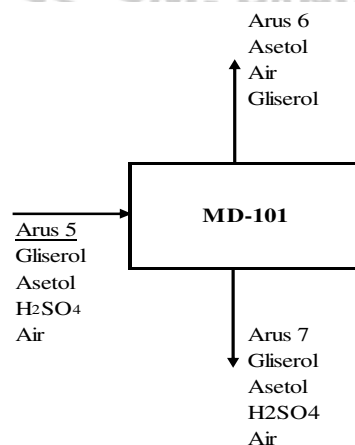
$$\begin{aligned} \text{Massa } C_3H_6O_2 \text{ sisa} &= \text{Mol } C_3H_6O_2 \text{ sisa} \times \text{BM} \\ &= 0,99 \text{ kmol/jam} \times 74,09 \text{ kg/kmol} \\ &= 73,17 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } H_2O \text{ sisa} &= H_2O \text{ sisa} \times \text{BM} \\ &= 0,0982 \text{ kmol/jam} \times 18,05 \text{ kg/kmol} \\ &= 17,79 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel Neraca Massa Reaktor Dehidrasi

Komponen	Masuk		Keluar	
	F2	F4	F5	
Gliserol		95	0	9,04
Air		5	0	17,79
Sulfuric Acid		0	5	5
Asetol		0	0	73,17
<b>Sub. Total</b>		<b>100</b>	<b>5</b>	<b>105</b>
<b>Total</b>		<b>105</b>		<b>105</b>

## 2. DESTILASI FRAKSIONASI (MD-101)



Diketahui massa upan F5 = 105 kg/jam

Massa tiap komponen yaitu:

$$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 = 8,61\%$$

$$\text{H}_2\text{O} = 16,95\%$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 4,76\%$$

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2 = 69,68\%$$

Sehingga,

$$\text{Massa C}_3\text{H}_8\text{O}_3 \text{ F5} = 0,09 \times 105 \text{ kg/jam} = 9,04 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O F5} = 0,17 \times 105 \text{ kg/jam} = 17,79 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ F5} = 0,05 \times 105 \text{ kg/jam} = 5 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa F5 C}_3\text{H}_6\text{O}_2 = 0,69 \times 105 \text{ kg/jam} = 73,17 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Total

$$\text{F5} = \text{F6} + \text{F7}$$

Titik didih tiap komponen

$$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 = 298^\circ\text{C}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 100^\circ\text{C}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 350^\circ\text{C}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2 = 145^\circ\text{C}$$

Perhitungan Mol (n) dan fraksi mol untuk setiap komponen yang ada pada umpan, destilat dan bottom dapat dihitung menggunakan rumus sebagai berikut:

$$n_i = \frac{\text{Massa}}{\text{BM}}$$

$$n_i \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 = \frac{9,040 \text{ kg/jam}}{92,0935 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,10 \text{ kmol/jam}$$

$$x_i = \frac{n_i}{n_{\text{total}}}$$

$$x_i \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 = \frac{0,10 \text{ kmol/jam}}{2,12 \text{ kmol/jam}}$$

$$= 0,05$$

Dengan melakukan perhitungan yang sama menggunakan rumus diatas maka diperoleh data sebagai berikut:

Fraksi Mol pada Umpan

Komponen	Feed			$z_i F$
	BM kmol/jam	Massa kg/jam	n kmol/jam	
Gliserol	92,09	9,04	0,10	0,05
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98,07	5,00	0,05	0,02
Acetol	74,08	73,17	0,99	0,46
Air	18,02	17,79	0,99	0,46
<b>Total</b>		<b>105,00</b>	<b>2,12</b>	<b>1,00</b>

a. Perhitungan kondisi operasi destilasi

Persamaan Antoine:

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

$$P_{\text{sat}} (\text{mmHg}) = 10^{(A + (\frac{B}{T}) + (C \log_{10} T) + DT + ET^2)}$$

Nilai K masing-masing komponen

$$P_i = \frac{P_{\text{sat}}}{P}$$

Trial nilai T hingga  $\sum x = 1$  untuk *dew point* dan  $\sum y = 1$  untuk *bubble point*

$$K_i = \frac{y_i}{x_i}$$

Data Konstanta tekanan uap komponen

Komponen	A	B	C	D	E
Gliserol	-62,7929	-3,66E+03	3,42E+01	-5,19E-02	2,28E-05
Sulfuric Acid	2,0582	-4,19E+03	3,26E+00	-1,12E-03	5,54E-07
Acetol	20,2835	-3,12E+03	-3,60E+00	-1,39E-03	7,18E-07
Air	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

(Yaws, Carl C., 1999)

- Suhu *dew point* destilasi

Penentuan suhu *dew point* destilasi dilakukan dengan melakukan *trial and error*

hingga  $\sum X_i = Y_i/K_i = 1$  (Pers, 11,5b Coulson, 1983)

$$T = 483,54^\circ\text{K}$$

$$= 210,39^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Perhitungan *trial* suhu *dew point* destilasi

Komponen	Massa Masuk		$P_i^{\text{sat}}$ (atm)	$K_i = P_i/P$	$\frac{x_i}{y_i/K_i} =$
	kg/jam	kmol/jam			
Gliserol	9,04	0,10	0,05	0,08	0,55
Sulfuric Acid	5,00	0,05	0,02	0,07	0,35
Acetol	73,17	0,99	0,46	6,10	0,08
Air	17,79	0,99	0,46	19,59	0,02
<b>Total</b>	<b>105</b>	<b>2,12</b>	<b>1,00</b>		<b>1,00</b>

- Suhu *bubble point* destilasi

Penentuan suhu *bubble point* destilasi dilakukan dengan melakukan *trial and error* hingga  $\sum Y_i = K_i \times X_i$  (Pers, 11,5b Coulson, 1983).

$$T = 388,28^\circ\text{K}$$

$$= 115,13^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Komponen	Massa Masuk			$P_i^{\text{sat}}$ (atm)	$K_i = P_i/P$	$y_i = \frac{K_i x_i}{\sum K_i x_i}$
	kg/jam	kmol/jam	$x_i$			
Gliserol	9,04	0,10	0,05	0,001	0,0007	0,00003
Sulfuric Acid	5,00	0,05	0,02	0,0003	0,0003	0,00001
Acetol	73,17	0,99	0,46	0,417	0,41	0,19
Air	17,79	0,99	0,46	1,734	1,73	0,81
<b>Total</b>	<b>105</b>	<b>2,12</b>	<b>1,00</b>			<b>1,00</b>

b. Menghitung laju refluks destilasi

Dalam menentukan laju refluks destilasi (R) terdapat beberapa langkah yang harus dilakukan yaitu menghitung nilai volalitas relatif ( $\alpha$ ) dan menghitung teta trial ( $\theta$ ),

$$\alpha_{\text{avg}} = \frac{K_i}{K_{HK}}$$

$$\alpha_{\text{avg}} = \sqrt{\alpha_{\text{Destilat}} \times \alpha_{\text{Bottom}}}$$

Keterangan:

$\alpha_{\text{avg}}$  = Volatilitas relatif rata-rata

$\alpha_{\text{top}}$  = Volatilitas relatif pada destilat

$\alpha_{\text{bottom}}$  = Volatilitas relatif pada bottom

Perhitungan  $\alpha$  Feed, Destilat dan Bottom

Komposisi	Feed		Destilat		Bottom		$\alpha$ Avg
	$P_i$	$\alpha$	$P_i$	$\alpha$	$P_i$	$\alpha$	
Gliserol (HK)	0,001	0,0017	0,002	0,014	0,037	1	0,12
Sulfuric Acid	0,000	0,41	0,001	0,01	0,026	0,41	0,07
Asetol (LK)	0,478	1	0,648	1	3,827	583,65	24,16
Air	1,960	4,16	2,573	3,21	12,765	3426,4	88,24

c. Menghitung teta *trial* ( $\theta$ )

Umpan masuk pada dalam keadaan jenuh ( $q=1$ ), maka  $1 - q = 0$  sehingga,

$$\sum \frac{X_d \times \alpha_{Avg}}{\alpha_{Avg} - \theta} = 0 \quad (\text{Pers, 13-38 Perry, 1984})$$

Jika di peroleh  $\theta = 0,069$

Komponen	Xf	Xd	$\alpha_{Avg}$	$\sum \frac{X_f \times \alpha_{Avg}}{\alpha_{Avg} - \theta}$	$\sum \frac{X_f \times \alpha_{Avg}}{\alpha_{Avg} - \theta}$
Gliserol (HK)	0,05	0,05	0,12	0,11	0,11
H2SO4	0,03	0,03	0,07	-1,04	-1,04
Asetol (LK)	0,46	0,46	24,16	0,47	0,47
Air	0,46	0,46	88,24	0,47	0,47
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>		<b>0,00</b>	<b>1,04</b>

d. Kondensor

$$R_m + 1 = \sum \frac{X_f \times \alpha_{Avg}}{\alpha_{Avg} - \theta}$$

$$R_m = 1,04 - 1$$

$$R_m = 0,4$$

$$RD = 1,5 \times R_m$$

$$RD = 1,5 \times 0,4 = 0,07$$

Dimana:

$$D = 1,97 \text{ kmol/jam}$$

$$L/D = RD$$

$$L = 0,13 \text{ kmol/jam}$$

$$V = D (RD + 1)$$

$$= 1,97 \text{ kmol/jam} (0,07 + 1)$$

$$= 2,097 \text{ kmol/jam}$$



Perhitungan komposisi uap

Kom,	Xid	Vd		Ld		D	
		Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam
Gliserol	0,00	0,09	8,93	0,0061	0,56	0,09	8,36
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,00	0,05	4,94	0,0032	0,31	0,05	4,63
Asetol	0,50	0,98	72,25	0,06	4,55	0,91	67,69
Air	0,50	0,98	17,57	0,06	1,11	0,91	16,46
<b>Sub Tot,</b>	<b>1</b>	<b>1,12</b>	<b>86,11</b>	<b>0,07</b>	<b>5,43</b>	<b>1,05</b>	<b>80,46</b>
<b>Total</b>		<b>86,11</b>				<b>86,11</b>	

Perhitungan Neraca Massa Kondensor

Kom.	Vd		Ld		D		
	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	
Gliserol	0,09	8,93	0,0061	0,56	0,09	8,36	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,05	4,94	0,0032	0,31	0,05	4,63	
Asetol	0,98	72,25	0,06	4,55	0,91	67,69	
Air	0,98	17,57	0,06	1,11	0,91	16,46	
<b>Sub tot</b>	<b>1,12</b>	<b>86,11</b>	<b>0,07</b>	<b>5,43</b>	<b>1,05</b>	<b>80,46</b>	
<b>Total</b>		<b>86,11</b>				<b>86,11</b>	

e. Reboiler

$$Vd = Vb + (1-q) F$$

Karena feed masuk pada boiling point maka  $q = 1$  sehingga,  $Vd = 0 + Vb$

$$Vd = Vb = 1,12 \text{ kmol/jam}$$

$$LN = Vb + W$$

$$= 1,12 \text{ kmol/jam} + 0,01 \text{ kmol/jam}$$

$$= 1,13 \text{ kmol/jam}$$

Perhitungan neraca massa Reboiler

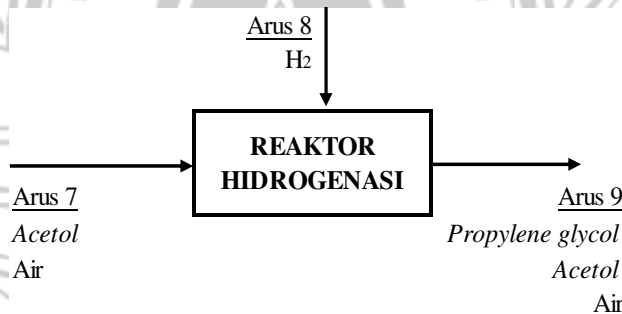
Senyawa	Input				Output	
	W		LN		Vb	
	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam
Gliserol	0,09	9,03	0,19	17,96	0,09	8,93
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,05	5,00	0,10	9,94	0,05	4,94
Asetol	0,01	0,73	0,99	72,98	0,98	72,25
Air	0,01	0,18	0,99	17,75	0,98	17,57
<b>Sub Total</b>		<b>14,94</b>		<b>118,62</b>		<b>103,68</b>
<b>Total</b>		<b>118,62</b>		<b>118,62</b>		<b>118,62</b>

### 3. REAKTOR HIDROGENASI (R-101)

Kondisi Operasi:

T = 180°C

P = 1 atm



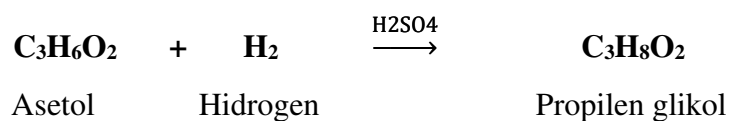
- a. Bahan masuk reaktor dehidrasi merupakan bahan yang keluar dari hasil bagian atas alat destilasi (destilat)

**Arus 7**

C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O<sub>2</sub> = 77,06 kg/jam

H<sub>2</sub>O = 18,55 kg/jam

Reaksi 1



Dimana:

$$\text{Konversi reaksi} = 90,96\%$$

Jumlah reaktan yang dibutuhkan:

$$\text{Mol C}_3\text{H}_6\text{O}_2 \text{ mula-mula} = \frac{\text{Massa C}_3\text{H}_6\text{O}_2}{\text{BM C}_3\text{H}_6\text{O}_2}$$

$$= \frac{77,06 \text{ kg/jam}}{74,08 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 1,04 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2 \text{ bereaksi} = \text{mol C}_3\text{H}_6\text{O}_2 \times \text{konversi reaksi}$$

$$= 1,04 \text{ kmol/jam} \times \frac{90,96}{100}$$

$$= 0,95 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2 \text{ sisa} = \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2 \text{ mula-mula} - \text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2 \text{ bereaksi}$$

$$= (0,9899 - 0,9004) \text{ kmol/jam} = 0,09 \text{ kmol/jam}$$

### Arus 8

$$\text{Mol H}_2 \text{ mula-mula} = \text{Mol C}_3\text{H}_6\text{O}_2 \text{ bereaksi} = 0,9004 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa H}_2 \text{ yang masuk} = \text{Mol H}_2 \text{ mula-mula} \times \text{BM}$$

$$= 0,95 \text{ kmol/jam} \times 2,02 \text{ kg/kmol}$$

$$= 1,91 \text{ kg/jam}$$

Reaksi	$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2$	+	$\text{H}_2$	$\rightarrow$	$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2$	$\Delta\text{Hf}$
Mula-mula	1,04		0,95		$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2$	-241,8
Bereaksi	0,95		0,95		$\text{H}_2\text{O}$	-370,1
Sisa	0,09		0		$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2$	424,3

b. Bahan keluar reaktor hidrogenasi pada arus 5

### Arus 9

$$\text{Massa C}_3\text{H}_6\text{O}_2 = \text{Mol C}_3\text{H}_6\text{O}_2 \text{ sisa} \times \text{BM}$$

$$= 0,09 \text{ kmol/jam} \times 74,08 \text{ kg/kmol}$$

$$= 6,966 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa H}_2\text{O}_{\text{masuk}} = \text{Massa H}_2\text{O}_{\text{keluar}} = 18,55 \text{ kg/jam}$$

Jumlah produk yang terbentuk:

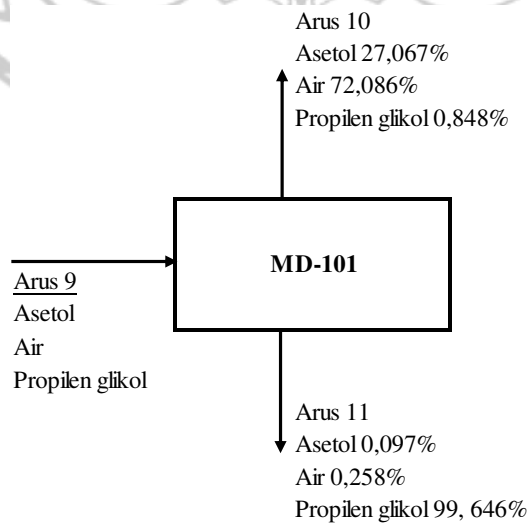
$$\text{Mol C}_3\text{H}_8\text{O}_2 \text{ reaksi} = \text{Mol C}_3\text{H}_6\text{O}_3 \text{ bereaksi} = 0,95 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_3\text{H}_8\text{O}_2 \text{ yang terbentuk} &= \text{Mol C}_3\text{H}_8\text{O}_2 \text{ bereaksi} \times \text{BM} \\ &= 0,95 \text{ kmol/jam} \times 76,0941 \text{ kg/kmol} \\ &= 72,00 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa Total Reaktor Hidrogenasi

Komponen	BM Kg/kmol	Masuk		Keluar
		F7	F8	F9
Asetol	74,08	72,25	0,00	6,53
Air	18,02	17,57	0,00	17,57
Hidrogen	2,02	0,000	1,79	0,00
Propilen	76,09	0,000	0,00	67,50
<b>Sub Total</b>		<b>89,81</b>	<b>1,79</b>	<b>91,61</b>
<b>Total</b>		<b>91,61</b>		<b>91,61</b>

#### 4. DESTILASI FRAKSIONASI (MD-101)



Diketahui massa upan F5 = 91,61 kg/jam dan massa tiap komponen yaitu

$$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2 = 7,13\%$$

$$\text{H}_2\text{O} = 19,18\%$$

$$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2 = 73,69\%$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}\text{Massa C}_3\text{H}_6\text{O}_2 \text{ F}_9 &= 0,07 \times 91,61 \text{ kg/jam} \\ &= 6,53 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa H}_2\text{O F}_9 &= 0,19 \times 91,61 \text{ kg/jam} \\ &= 17,57 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa C}_3\text{H}_8\text{O}_2 \text{ F}_9 &= 0,74 \times 91,61 \text{ kg/jam} \\ &= 67,51 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Neraca Massa Total

$$\text{F}_9 = \text{F}_{10} + \text{F}_{11}$$

Perhitungan Mol (n) dan fraksi mol untuk setiap komponen yang ada pada umpan, destilat dan bottom dapat dihitung menggunakan rumus sebagai berikut:

$$n_i = \frac{\text{Massa}}{\text{BM}}$$

$$\begin{aligned}n_i \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_2 &= \frac{6,97 \text{ kg/jam}}{74,08 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,09 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$x_i = \frac{n_i}{n_{\text{total}}}$$

$$x_i \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 = \frac{0,09 \text{ kmol/jam}}{2,07 \text{ kmol/jam}} = 0,05$$

Dengan melakukan perhitungan yang sama menggunakan rumus diatas maka diperoleh data sebagai berikut:

Fraksi Mol pada Umpan

Komponen	F			
	BM kmol/jam	Massa kg/jam	n kmol/jam	$z_i F$
Asetol	92,09	6,53	0,09	0,05
Air	98,07	17,57	0,98	0,50
Propilen glikol	74,08	67,50	0,89	0,45
<b>Total</b>		<b>91,61</b>	<b>2,07</b>	<b>1,00</b>

a. Perhitungan kondisi operasi destilasi

Persamaan Antoine

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

$$P_{\text{sat}} (\text{mmHg}) = 10^{(A + \frac{B}{T} + (C \log_{10} T) + DT + ET^2)}$$

$$P_i = \frac{P_{\text{sat}}}{P}$$

Trial nilai T hingga  $\sum x = 1$  untuk *dew point* dan  $\sum y = 1$  untuk *bubble point*

Nilai K masing-masing komponen,  $K_i = \frac{y_i}{x_i}$

Komponen	A	B	C	D	E
Acetol	20,2835	-3,12E+03	-3,60E+00	-1,39E-03	7,18E-07
Air	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06
Propilen glikol	90,2930	-6,70E+03	-2,81E+01	-1,33E-10	9,37E-06

Yaws (1999)

- Suhu *dew point* destilasi

Penentuan suhu *dew point* destilasi dilakukan dengan melakukan *trial and error*

hingga  $\sum X_i = Y_i/K_i$  (Pers, 11,5b Coulson, 1983)

$$T = 439,83^\circ\text{K} \quad = 166,83^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Perhitungan *trial* suhu *dew point* destilasi

Komponen	Massa Masuk		$y_i$	$P_i^{sat}$ (atm)	$K_i = P_i/P$	$x_i = y_i/K_i$
	kg/jam	kmol/jam				
Acetol	6,53	0,09	0,05	2,11	2,11	0,02
Air	17,57	0,98	0,50	7,45	7,45	0,07
Propilen glikol	67,50	0,89	0,45	0,50	0,50	0,91
<b>Total</b>	<b>91,61</b>	<b>2,07</b>	<b>1,00</b>			<b>1,00</b>

- Suhu *bubble point* destilasi

Penentuan suhu *bubble point* destilasi dilakukan dengan melakukan *trial and error* hingga  $\sum Y_i = K_i \times X_i$  (Pers, 11,5b Coulson, 1983)

$$T = 391,00^\circ\text{K}$$

$$= 118^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$= 760 \text{ mmHg}$$

Komponen	Massa Masuk		$x_i$	$P_i^{sat}$ (atm)	$K_i = P_i/P$	$y_i = K_i \cdot x_i$
	kg/jam	kmol/jam				
Acetol	6,53	0,09	0,05	0,46	0,46	0,021
Air	17,57	0,98	0,50	1,89	1,89	0,95
Propilen glikol	67,50	0,89	0,45	0,07	0,07	0,03
<b>Total</b>	<b>91,61</b>	<b>2,07</b>	<b>1,00</b>			<b>1,00</b>

- b. Menghitung laju refluks destilasi

Dalam menentukan laju refluks destilasi (R) terdapat beberapa langkah yang harus dilakukan yaitu menghitung nilai volalitas relatif ( $\alpha$ ) dan menghitung teta trial ( $\theta$ ),

$$\alpha = \frac{K_i}{K_{HK}}$$

$$\alpha_{Avg} = (\alpha_{Destilat} \times \alpha_{Bottom})^{0,5}$$

Perhitungan  $\alpha$  Feed, Destilat dan Bottom

Komposisi	Feed		Destilat		Bottom		$\alpha$ Avg
	Pi	$\alpha$	Pi	$\alpha$	Pi	$\alpha$	
Asetol <sub>(LK)</sub>	0,46	6,45	2,11	4,24	0,46	1	2,06
Air	1,90	26,51	7,45	14,93	1,89	4,11	7,84
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> <sub>(HK)</sub>	0,07	1	0,50	1	0,07	0,15	0,39

c. Menghitung teta *trial* ( $\theta$ ),

Umpan masuk pada dalam keadaan jenuh ( $q=1$ ), maka  $1 - q = 0$  sehingga,

$$\sum \frac{X_d \times \alpha_{Avg}}{\alpha_{Avg} - \theta} = 0 \quad (\text{Pers, 13-38 Perry, 1984})$$

Jika di peroleh  $\theta = 0,8992$

Komponen	Xf	Xd	$\alpha$ Avg	$\sum \frac{X_f \times \alpha_{Avg}}{\alpha_{Avg} - \theta}$	$\sum \frac{X_f \times \alpha_{Avg}}{\alpha_{Avg} - \theta}$
Asetol <sub>(LK)</sub>	0,05	0,05	2,06	0,07	0,07
Air	0,50	0,50	7,84	0,55	0,55
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub> <sub>(HK)</sub>	0,46	0,46	0,39	-0,60	0,60
Total	1	1		0,000	1,21

d. Kondensor

$$R_m + 1 = \sum \frac{X_f \times \alpha_{Avg}}{\alpha_{Avg} - \theta}$$

$$R_m = 1,21 - 1$$

$$R_m = 0,21$$

$$R_D = 1,5 \times R_m$$

$$R_D = 1,5 \times 0,21$$

$$= 0,32$$

Dimana:

$$D = 1,06 \text{ kmol/jam}$$



$$L/D = RD$$

$$L = 0,34 \text{ kmol/jam}$$

$$V = D (RD + 1)$$

$$= 1,06 \text{ kmol/jam } (0,32 + 1) = 1,39 \text{ kmol/jam}$$

Perhitungan komposisi uap

Kom,	Xid	Vd		Ld		D	
		Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam
Asetol	0,05	0,06	4,67	0,02	1,14	0,05	3,53
Air	0,50	0,70	12,57	0,17	3,06	0,53	9,51
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	0,46	0,63	48,28	0,15	11,75	0,48	36,53
<b>Sub Tot,</b>	<b>1</b>	<b>1,40</b>	<b>65,52</b>	<b>0,34</b>	<b>15,94</b>	<b>1,06</b>	<b>49,53</b>
<b>Total</b>			<b>65,52</b>				<b>65,52</b>

Perhitungan Neraca Massa Kondensor

Kom,	Vd		Ld		D	
	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam
Asetol	0,06	4,67	0,02	1,14	0,05	3,53
Air	0,70	12,57	0,17	3,06	0,53	9,51
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	0,63	48,28	0,15	11,75	0,48	36,53
<b>Sub Tot,</b>	<b>1,40</b>	<b>65,52</b>	<b>0,34</b>	<b>15,94</b>	<b>1,06</b>	<b>49,53</b>
<b>Total</b>		<b>65,52</b>				<b>65,52</b>

e. Reboiler

$$Vd = Vb + (1-q) F$$

Karena feed masuk pada boiling point maka  $q = 1$ , sehingga  $Vd = 0 + Vb$

$$Vd = Vb$$

$$= 1,34 \text{ kmol/jam}$$

$$LN = Vb + W$$

$$= 1,34 \text{ kmol/jam} + 0,94 \text{ kmol/jam} = 2,29 \text{ kmol/jam}$$

Perhitungan neraca massa Reboiler

Senyawa	Input				Output	
	W		LN		Vb	
	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam
Asetol	0,001	0,07	0,06	4,74	0,06	4,67
Air	0,01	0,18	0,71	12,74	0,70	12,57
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	0,88	67,30	1,52	115,58	0,64	48,28
<b>Sub Total</b>	<b>0,90</b>	<b>67,54</b>	<b>2,29</b>	<b>133,06</b>	<b>1,34</b>	<b>65,52</b>
<b>Total</b>				<b>133,06</b>		<b>133,06</b>



## LAMPIRAN B NERACA PANAS

Produk = *Propylene Glycol*

Kapasitas produksi = 5000 ton/tahun

Basis operasi = 1 jam

Satuan panas = kj/jam

Satuan Cp = kj/kmol.K

Suhu referensi = 25°C

Data-data yang diperlukan

Besar entalpy dihitung dengan persamaan

$$\Delta H = n \int_{T_0}^T C_p \cdot dT$$

Dimana:

n = Jumlah mol

cP = Kapasitas panas

T = Suhu referensi (°K)

T<sub>0</sub> = Suhu operasi (°K)

Panas sensibel

$$Q = n \int M C_p dT$$

Panas laten

$$Q = M\lambda$$

Kapasitas panas

$$C_p = A + BT^2 + CT^3 + DT^4 + ET^5 +$$

Cp = Kapasitas panas (kj/mol)

A, B, C, D = Konstanta kapasitas panas

**Cp untuk fase solid**

$$C_p = A + BT + CT^2$$

Tabel Konstanta Kapasitas Panas

Senyawa	A	B	C	D	Sumber
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	132,145	0,86007	-0,0019745	1,8068E-06	Yaws, 1999
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	57,308	0,63751	-0,0021308	3,0569E-06	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	118,614	0,67283	-0,0018377	2,1303E-06	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	26,004	0,70337	-0,0013856	1,0342E-06	
H <sub>2</sub> O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07	

**Cp untuk fase gas**

$$C_p = A + BT^2 + CT^3 + DT^4 + ET^5$$

Tabel Konstanta Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D	E
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	25,399	0,020178	-0,000038	3,188E-08	-8,7585E-12
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	33,933	-0,0084185	0,0000299	-1,7825E-8	3,6934E-12
H <sub>2</sub> O	-22,287	0,48275	-0,000466	2,3286E-07	-4,3094E-11
H <sub>2</sub>	14,404	0,32565	-0,000078	-1,242E-07	7,4776E-11

Tabel Data entalpi penguapan

Senyawa	A	Tc	n
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	104,153	723,00	0,301
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	44,968	506,80	0,365
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	80,700	626,00	0,295
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321
H <sub>2</sub>	0,659	33,18	0,380

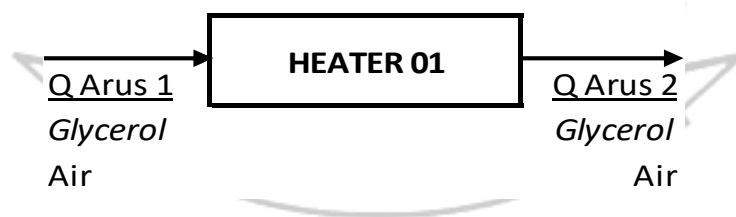
**Data Berat Molekul (BM) setiap senyawa**

Komponen	Berat Molekul (kg/m <sup>3</sup> )
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	92,09
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	74,08
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	76,09
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98,07
H <sub>2</sub> O	18,02
H <sub>2</sub>	2,02

$$\begin{aligned}
 Q &= m \int_{T_0}^T c_p dT \\
 &= m \int_{298,15}^{T K} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT \\
 &= m \left[ a(T - 298,15) + \frac{b}{2} (T^2 - 298,15^2) + \frac{c}{3} (T^3 - 298,15^3) + \frac{d}{4} (T^4 - 298,15^4) \right]
 \end{aligned}$$

**1. Heater (H-101)**

Fungsi: Menaikkan suhu bahan baku dari 30°C ke 70°C



**a. Panas yang masuk**

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303,15^\circ\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kmol/jam)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3(l)</sub>	92,09	9,04

H<sub>2</sub>O(l)

18,02

2,43

$$\begin{aligned} Q_{C_3H_8O_3} &= m \int_{298,15}^{303,15} C_p \cdot dT \\ &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\ &= 9,04 \left[ 132,145 (303,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,86007 (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,00197 (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000181 (303,15^4 - 298,15^4) \right] \\ &= 9,04 \text{ kmol/jam} \times 1306,75 \text{ kJ/kmol} \\ &= 11812,54 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{H_2O} &= m \int_{298,15}^{303,15} C_p \cdot dT \\ &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\ &= 2,43 \left[ 92,053 (303,15 - 298,15) + \frac{1}{2} -0,03995 (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} 0,00021 (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000053 (303,15^4 - 298,15^4) \right] \\ &= 2,43 \text{ kmol/jam} \times 377,49 \text{ kJ/kmol} \\ &= 918,36 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka total Q umpan masuk (Q in)

$$\begin{aligned} Q_{in} &= Q_{C_3H_8O} + Q_{H_2O} \\ &= (11812,54 + 918,36) \text{ kJ/jam} \\ &= 12730,90 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### b. Panas yang keluar

$$T_{out} = 70^\circ\text{C} = 343,15 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (Kmol/jam)
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3(\text{l})$	92,09	9,04
$\text{H}_2\text{O}(\text{l})$	18,02	2,43

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3} &= m \int_{298,15}^{303,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\
 &= 9,04 \left[ 132,145 (303,15 - 298,15) + \frac{1}{2} \cdot 0,86007 (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} \cdot -0,00197 (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} \cdot 0,000000181 (303,15^4 - 298,15^4) \right] \\
 &= 9,04 \text{ kmol/jam} \times 11899,90 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 107570,79 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{H}_2\text{O}} &= m \int_{298,15}^{303,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\
 &= 2,43 \left[ 92,053 (303,15 - 298,15) + \frac{1}{2} \cdot -0,03995 (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} \cdot -0,00021 (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} \cdot 0,000000053 (303,15^4 - 298,15^4) \right] \\
 &= 2,43 \text{ kmol/jam} \times 3385,06 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 8235,30 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Maka total Q umpan keluar (Q out )

$$Q_{\text{out}} = Q_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}} + Q_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$= (107570,79 + 8235,30) \text{ kJ/jam}$$

$$= 115806,09 \text{ kJ/jam}$$

Maka, Panas yang disuplai ( $Q_s$ )

$$Q_s = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= (115806,09 - 12730,90) \text{ kJ/jam}$$

$$= 103075,19 \text{ kJ/jam}$$

Sebagai pemanas pada heater digunakan saturated steam (uap jenuh) pada suhu  $100^\circ\text{C}$  dengan data sebagai berikut:

$$\text{Cair jenuh (hf)} = 419,04 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Uap jenuh (hg)} = 2676,1 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Laten kondensasi (hfg)} = 2257,06 \text{ kJ/kg}$$

(Appendix thermodynamic)

**c. Laju massa steam yang dibutuhkan:**

$$\text{Massa steam} = \frac{Q_s}{h_{fg}}$$

$$= \frac{103075,19 \text{ kJ/jam}}{2257,06 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}$$

$$= 78,26 \text{ kg/jam}$$

Sehingga,

$$Q_{\text{steam}} = \text{massa steam} \times h_g$$

$$= 78,26 \text{ kg/jam} \times 2676,1 \text{ kJ/kg}$$

$$= 213232,84 \text{ kJ/jam}$$



$$Q_{\text{kondensa}} = \text{massa steam} \times hf$$

$$= 78,26 \text{ kg/jam} \times 419,04 \text{ kJ/kg} = 110157,65 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas Total pada Heater 101

Umpan	Q1 input (kJ/jam)	Q2 output (kJ/jam)
Arus 1	12730,90	-
Arus 2	-	115806,09
Q steam	213232,84	-
Q kondensat	-	110157,65
<b>Total</b>	<b>225963,74</b>	<b>225963,74</b>

## 2. Heater (H-102)

Fungsi: Menaikkan suhu katalis  $\text{H}_2\text{SO}_4$  dari  $30^\circ\text{C}$  ke  $70^\circ\text{C}$



### a. Panas yang masuk

$$T_{\text{in}} = 30^\circ\text{C} = 303,15^\circ\text{K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kmol/jam)
$\text{H}_2\text{SO}_{4(l)}$	98,07	0,45

### Arus 3

$$\begin{aligned}
Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= m \int_{298,15}^{303,15} C_p \cdot dT \\
&= m \left[ a (T-T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2-T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3-T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4-T_{\text{ref}}^4) \right] \\
&= 0,45 \left[ 26,004 (303,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,70337 (303,15^2 - 298,15^2) + \right. \\
&\quad \left. \frac{1}{3} -0,00139 (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,00000103 (303,15^4 - \right. \\
&\quad \left. 298,15^4) \right] \\
&= 0,45 \text{ kmol/jam} \times 701,66 \text{ kJ/kmol} \\
&= 313,47 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

**b. Panas yang keluar**

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kmol/jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4(l)</sub>	98,0734	0,45

**Arus 4**

$$\begin{aligned}
Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= m \int_{298,15}^{343,15} C_p \cdot dT \\
&= m \left[ a (T-T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2-T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3-T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4-T_{\text{ref}}^4) \right] \\
&= 0,45 \left[ 26,004 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,70337 (343,15^2 - 298,15^2) \right. \\
&\quad \left. + \frac{1}{3} -0,00139 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,00000103 (343,15^4 - \right. \\
&\quad \left. 298,15^4) \right] \\
&= 0,45 \text{ kmol/jam} \times 6439,81 \text{ kJ/jam} \\
&= 2877,05 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Maka Panas yang disuplai (Qs)

$$Q_s = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= (2877,05 - 313,47) \text{ kJ/jam}$$

$$= 2563,58 \text{ kJ/jam}$$

Sebagai pemanas pada heater digunakan saturated steam (uap jenuh) pada suhu 100°C dengan data sebagai berikut:

$$\text{Cair jenuh (hf)} = 419,04 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Uap jenuh (hg)} = 2676,1 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Laten kondensasi (hfg)} = 2257,06 \text{ kJ/kg}$$

(Appendix ebook thermodynamic)

**c. Laju massa steam yang dibutuhkan:**

$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= \frac{Q_s}{hfg} \\ &= \frac{2693,9533 \text{ kJ/jam}}{2257,06 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 1,95 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} Q \text{ steam} &= \text{massa steam} \times hg \\ &= 1,95 \text{ kg/jam} \times 2676,1 \text{ kJ/kg} \\ &= 5218,395 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ kondensat} &= \text{massa steam} \times hf \\ &= 1,95 \text{ kg/jam} \times 419,04 \text{ kJ/kg} \\ &= 817,128 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

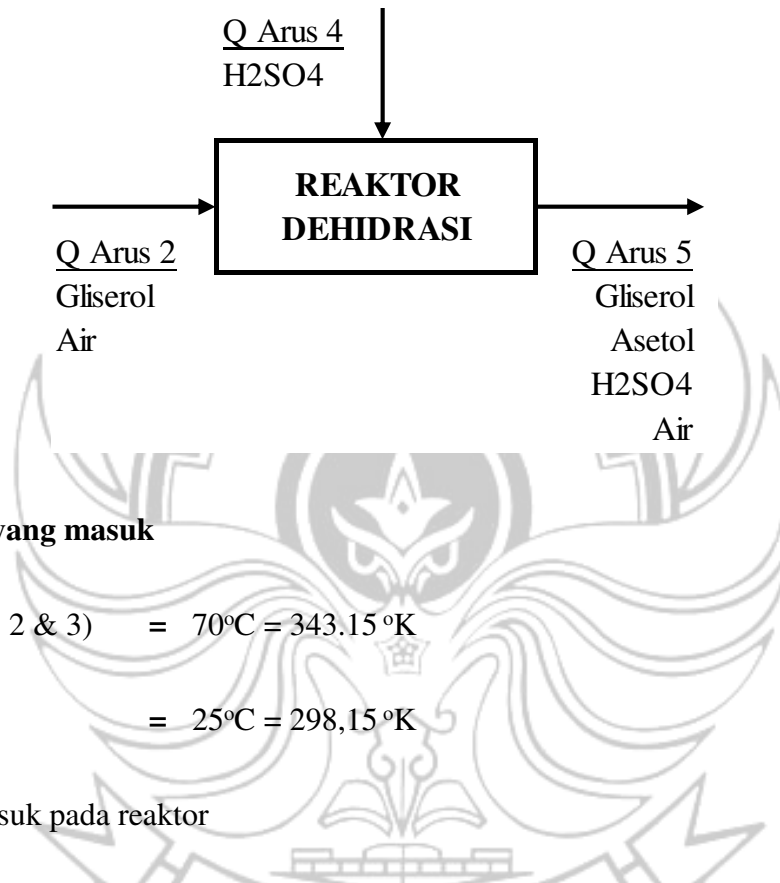
Neraca Panas Total pada Heater 102

Umpan	Q3 input (kJ/jam)	Q4 output (kJ/jam)
Arus 14	313,47	
Arus 4		2877,05
Q steam	5303,31	

Q kondensat		2739,73
<b>Total</b>	<b>5616,78</b>	<b>5616,78</b>

### 3. Reaktor Dehidrasi (R-101)

Fungsi: Tempat terbentuk *asetol* sebagai produk *intermediat*.



#### a. Panas yang masuk

$$T_{in} \text{ (Arus 2 \& 3)} = 70^{\circ}\text{C} = 343,15^{\circ}\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15^{\circ}\text{K}$$

Massa masuk pada reaktor

Komponen	Massa (kmol/jam)	BM (kg/kmol)
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3(l)$ (Arus 2)	9,04	92,09
$\text{H}_2\text{O}(l)$	2,43	18,02
$\text{H}_2\text{SO}_4(l)$ (Arus 3)	0,45	98,07

#### Arus 2

$$Q_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3} = m \int_{298,15}^{343,15} C_p \cdot dT$$

$$\begin{aligned}
& m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\
&= 9,04 \left[ 132,145 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,86007 (343,15^2 - \right. \\
&\quad \left. 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,00197(343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000181 \right. \\
&\quad \left. (343,15^4 - 298,15^4) \right] \\
&= 9,04 \text{ kmol/jam} \times 11899,90 \text{ kJ/kmol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{\text{H}_2\text{O}} &= m \int_{298,15}^{343,15} C_p \cdot dT \\
&= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\
&= 2,43 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} -0,03995 (343,15^2 - \right. \\
&\quad \left. 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,00021 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,0000000535 \right. \\
&\quad \left. (343,15^4 - 298,15^4) \right] \\
&= 2,43 \text{ kmol/jam} \times 3385,06 \text{ J/kmol} \\
&= 8235,30 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

#### Arus 4

$$\begin{aligned}
Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= m \int_{298,15}^{343,15} C_p \cdot dT \\
&= 0,45 \left[ 26,004 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,70337 (343,15^2 - 298,15^2) \right. \\
&\quad \left. + \frac{1}{3} -0,00139 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,00000103 (343,15^4 - \right. \\
&\quad \left. 298,15^4) \right]
\end{aligned}$$

$$= 0,45 \text{ kmol/jam} \times 2439,81 \text{ kJ/jam} = 2877,05 \text{ kJ/jam}$$

Total panas yang masuk (Q in)

$$\begin{aligned} Q_{in} &= Q \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + Q \text{ H}_2\text{O} + Q \text{ H}_2\text{SO}_4 \\ &= (107570,79 + 8235,30 + 2877,05) \\ &= 118683,14 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### b. Panas yang keluar

$$T_{out} = 110^\circ\text{C} = 383,15^\circ\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

Komponen	Massa (kmol/jam)	BM (kg/kmol)
H <sub>2</sub> O <sub>(l)</sub>	8,66	18,01
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3(l)</sub>	0,86	92,09
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2(l)</sub>	8,66	74,08
H <sub>2</sub> SO <sub>4(l)</sub>	0,45	98,07

### Arus 5

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{O}} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\ &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\ &= 8,66 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} (-0,03995 (343,15^2 - 298,15^2)) + \frac{1}{3} (-0,00021(343,15^3 - 298,15^3)) \right] \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,0000000535(343,15^4 - 298,15^4) \\
& = 8,66 \text{ kmol/jam} \times 6399,88 \text{ kJ/kmol} \\
& = 55408,35 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{C_3H_6O_2} & = m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
& = m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
& = 8,66 \left[ 57,308 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,63751 (383,15^2 - 298,15^2) + \right. \\
& \quad \left. \frac{1}{3} -0,0021308 (383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000306 (383,15^4 - \right. \\
& \quad \left. 298,15^4) \right] \\
& = 8,66 \text{ kmol/jam} \times 12635,20 \text{ kJ/kmol} \\
& = 109360,34 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{C_3H_8O_3} & = m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
& = m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
& = 0,86 \left[ 132,145 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} -0,86007 (383,15^2 - 298,15^2) \right. \\
& \quad \left. + \frac{1}{3} -0,00197 (383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,00000181 (383,15^4 - \right. \\
& \quad \left. -298,15^4) \right] \\
& = 0,86 \text{ kmol/jam} \times 22724,54 \text{ kJ/kmol} \\
& = 19547,49 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{H_2SO_4} & = m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
& = m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right]
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0,45 [26,004 (343,15-298,15) + \frac{1}{2} 0,70337 (343,15^2- 298,15^2) \\
&\quad + \frac{1}{3} -0,00139 (343,15^3-298,15^3) + \frac{1}{4} 0,00000103 (343,15^4 \\
&\quad -298,15^4)] \\
&= 0,45 \text{ kmol/jam} \times 12367,71 \text{ kJ/kmol} \\
&= 5525,41 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Total panas yang masuk (Q out)

$$\begin{aligned}
Q_{\text{out}} &= Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3} + Q_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2} + Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} \\
&= (55408,35 + 19547,49 + 109360,34 + 5525,41) \text{ kJ/jam} \\
&= 189841,59 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_s &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
&= 189841,59 - 118683,14 \text{ kJ/jam} \\
&= 71158,44 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

### c. Perhitungan panas reaksi

Nilai entalpi pembentukan:

Komponen	$\Delta H^{\circ}_f$ (K.joule/mol)
$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$	-669,60
$\text{H}_2\text{O}$	-241,80
$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2$	-370,06
<b>Total</b>	<b>57,74</b>

$$\text{Konversi} = 90,96\%$$



$$\begin{aligned}
 r &= \text{Massa } C_3H_8O_3 \times \text{konversi} \\
 &= 9,04 \text{ kmol/jam} \times 90,96\% \\
 &= 8,22 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H^{\circ}_f 298^{\circ}\text{K} = 57,74 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r &= \Delta H^{\circ}_f 298^{\circ}\text{K} \times r \\
 &= 57,74 \times 8,22 \\
 &= 474,76 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_r &= \Delta H_r \\
 &= 474,76 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

Panas yang disekitar reaktor

$$\begin{aligned}
 Q_p &= (Q_{in} + Q_r) - Q_{out} \\
 &= (118683,14 + 474,76) - 189841,59 \\
 &= 71633,21 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Sebagai pemanas pada reaktor digunakan saturated steam (uap jenuh)

$$T = 120^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Cair jenuh (hf)} = 504 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Uap jenuh (hg)} = 2706 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Laten kondensasi (hfg)} = 2202 \text{ kJ/kg}$$

**d. Laju massa steam yang dibutuhkan:**

$$\text{Massa steam} = \frac{Q_s}{hfg}$$

$$= \frac{71633,21 \text{ kJ/jam}}{2202 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 32,32 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= \text{massa steam} \times h_g \\
 &= 32,32 \text{ kg/jam} \times 2706 \text{ kJ/kg} \\
 &= 87445,39 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{kondensat}} &= \text{massa steam} \times h_f \\
 &= 32,32 \text{ kg/jam} \times 504 \text{ kJ/kg} = 16286,94 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Total panas pada Reaktor Dehidrasi

Komponen	Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)
	Q2	Q4	Q5
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	107570,79	-	19547,49
H <sub>2</sub> O	8235,299	-	55408,35
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	2877,05	5525,41
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-	-	109360,34
Q steam		87445,39	
Q kondensat			16286,94
<b>Total</b>	<b>206128,53</b>		<b>206128,53</b>

#### 4. Menara Destilasi (MD-101)

a. Panas masuk komponen destilasi

$$Q_{\text{out}} = Q_{\text{in}}$$

$$Q_5 = 189841,59 \text{ kJ/jam}$$

=

b. Panas keluar komponen destilasi

$$\text{Suhu top produk} = 400,85 \text{ K}$$

$$\text{Suhu bottom produk} = 463,06 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 298,15 \text{ K}$$

Panas komponen destilat top Produk (Q6)

**Arus 6**

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_8O_3} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 0,01 \left[ 132,145 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} (-0,86007)(383,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} \right. \\
 &\quad \left. 0,00197(383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000181 (383,15^4 - 298,15^4) \right] \\
 &= 0,01 \text{ kmol/jam} \times 27587,43 \text{ kJ/kmol} = 23,72 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_6O_2} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 8,66 \left[ 57,308 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,63751 (383,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} \right. \\
 &\quad \left. -0,0021308(383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000031(383,15^4 - \right. \\
 &\quad \left. 298,15^4) \right] \\
 &= 8,66 \text{ kmol/jam} \times 10190,03 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 88196,94 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 8,57 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} (-0,03995 (343,15^2 - \right. \\
 &\quad \left. 298,15^2) + \frac{1}{3} (-0,00021(343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,0000000535 \right. \\
 &\quad \left. (343,15^4 - 298,15^4) \right] \\
 &= 8,57 \text{ kmol/jam} \times 3480,81 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$$= 29825,06 \text{ kJ/jam}$$

$$Q6_{\text{total}} = Q6 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + Q6 \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_2 + Q6 \text{ H}_2\text{O}$$

$$= (23,72 + 88196,94 + 29825,06) \text{ kJ/jam}$$

$$= 118045,72 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	F6	n	$\int Cp \, dT$	Q6 Out
n	(Kg/Jam)	(Kmol/Jam)		(kJ/jam)
Gliserol	0.08	0.001	27587.43	23.73
Asetol	634.75	8.66	10190.03	88196.94
Air	154.37	8.57	3480.81	29825.06
<b>Total</b>	<b>789.20</b>	<b>17.22</b>		<b>118045.72</b>

Panas komponen destilat bottom produk (Q6)

### Arus 7

$$\begin{aligned}
 Q7 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 &= m \int_{298,15}^{383,15} Cp \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\
 &= 0,86 \left[ 132,145 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} (-0,86007(383,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} (-0,00197(383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} (0,00000181(383,15^4 - 298,15^4))) \right] \\
 &= 0,86 \text{ kmol/jam} \times 45066,10 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 38726,77 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$Q7 \text{ H}_2\text{SO}_4 = m \int_{298,15}^{383,15} Cp \cdot dT$$

$$\begin{aligned}
&= m \left[ a (T-T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2-T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3-T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4-T_{\text{ref}}^4) \right] \\
&= 0,45 \left[ 26,004 (343,15-298,15) + \frac{1}{2} 0,70337 (343,15^2-298,15^2) \right. \\
&\quad \left. + \frac{1}{3} -0,00139 (343,15^3-298,15^3) + \frac{1}{4} 0,00000103 (343,15^4-298,15^4) \right] \\
&= 0,45 \text{ kmol/jam} \times 24661,40 \text{ kJ/kmol} \\
&= 11017,75 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Q7 C}_3\text{H}_6\text{O}_2 &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
&= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\
&= 0,09 \left[ 57,308 (383,15- 298,15) + \frac{1}{2} 0,63751 (383,15^2-298,15^2) \right. \\
&\quad \left. + \frac{1}{3} -0,0021308 (383,15^3-298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000306 (383,15^4- 298,15^4) \right] \\
&= 0,09 \text{ kmol/jam} \times 26863,35 \text{ kJ/kmol} \\
&= 2325,08 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Q7 H}_2\text{O} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
&= m \left[ a (T-T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2-T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3-T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\
&= 0,09 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} -0,03995 (343,15^2-298,15^2) \right. \\
&\quad \left. + \frac{1}{3} -0,00021(343,15^3-298,15^3) + \frac{1}{4} 0,0000000535 (343,15^4- 298,15^4) \right]
\end{aligned}$$

$$= 0,09 \text{ kmol/jam} \times 12642,05 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 1094,17 \text{ kJ/jam}$$

$$Q7_{\text{total}} = Q7 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + Q7 \text{ H}_2\text{SO}_4 + Q7 \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_2 + Q7 \text{ H}_2\text{O}$$

$$= (38726,77 + 11017,75 + 2325,08 + 1094,17) \text{ kJ/jam}$$

$$= 53163,77 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	F8 (Kg/Jam)	n (Kmol/Jam)	$\int C_p dT$	DH8 F8 Out
Gliserol	79.14	0.86	45066.10	38726.77
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	43.82	0.45	24661.40	11017.75
Asetol	6.41	0.09	26863.35	2325.08
Air	1.56	0.09	12642.05	1094.17
<b>Total</b>	<b>130.93</b>	<b>1.48</b>		<b>53163.77</b>

c. Panas kondensor

Panas uap yang masuk = 400,85 K

- Gliserol (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>3</sub>)

$$H_{\text{vap}} = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

$$H_{\text{vap}} = 104,15 \left(1 - \frac{400,85}{723}\right)^{0,301}$$

$$H_{\text{vap}} = 81,66 \text{ kJ/mol}$$

$$H_{\text{vap}} = 81,66 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ mol/Kmol} = 81657,52 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{vap}} = 0,001 \text{ kmol/jam} \times 81657,52 \text{ kJ/kmol} = 73,98 \text{ kJ/jam}$$

- Asetol (C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O<sub>2</sub>)

$$H_{\text{vap}} = 44,97 \left(1 - \frac{400,85}{506,8}\right)^{0,321}$$

$$H_{\text{vap}} = 25,40 \text{ kJ/mol}$$

$$H_{\text{vap}} = 25,40 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ mol/Kmol} = 25397,93 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{vap}} = 9,12 \text{ kmol/jam} \times 25397,93 \text{ kJ/kmol} = 231529,02 \text{ kJ/jam}$$

- Air (H<sub>2</sub>O)

$$H_{\text{vap}} = 52,05 \left(1 - \frac{400,85}{647,13}\right)^{0,321}$$

$$H_{\text{vap}} = 38,17 \text{ kJ/mol}$$

$$H_{\text{vap}} = 38,17 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ mol/Kmol} = 38173,82 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{vap}} = 9,02 \text{ kmol/jam} \times 38173,82 \text{ kJ/kmol} = 344505,22 \text{ kJ/jam}$$

Neraca panas tiap komponen yang masuk pada kondensor

Komponen	n (Kmol/Jam)	H <sub>v</sub> (Kj/Kmol.K)	Q <sub>v</sub> (Kj/Jam.K)
Gliserol	0.001	81657.52	73.98
Asetol	9.12	25397.93	231529.02
Air	9.02	38173.82	344505.22
<b>Total</b>	<b>18.14</b>	<b>145229,27</b>	<b>576108.22</b>

Panas destilat yang keluar pada kondensor = 400,85 K

$$Q = n \times C_p \, dT$$

$$Q_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3} = m \int_{298,15}^{383,15} C_p \, dT$$

$$= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right]$$

$$= 0,01 \left[ 132,145 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} (-0,86007)(383,15^2 - 298,15^2) \right.$$

$$\left. + \frac{1}{3} (-0,00197)(383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} (0,00000181)(383,15^4 - 298,15^4) \right]$$

$$298,15^4]$$

$$= 0,01 \text{ kmol/jam} \times 27587,43 \text{ kJ/kmol} = 23,72 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\ &= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\ &= 8,66 \left[ 57,308 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,63751 (383,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} \right. \\ &\quad \left. 0,0021308 (383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,00000031 (383,15^4 - 298,15^4) \right] \\ &= 8,66 \text{ kmol/jam} \times 15537,47 \text{ kJ/kmol} \\ &= 134480,11 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{O}} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\ &= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\ &= 8,57 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} -0,03995 (343,15^2 - \right. \\ &\quad \left. 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,00021 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,0000000535 \right. \\ &\quad \left. (343,15^4 - 298,15^4) \right] \\ &= 8,57 \text{ kmol/jam} \times 7748,40 \text{ kJ/kmol} \\ &= 66391,56 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas komponen keluar kondensor (QD)

Komponen	n (Kmol/Jam)	$\int C_p dT$	QD (kJ/Jam.K)
Gliserol	0.00	27587.43	23.73
Asetol	8.66	15537.47	134480.11
Air	8.57	7748.40	66391.56



<b>Total</b>	<b>17.22</b>	<b>50873.29</b>	<b>200895.40</b>
--------------	--------------	-----------------	------------------

Panas refluks yang keluar pada kondensor = 400,85 K

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_8O_3} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 0,00005 \left[ 132,145 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} (-0,86007(383,15^2 - 298,15^2)) + \frac{1}{3} (-0,00197(383,15^3 - 298,15^3)) + \frac{1}{4} (0,000000181(383,15^4 - 298,15^4)) \right] \\
 &= 0,00005 \text{ kmol/jam} \times 27587,43 \text{ kJ/kmol} = 1,26 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_6O_2} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 0,46 \left[ 57,308 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} (0,63751 (383,15^2 - 298,15^2)) + \frac{1}{3} (-0,0021308(383,15^3 - 298,15^3)) + \frac{1}{4} (0,00000031(383,15^4 - 298,15^4)) \right] \\
 &= 0,46 \text{ kmol/jam} \times 15537,47 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 7160,34 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 0,46 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} (-0,03995 (343,15^2 - 298,15^2)) + \frac{1}{3} (0,000000001(343,15^3 - 298,15^3)) + \frac{1}{4} (0,000000000(343,15^4 - 298,15^4)) \right] \\
 &= 0,46 \text{ kmol/jam} \times 15537,47 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 7160,34 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,00021(343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,0000000535 \\
& (343,15^4 - 298,15^4) \\
& = 0,46 \text{ kmol/jam} \times 7748,40 \text{ kJ/kmol} \\
& = 3534,99 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q \text{ refluks} &= Q \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + Q \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_2 + Q \text{ H}_2\text{O} \\
&= 1,26 + 7160,34 + 3534,99 \text{ kJ/jam} \\
&= 10696,59 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Komponen	n (Kmol/Jam)	$\int C_p dT$	QLD
Gliserol	0.00005	27587.43	1.26
Asetol	0.46	15537.47	7160.34
Air	0.46	7748.40	3534.99
<b>Total</b>	<b>0.46</b>	<b>50873.29</b>	<b>10696.59</b>

d. Panas steam yang dibutuhkan (Q<sub>steam</sub>)

$$\begin{aligned}
Q \text{ steam} &= Q_v - (Q_D + Q_{LD}) \\
Q \text{ steam} &= 576108,22 - (200895,40 + 10696,59) \\
&= 364516,23 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

e. Massa Pendingin yang dibutuhkan (m<sub>pendingin</sub>)

Air pendingin yang digunakan pada kondisi suhu 301,15 K (28°C) dan suhu air pendingin keluar 328,15 K (55°C) berdasarkan steam table diperoleh

$$\lambda = 2202 \text{ kJ/kg}$$

$$HL = 404 \text{ kJ/kg}$$

$$HV = 2706 \text{ kJ/kg}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} M_{\text{air pendingin}} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{cP \times \Delta T} \\ &= \frac{364516,23 \text{ kJ/jam}}{4,183 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times (328,15 - 301,15) \text{ K}} \\ &= 3227,49 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa komponen kondensor

Komponen	Masuk(kJ/Jam.K)	Keluar (kJ/Jam.K)	
	Qv	QD	QLD
Gliserol	73.98	23.73	1.26
Asetol	231529.02	134480.11	7160.34
Air	344505.22	66391.56	3534.99
<b>Sub Total</b>	<b>576108.22</b>	<b>200895.40</b>	<b>10696.59</b>
Q serap			364516.23
<b>Total</b>	<b>576108.22</b>	<b>576108.22</b>	

f. Reboiler

$$\begin{aligned} Q_{\text{masuk}} + Q_{\text{suplay}} &= Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{serap}} \\ Q_{\text{suplay}} &= (Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{serap}}) - Q_{\text{masuk}} \\ &= (53163,77 + 118045 + 364516,23) - 189841,59 \text{ kJ/kg} \\ &= 345884,13 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

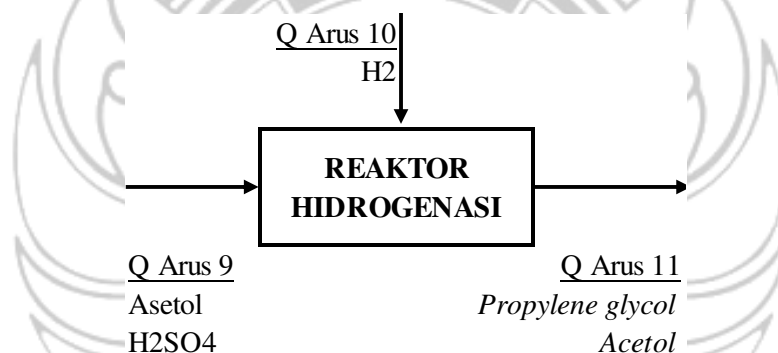
g. Massa steam yang dibutuhkan ( $m_{\text{steam}}$ )

$$\begin{aligned} m_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda_{\text{steam}}} \\ m_{\text{steam}} &= \frac{364516,23 \text{ kJ/jam}}{2202 \text{ kJ/kg}} \end{aligned}$$

$$= 425051,07 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	Masuk	Keluar	
	(Kj/Jam.K)	(Kj/Jam.K)	
	Q6	Q8	Q9
Gliserol	19547.49	38726.77	23.73
H2SO4	5525.41	11017.75	0.0000
Asetol	109360.35	2325.08	88196.94
Air	55408.35	1094.17	29825.06
<b>Sub Total</b>	<b>189841.59</b>	<b>53163.77</b>	<b>118045.72</b>
Q Supply	345884.13		
Q Serap			364516.23
<b>Total</b>	<b>535725.72</b>		<b>535725.72</b>

### 5. Reaktor Hidrogenasi (R-102)



#### a. Panas yang masuk

$$T \text{ in (arus 5)} = 110^\circ\text{C} = 383,15^\circ\text{K}$$

$$T \text{ in (arus 6)} = 70^\circ\text{C} = 303,15^\circ\text{K}$$

$$T \text{ ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

Komponen yang masa reaktor hidrogenasi (R-102)

Komponen	Massa (kmol/jam)	BM (kg/kmol)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,9106	92,0935
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	9,1624	74,0783
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,4729	98,0734
H <sub>2</sub>	8,3341	2,0158

---

**Arus 9**

$$\begin{aligned} Q_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\ &= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\ &= 9,11 \left[ 57,308 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,63751 (383,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} \cdot \right. \\ &\quad \left. 0,002131 (383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000306 (383,15^4 - 298,15^4) \right] \\ &= 9,11 \text{ kmol/jam} \times 13148,0268 \text{ kJ/kmol} \\ &= 119858,17 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{O}} &= m \int_{298,15}^{303,15} C_p \cdot dT \\ &= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{D}{5} (T^5 - T_{\text{ref}}^5) \right] \\ &= 0,46 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,03995 (343,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} \cdot \right. \\ &\quad \left. 0,00021 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,0000000535 (343,15^4 - 298,15^4) \right] \\ &= 9,02 \text{ kmol/jam} \times 6641,23 \text{ kJ/kmol} \\ &= 59953,72 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Arus 10**

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2} &= m \int_{298,15}^{303,15} C_p \cdot dT \\ &= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{D}{5} (T^5 - T_{\text{ref}}^5) \right] \\ &= 8,29 \left[ 25,399 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,020178 (383,15^2 - 298,15^2) + \right. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & \frac{1}{3} \cdot 0,0000000385 (383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} \cdot 0,00000000319 (383,15^4 \\ & - 298,15^4) + \frac{1}{5} \cdot 0,000000000000876 (383,15^5 - 298,15^5) \\ & = 8,29 \text{ kmol/jam} \times 1298,78 \text{ kJ/kmol} \\ & = 10769,45 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka total Q umpan masuk (Q in)

$$\begin{aligned} Q_{in} &= \text{Arus 7} + \text{Arus 8} \\ &= (119858,17 + 59953,72) + (10769,45) = 190581,34 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### b. Panas yang keluar

$$T_{out} = 180^\circ\text{C} = 453,15^\circ\text{K}$$

$$T_{standar} = 25^\circ\text{C} = 298,15^\circ\text{K}$$

Komponen	Massa (kmol/jam)	BM (kg/kmol)
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0,82	92,09
H <sub>2</sub> O	9,03	74,08
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	8,29	76,09

#### Arus 11

$$\begin{aligned} Q_{C_3H_6O_2} &= m \int_{298,15}^{493,15} C_p \cdot dT \\ &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) + \frac{D}{5} (T^5 - T_{ref}^5) \right] \\ &= 0,82 \left[ -22,287 (493,15 - 298,15) + \frac{1}{2} \cdot 0,4828 (493,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} \right. \\ & \quad \left. - 0,000466 (493,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} \cdot 0,0000000233 (493,15^4 - \right. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& 298,15^4) + \frac{1}{5} 0,00000000000431 (493,15^5 - 298,15^5)] \\
& = 0,82 \text{ kmol/jam} \times 16304,63 \text{ kJ/kmol} \\
& = 13436,51 \text{ kJ/jam} \\
Q_{\text{H}_2\text{O}} & = m \int_{298,15}^{303,15} C_p \cdot dT \\
& = m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{D}{5} (T^5 - T_{\text{ref}}^5) \right] \\
& = 9,03 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} -0,03995 (343,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,00021 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,0000000535 (343,15^4 - 298,15^4) \right] \\
& = 9,03 \text{ kmol/jam} \times 5280,14 \text{ kJ/kmol} \\
& = 47666,52 \text{ kJ/jam} \\
Q_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2} & = m \int_{298,15}^{493,15} C_p \cdot dT \\
& = m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{D}{5} (T^5 - T_{\text{ref}}^5) \right] \\
& = 8,29 \left[ 14,404 (493,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,32565 (493,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,00000787 (493,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000124 (493,15^4 - 298,15^4) + \frac{1}{5} 0,00000000000748 (493,15^5 - 298,15^5) \right] \\
& = 8,29 \text{ kmol/jam} \times 35044,24 \text{ kJ/kmol} = 290585,66 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Maka total Q umpan keluar (Q out)

$$\begin{aligned}
Q_{\text{out}} & = Q_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2} \\
& = (13436,51 + 47666,52 + 290585,66) \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$= 351688,66 \text{ kJ/jam}$$

Maka Panas yang disuplai ( $Q_s$ )

$$Q_s = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= (351688,66 - 190581,34) \text{ kJ/jam} = 161107,32 \text{ kJ/jam}$$

### c. Perhitungan panas reaksi

Nilai entalpi pembentukan:

Komponen	$\Delta H^{\circ}_f$ (K.joule/mol)
$C_3H_8O_2$	-370,06
$H_2$	0
$C_3H_6O_2$	424,25

$$1. Q_r =$$

$$\text{Konversi} = 90,96\%$$

$$r = \text{Massa } C_3H_8O_2 \times \text{konversi}$$

$$= 9,03 \text{ kmol/jam} \times 0,96$$

$$= 8,21 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H^{\circ}_f 298^{\circ}\text{K} = \Delta H^{\circ}_f \text{ produk} - \Delta H^{\circ}_f \text{ reaktan}$$

$$= 749,31 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_r = \Delta H^{\circ}_f 298^{\circ}\text{K} \times r$$

$$= 749,31 \text{ kJ/mol} \times 8,21 \text{ kmol/jam}$$

$$= 6522,41 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_r = \Delta H_r$$

$$= 6522,41 \text{ kJ/kmol}$$

Sebagai pemanas pada reaktor digunakan saturated steam (uap jenuh) pada



kondisi 200°C.

$$\text{Cair jenuh (hf)} = 852,45 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Uap jenuh (hg)} = 2793,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Laten kondensasi (hfg)} = 1940,7 \text{ kJ/kg}$$

**d. Laju massa steam yang dibutuhkan:**

$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= \frac{Q_s}{hfg} \\ &= \frac{161107,32 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{1940,7 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} \\ &= 81,2801 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} Q \text{ steam} &= \text{massa steam} \times hg \\ &= 81,2801 \text{ kg/jam} \times 2801,4 \text{ kJ/kg} \\ &= 227698,0262 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

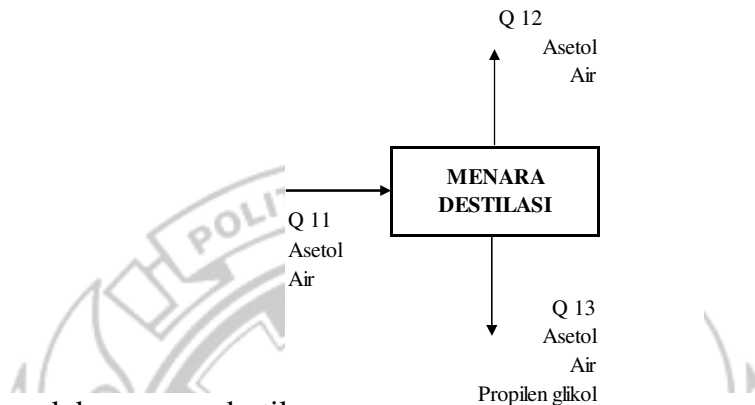
$$\begin{aligned} Q \text{ kondensat} &= \text{massa steam} \times hf \\ &= 81,2801 \text{ kg/jam} \times 1087,3 \text{ kJ/kg} \\ &= 88375,8349 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas total pada reaktor hidrogenasi

Komponen	Masuk,kJ/jam	Masuk,kJ/jam	Keluar,KJ/jam
	Q9	Q10	Q11
C3H6O2	119858.17		13436.51
H2O	59953.72		290589.78
H2		10769.45	47666.52
C3H8O2			
<b>Sub total</b>	<b>179811.89</b>	<b>10769.45</b>	<b>351692.81</b>

Q steam	231877.65	
Qkondensat		70766.18
<b>Total</b>	<b>422458.99</b>	<b>422458.99</b>

## 6. Menara Destilasi (MD-102)



a. Panas masuk komponen destilasi

$$Q_{out} = Q_{in}$$

$$Q_{11} = 351688,66 \text{ kJ/jam}$$

=

b. Panas keluar komponen destilasi

$$\text{Suhu top produk} = 380,72 \text{ K}$$

$$\text{Suhu bottom produk} = 457,06 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 298,15 \text{ K}$$

Panas komponen destilat top Produk (Q11)

### Arus 12

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_6O_2} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{b}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{c}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{d}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 0,81 \left[ 57,308 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,63751 (383,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} 0,00015 (383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000001 (383,15^4 - 298,15^4) \right]
 \end{aligned}$$

$$298,15^2) + \frac{1}{3} -0,0021308 (383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,00000031$$

$$(383,154 - 298,15^4)]$$

$$= 0,81 \text{ kmol/jam} \times 10190,03 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 8313,55 \text{ kJ/jam}$$

Q H<sub>2</sub>O

$$= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT$$

$$= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right]$$

$$= 8,94 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} -0,03995 (343,15^2 -$$

$$298,15^2) + \frac{1}{3} -0,00021 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,0000000535$$

$$(343,15^4 - 298,15^4)$$

$$= 8,94 \text{ kmol/jam} \times 3480,81 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 31108,79 \text{ kJ/jam}$$

Q C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>2</sub>

$$= m \int_{298,15}^{343,15} C_p \cdot dT$$

$$= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right]$$

$$0,02 \left[ 118,614 (303,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,6728 (343,15^2 -$$

$$298,15^2) + \frac{1}{3} -0,001838 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000213$$

$$(303,15^4 - 298,15^4) \right]$$

$$= 0,02 \text{ kmol/jam} \times 22654,48 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 563,55 \text{ kJ/jam}$$

Q<sub>12</sub><sub>total</sub>

$$= Q_6 \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}_2 + Q_6 \text{ H}_2\text{O} + Q_6 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2$$

$$= (8313,55 + 31108,79 + 563,55) \text{ kJ/jam}$$

$$= 39985,89 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	F6 (Kg/Jam)	n (Kmol/Jam)	$\int C_p dT$	Q6 Out (kJ/jam)
Asetol	60,44	0,82	10190,03	8313,55
Air	160,96	8,94	3480,81	31108,79
Propilen glikol	1,89	0,02	22654,48	563,55
Total	223,29	9,78		<b>39985,89</b>

Panas komponen destilat bottom produk (Q6)

### Arus 13

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_6O_2} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 0,008 \left[ 57,308 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,63751 (383,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,0021308 (383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,00000031 (383,15^4 - 298,15^4) \right] \\
 &= 0,008 \text{ kmol/jam} \times 17526,97 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 144,43 \text{ kJ/jam} \\
 Q_{H_2O} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 0,09 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} -0,03995 (343,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,00021 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,0000000535 (343,15^4 - 298,15^4) \right] \\
 &= 0,09 \text{ kmol/jam} \times 5623,2906 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 507,64 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{C_3H_8O_2} &= m \int_{298,15}^{343,15} C_p \cdot dT \\
&= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
&= 8,27 \left[ 118,614 (303,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,6728 (343,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,001838 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000213 (303,15^4 - 298,15^4) \right] \\
&= 8,27 \text{ kmol/jam} \times 37481,13 \text{ kJ/kmol} \\
&= 309859,98 \text{ kJ/jam} \\
Q_{13_{total}} &= Q_{13 C_3H_6O_2} + Q_{13 H_2O} + Q_{13 C_3H_8O_2} \\
&= (144,43 + 507,64 + 309859,98) \text{ kJ/jam} \\
&= 310511,98 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Komponen	F8 (Kg/Jam)	n (Kmol/Jam)	$\int C_p dT$	DH8 F8 Out
Asetol	0,61	0,008	17526,97	144,44
Air	1,63	0,09	5623,29	507,64
Propilen glikol	629,31	8,27	37481,13	309859,90
<b>Total</b>	<b>631,31</b>	<b>8,37</b>		<b>310511,98</b>

c. Panas kondensor

Panas uap yang masuk = 380,72 K

- Asetol (C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub>)

$$H_{vap} = A \left( 1 - \frac{T}{T_c} \right)^n$$

$$H_{vap} = 52,05 \left( 1 - \frac{380,72}{647,13} \right)^{0,321}$$

$$H_{vap} = 52,05 \text{ kJ/mol}$$

$$H_{vap} = 52,05 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ mol/Kmol} = 52053 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{vap}} = 0,98 \text{ kmol/jam} \times 52053 \text{ kJ/kmol} = 51112,77 \text{ kJ/jam}$$

- Air (H<sub>2</sub>O)

$$H_{\text{vap}} = 52,05 \left(1 - \frac{380,72}{647,1}\right)^{0,321}$$

$$H_{\text{vap}} = 52,05 \text{ kJ/mol}$$

$$H_{\text{vap}} = 52,05 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ mol/Kmol} = 25053 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{vap}} = 10,76 \text{ kmol/jam} \times 25053 \text{ kJ/kmol} = 559914,34 \text{ kJ/jam}$$

- Propilen glikol (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>O<sub>2</sub>)

$$H_{\text{vap}} = 44,97 \left(1 - \frac{380,72}{506,8}\right)^{0,321}$$

$$H_{\text{vap}} = 44,97 \text{ kJ/mol}$$

$$H_{\text{vap}} = 44,97 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ mol/Kmol} = 44968 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{vap}} = 0,03 \text{ kmol/jam} \times 44968 \text{ kJ/kmol} = 1346,34 \text{ kJ/jam}$$

Neraca panas tiap komponen yang masuk pada kondensor

Komponen	n (Kmol/Jam)	Hv (Kj/Kmol.K)	Qv (Kj/Jam.K)
Asetol	0,98	25053	51112,77
Air	10,76	25053	559914,34
Propilen glikol	0,03	44968	1346,34
<b>Total</b>	<b>11,77</b>	<b>149074,00</b>	<b>612373,45</b>

Panas destilat yang keluar pada kondensor = 400,85 K

$$Q = n \times C_p \, dT$$

$$Q_{\text{C}_3\text{H}_6\text{O}_2} = m \int_{298,15}^{383,15} C_p \, dT$$

$$= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right]$$

$$\begin{aligned}
&= 0,82 \left[ 57,308 (383,15-298,15) + \frac{1}{2} 0,63751 (383,15^2-298,15^2) + \frac{1}{3} -0,0021308(383,15^3-298,15^3) + \frac{1}{4} 0,00000031(383,15^4-298,15^4) \right] \\
&= 0,82 \text{ kmol/jam} \times 7995,14 \text{ kJ/kmol} = 1327,88 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{\text{H}_2\text{O}} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
&= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\
&= 8,94 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} -0,03995 (343,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,00021(343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,0000000535 (343,15^4 - 298,15^4) \right] \\
&= 8,94 \text{ kmol/jam} \times 2793,48 \text{ kJ/kmol} \\
&= 5082,44 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2} &= m \int_{298,15}^{343,15} C_p \cdot dT \\
&= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\
&= 0,02 \left[ 118,614 (303,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,6728 (343,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,001838 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000213 (303,15^4 - 298,15^4) \right] \\
&= 0,02 \text{ kmol/jam} \times 18063,95 \text{ kJ/kmol} = 449,36 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Neraca panas komponen keluar kondensor (QD)

Komponen	n	$\int C_p dT$	QD
----------	---	---------------	----

	(Kmol/Jam)		(kJ/Jam.K)
Asetol	0,17	7995,14	6522,84
Air	1,82	2793,48	24966,00
Propilen glikol	0,01	18063,95	449,36
<b>Total</b>	<b>1,99</b>	<b>28852,57</b>	<b>31938,20</b>

Panas refluks yang keluar pada kondensor = 400,85 K

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_6O_2} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 0,17 \left[ 57,308 (383,15 - 298,15) + \frac{1}{2} \cdot 0,63751 (383,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} \cdot -0,0021308 (383,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} \cdot 0,00000031 (383,15^4 - 298,15^4) \right] \\
 &= 0,17 \text{ kmol/jam} \times 7995,14 \text{ kJ/kmol} = 1327,88 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= m \int_{298,15}^{383,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 8,94 \left[ 92,053 (343,15 - 298,15) + \frac{1}{2} \cdot -0,03995 (343,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} \cdot -0,00021 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} \cdot 0,000000535 (343,15^4 - 298,15^4) \right] \\
 &= 8,94 \text{ kmol/jam} \times 2793,48 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 5082,44 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

$$Q_{C_3H_8O_2} = m \int_{298,15}^{343,15} C_p \cdot dT$$



$$\begin{aligned}
&= m \left[ a (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right] \\
&0,01 \left[ 118,614 (303,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,6728 (343,15^2 - \right. \\
&= 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,001838 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000213 \\
&\quad \left. (303,15^4 - 298,15^4) \right] \\
&= 0,01 \text{ kmol/jam} \times 18063,95 \text{ kJ/kmol} = 91,48 \text{ kJ/jam}
\end{aligned}$$

Komponen	n (Kmol/Jam)	$\int C_p dT$	QLD
Asetol	0,17	7995,14	1327,88
Air	1,82	2793,48	5082,44
Propilen glikol	0,01	18063,95	91,48
<b>Total</b>	<b>1,99</b>	<b>28852,57</b>	<b>6501,80</b>

d. Panas steam yang dibutuhkan (Qsteam)

$$Q \text{ steam} = Q_v - (Q_D + Q_{LD})$$

$$Q \text{ steam} = 612373,45 - (31938,20 + 6501,80)$$

$$= 573933,45 \text{ kJ/jam}$$

e. Massa Pendingin yang dibutuhkan ( $m_{\text{pendingin}}$ )

Air pendingin yang digunakan pada kondisi suhu 301,15 K (28°C) dan suhu air pendingin keluar 328,15 K (55°C) berdasarkan steam table diperoleh

$$\lambda = 1940,75 \text{ kJ/kg}$$

$$HL = 852,45 \text{ kJ/kg}$$

$$HV = 2793,2 \text{ kJ/kg}$$

Sehingga

$$M_{\text{air pendingin}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{cP \times \Delta T}$$

$$= \frac{573933,45 \text{ kJ/jam}}{4,183 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times (328,15 - 301,15) \text{ K}}$$

$$= 5081,71 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa komponen kondensor

Komponen	Masuk(kJ/Jam.K)		Keluar (kJ/Jam.K)	
	Qv	QD	QLD	
Gliserol	51112,77	6522,84	1327,88	
Asetol	559914,34	24966,00	5082,44	
Air	1346,34	449,36	91,48	
<b>Sub Total</b>	<b>612373,45</b>	<b>31938,20</b>	<b>6501,80</b>	
Q serap			573933,45	
<b>Total</b>	<b>576108.22</b>		<b>576108.22</b>	

f. Reboiler

$$Q_{\text{masuk}} + Q_{\text{suplay}} = Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{suplay}} = (Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{serap}}) - Q_{\text{masuk}}$$

$$= (53163,77 + 118045 + 573933,45) - 187106,88 \text{ kJ/kg}$$

$$= 345884,13 \text{ kJ/kg}$$

g. Massa steam yang dibutuhkan ( $m_{\text{steam}}$ )

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{steam}}}{\lambda_{\text{steam}}}$$

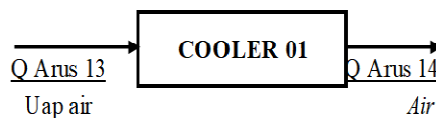
$$m_{\text{steam}} = \frac{364516,23 \text{ kJ/jam}}{2202 \text{ kJ/kg}} = 425051,07 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	Masuk		Keluar	
	(Kj/Jam.K)		(Kj/Jam.K)	
	Q11	Q12	Q13	

Asetol	6802,87	144,44	8313,55
Air	25965,17	507,64	31108,79
Propilen glikol	154338,84	309859,90	563,55
<b>Sub Total</b>	<b>187106,88</b>	<b>310511,98</b>	<b>39985,89</b>
Q Supply	737324,45		
Q Serap			573933,45
<b>Total</b>	<b>924431,32</b>		<b>924431,32</b>

## 7. Cooler

Fungsi : Menurunkan suhu produk dari 150°C ke suhu 30°C



### a. Panas masuk (Qin)

T masuk = 150°C

T standar = 25 °C

Massa Masuk pada Cooler

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kmol/jam)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	76,09	8,29

### Arus 13

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_8O_2} &= m \int_{298,15}^{303,15} C_p \cdot dT \\
 &= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right] \\
 &= 8,29 \left[ 118,614 (303,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,6728 (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,001838 (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000213 (423,15^4 - 298,15^4) \right]
 \end{aligned}$$

$$= 8,29 \text{ kmol/jam} \times 18063,95 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 8,29 \times 27847 \text{ kJ/kmol} = 231,0386 \text{ kJ/jam}$$

**b. Panas keluar**

$$T \text{ keluar} = 30^\circ\text{C}$$

$$T \text{ standar} = 25^\circ\text{C}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kmol/jam)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	76,09	8,29

**Arus 14**

$$Q_{C_3H_8O_2} = m \int_{298,15}^{343,15} C_p \cdot dT$$

$$= m \left[ a (T - T_{ref}) + \frac{b}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{c}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{d}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \right]$$

$$= 8,29 \left[ 118,614 (303,15 - 298,15) + \frac{1}{2} 0,6728 (343,15^2 - 298,15^2) + \frac{1}{3} -0,001838 (343,15^3 - 298,15^3) + \frac{1}{4} 0,000000213 (303,15^4 - 298,15^4) \right]$$

$$= 8,29 \text{ kmol/jam} \times 18063,95 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 8,2965 \times 1,0634 \text{ J/mol} = 8,8226 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{Serap} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= (231,04 - 8,82) \text{ kJ/jam} = 22216,02 \text{ kJ/jam}$$

Beban pendingin yang dibutuhkan:

$$T \text{ air masuk} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$T \text{ air Keluar} = 50^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T = 20^{\circ}\text{C}$$

$$C_p \text{ air suhu } 30\text{C} = 4,184 \text{ kJ/kg}$$

$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T} = \frac{222216,0258 \text{ kJ/jam}}{4,179 \text{ kJ/kg} \times 20} = 2658,72 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ air pendingin (in)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 2658,72 \text{ kg/jam} \times 4,179 \times 5^{\circ}\text{K} = 55554 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ air pendingin (out)} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 2658,72 \text{ kg/jam} \times 4,179 \times 25^{\circ}\text{K} = 277770,0323 \text{ kJ} \end{aligned}$$

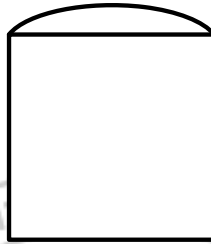
Neraca Panas Total pada Cooler

Umpan	Q in (kJ/jam)	Q out (kJ/jam)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>2</sub>	8822,59	80521,87
Q serap	55554,00	277770,03
<b>Total</b>	<b>286592,63</b>	<b>286592,63</b>

## LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT

### 1. Tangki Penyimpanan *Glycerol* (TP-101)

#### Menghitung desaim pada tanngki



Kondisi operasi tangki penyimpanan *glycerol* 95% adalah 1 atm dengan suhu 30°C, dengan demikian *glycerol* 95% akan berada pada fase cair. Pada kondisi operasi seperti ini, tangki yang digunakan berupa tangki silinder tegak dengan dasar datar (*flat bottom*) dan bagian atas berbentuk *ellipsoidal*. Tangki dengan tipe tersebut memiliki konstruksi yang sederhana sehingga lebih ekonomis (Culson & Richardson, 2005 4<sup>th</sup> vol 6, p.879).

#### Menentukan bahan konstruksi tangki

Dalam perancangan dipilih bahan konstruksi tangki *Carbon stell SA 283 Grade C* dengan pertimbangan:

- a. Tahan terhadap korosi
- b. Memiliki *allowable working stress* cukup besar  $f = 12.650$  psi
- c. Tahan terhadap panas
- d. Harga relatif murah
- e. Tersedia banyak dipasa

(Coulson & Richardson, 2005 4<sup>th</sup> vol 6, p.295)

### Menghitung volume tangki

Menghitung kebutuhan bahan baku

Berdasarkan BAB III terkait Neraca Massa, kebutuhan aseton untuk produksi adalah 876,307 kg/jam maka:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan gliserol/hari} &= 876,31 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 1 \text{ hari} \\ &= 21.031,37 \text{ kg}\end{aligned}$$

### Menghitung kapasitas tangki

$$\begin{aligned}\text{Densitas gliserol 95\%} &= 1260 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \\ &= 78,66 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{V gliserol} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{21.031,37 \text{ kg}}{1.260 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 16,69 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan (fk)} = 20\% \quad (\text{Peters ed.4, Tabel 6})$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 1,2 \times V \\ &= 1,2 \times 16,69 \text{ m}^3 \\ &= 20,03 \text{ m}^3 \times 35,31 \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3} \\ &= 707,35 \text{ ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997})\end{aligned}$$

### Menghitung tinggi, diameter tangki dan kapasitas tangki

Tangki direncanakan sebanyak 1 buah dengan tutup alas berbentuk ellipsoidal.

Rasio tinggi silinder : diameter (H:D) = 1,5:1

$$\text{Volume silinder (Vs)} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \quad (\text{Pers 3-2 Brownell \& Young})$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{1,5}{1} D$$

$$= \frac{3}{8} \times \pi \times D$$

$$= 1,18 D^3$$

$$\text{Volume tutup tangki (Vh)} = \frac{\pi}{24} \times D^3$$

$$= 0,13 D^3$$

$$\text{Volume tangki} = V_s$$

$$= 1,18 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_t}{1,18}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{20,03 \text{ m}^3}{1,18}}$$

$$D = 2,57 \text{ m}$$

$$= 101,25 \text{ in}$$

$$\text{Diameter tangki (D)} = 2,57 \text{ m}$$

$$= 8,66 \text{ ft}$$

$$\text{Jari-jari tangki (r)} = \frac{2,5718 \text{ m}}{2} = 1,29 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi silinder (H)} = 2 \times 2,57 \text{ m} = 3,86 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup (Hh)} = \frac{1}{4} \times 2,57 \text{ m} = 0,64 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (Ht)} = H + Hh$$

$$= (3,86 + 0,64) \text{ m}$$



$$= 4,50 \text{ m}$$

$$= 15,16 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki } (H_L) &= \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} \\ &= \frac{4 \times 16,69 \text{ m}^3}{3,14 \times 2,57 \text{ m}^2} \\ &= 3,21 \text{ m} = 10,83 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menghitung tekanan desain tangki

Tekanan desain dihitung dengan rumus:

$$P_{abs} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

Pada penentuan tekanan hidrostatik, jika densitas fluida lebih kecil dari densitas air, maka densitas yang digunakan adalah densitas air (*Brownell & young, 1959*).

$$\begin{aligned} P_{hidrostatik} &= \frac{\rho \frac{g}{g_c} \times HL}{144} \\ &= \frac{78,66 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \left(\frac{9,81}{9,81}\right) \times 10,83 \text{ ft}}{144} \\ &= 5,92 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{abs} &= P_{operasi} + P_{hidrostatik} \\ &= (14,69 + 5,92) \text{ psi} \\ &= 20,61 \text{ psi} \end{aligned}$$

P desain 5 - 10% diatas tekanan kerja normal/absolut (*Coulson, 1983*).

$$P_{desain} = 1,1 \times 20,61 \text{ psi} = 22,67 \text{ psi}$$

$$22,67 \text{ psi} \times \frac{0,068 \text{ atm}}{1 \text{ psi}}$$

1,54 atm

### Menghitung tebal shell tangki

Untuk menentukan tebal shell, persamaan yang digunakan adalah:

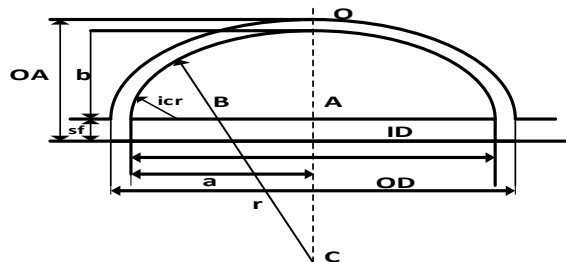
$$T_s = \frac{P \times D}{2(f \cdot E - 0,6p)} + C$$

(Pers. 13-1, Brownell hal.254)

Keterangan:

- Ts = Ketebalan dinding shell, inch
- Pd = Tekanan desain, psi
- D = Diameter tangki, inch
- F = Nilai tegangan material, *Carbon steel SA Grade C 12,650 Psi.*
- E = Efisiensi sambungan 0,80 Jenis las (*Single-welded buty joint without backing strip, no radiographed*) (Peter, Tabel 4 Hal 538)
- C = Korosi yang diizinkan (*Corrosion allowance*) 0,125 in/10 th
- Ts =  $\frac{22,67 \text{ psi} \times 103,19 \text{ inch}}{(12,65 \times 0,80 - 0,6 \times 22,67)} + 0,125$
- =  $\frac{2.295,72}{(10.120 - 13.6789)} + 0,125$
- = 0,35 inch = 0,89 cm

### Menghitung tebal tutup atas ellipsoidal



Untuk head digunakan bahan yang sama dengan dinding tangki

$$\begin{aligned}
 Th &= \frac{P \times D}{(f \cdot E - 0,6p)} + C \\
 &= \frac{22,7982 \text{ psi} \times 103,19 \text{ inch}}{(12,650 \times 0,80 - 0,6 \times 22,7982)} + 0,1250 \\
 &= 0,23 \text{ inch} = 0,59 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

### Menghitung tutup bagian bawah

$$OD = 101,75 \text{ in}$$

Dipilih OD Standadr 102 dari Tabel 5.7 Hal 90 Brownell and Young

$$icr = 6,13$$

$$r = 96$$

$$t = \sqrt[3]{C \frac{P}{f}}$$

Keterangan

D = Diameter tangki, inch

C = Korosi yang diizinkan (*Corrosion allowance*) 0,125 in/10 th

f = Nilai tegangan material, Carbon steel SA Grade C 12650 Psi.

P = Tekanan desain

$$\begin{aligned}
 t &= D \sqrt[3]{C \frac{P}{f}} \\
 &= 101,25 \text{ in} \sqrt[3]{1,74 \text{ in} \frac{20,6732 \text{ psi}}{12.650 \text{ psi}}} \\
 &= 1,55 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tabel head standar 5/16 in (0,3125) dan dari sf standar 1,5-3 dipilih 2,40

(Tabel 5.6 hal.88 Brownell & Young )

a = 50,63 in  
 AB = 44,50 in  
 AC = 89,88 in  
 b = 17,92 in  
 OA = 20,63 in  
 = 0,52 m

Tinggi Tangki = 4,38 m

Menghitung tutup bagian bawah

$$t = D \sqrt{C \frac{P}{f}}$$

$$t = 101,25 \text{ in} \sqrt{0,125 \text{ in} \frac{22,6732}{12.650 \text{ psi}}}$$

$$= 1,52 \text{ in}$$

Digunakan tebal tutup bawah standar 2 in.

---

### Resume

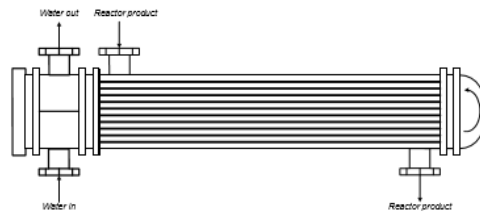
---

Nama Alat = Tangki penyimpanan *glycerol*  
 Kode Alat = T-01  
 Fungsi = Tempat penyimpanan bahan baku *glycerol*  
 Tipe = Tangki silinder dengan tutup conical dished head dan  
 = alas datar (flat).  
 Bahan = Carbon steel SA 283 Grade C  
 Jumlah = 1 unit  
 Kondisi Operasi = Tekanan 1 atm; suhu 30°C  
 Kapasitas = 16,69 m<sup>3</sup>  
 Diameter = 2,57 m  
 Tinggi = 4,38 m

Tebal shell = 0,89 cm  
 Tebal tutup atas = 0,31 cm  
 Tebal tutup bawah = 0,52 cm

---

## 2. Heater Gliserol (H-101)



Fungsi : Menaikkan temperatur larutan sebelum masuk ke reaktor 01

Kondisi Operasi

Fluida dingin : Glicerol

Laju alir (W) = 876,31 kg/jam  
 = 1.932,26 b/jam

$t_1$  = 30°C = 86°F

$t_2$  = 70°C = 158°F

Kondisi operasi Steam

Fluia Pans : Steam

Laju alir,w = 78,26 kg/jam

$T_1$  = 100 °C = 212°F

$T_2$  = 100 °C = 212°F

Q = 103.075,19 kJ/jam

### 1) Menghitung $\Delta LMTD$

	Fluida panas (°F)	Fluida dingin (°F)	ΔT (°F)
Tem tinggi	212	86	126
Temp rendah	212	158	54
difference			72

$$\begin{aligned} \Delta LMTD &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \\ &= \frac{126^\circ\text{F} - 54^\circ\text{F}}{\ln \left( \frac{126^\circ\text{F}}{54^\circ\text{F}} \right)} \\ &= 84,98^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Koreksi LMTD:

Berdasarkan Fig.18 LMTD *correction factors 1-2 exchangers*, Kern, 1965 2d ed New York diperoleh:

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\ &= \frac{212^\circ\text{F} - 212^\circ\text{F}}{158^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}} = 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_1 - t}{T_2 - t_1} \\ &= \frac{158^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}}{212^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}} = 0,57^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Karena nilai R = 0 maka dapat diperoleh Ft= 1 (Fig.18; Kern,1965)

## 2) Menghitung Temperatur rata-rata

$$\begin{aligned} - \text{ T rata-rata Steam} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{212^\circ\text{F} + 212^\circ\text{F}}{2} = 212^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ T rata-rata fluida dingin} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= \frac{158^\circ\text{F} + 86^\circ\text{F}}{2} = 122^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pipa:

**Tube side:**

(Kern,1965.Tabel 10 hal.843)

- BWG = 15 BWG
- Panjang tube = 12 ft  
=144 in =3,66 m
- Odt = 0,75 in
- Idt = 0,61 in
- at' = 0,29 in<sup>2</sup>
- a'' = 0,19 ft<sup>2</sup>/ft

Jumlah Tube

Kisaran UD 5-50 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F (Kern,1965 tabel 8 hal 840)

Maka dipilih = 5 BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F

$$Q = 103.08 \text{ kj/jam}$$
$$= 97.69 \text{ BTU/jam}$$

$$A = \frac{Q}{UDxLMTD}$$
$$= \frac{97.69,41 \text{ BTU/jam}}{5 \frac{\text{BTU}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 84,97^\circ\text{F}} = 229,94 \text{ ft}^2$$

Karena nilai A > dari 200 ft<sup>2</sup> maka digunakan exchanger dengan jenis shell and tube (Kern 1965)

$$Nt \text{ (Jumlah tube)} = \frac{A}{a'' \times L}$$
$$= \frac{229,94 \text{ ft}^2}{0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 12 \text{ ft}} = 97,61$$

Berdasarkan jumlah tube yang diperoleh maka diperoleh jumlah tube standar 90

buah ( Kern,1965.Tabel 9 Hal 842)

- Susunan Tube = 1
- Pitch = 2 passes
- A actual =  $L \times Nt \times a''$   
= 12 ft x 90 x 0,19 ft<sup>2</sup>/ft = 212,004 ft<sup>2</sup>

**Shell side:**

Berdasarkan jumlah tube yang diketahui maka:

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= 13 \frac{1}{4} \text{ in} && \text{(Kern,1965 Tabel 9. Hal 841)} \\ &= 13,25 \text{ in} \\ &= 1,27 \text{ ft} \end{aligned}$$

Shell side: Fluida panas (Steam)

$$T_c = 212 \text{ }^\circ\text{F}$$

**a. Flow area sheel (As)**

- B = 6 in
- Pt = 1 in
- C' = Pt-Odt  
= 1 -  $\frac{3}{4}$  in  
= 0,25 in
- As =  $\frac{\text{IDs} \times C' \times B}{144 \times \text{Pt}}$   
=  $\frac{13,25 \text{ in} \times 0,25 \text{ in} \times 6 \text{ in}}{144 \times 1 \text{ in}}$   
= 0,14 ft<sup>2</sup>

**b. Menentukan kecepatan aliran massa (Gs)**



- W steam = 78,26 kg/jam  
= 171,56 lb/jam
- Gs = w/As  
= 172,56 lb/jam / 0,16 ft<sup>2</sup>  
= 1.250,25 lb/ft<sup>2</sup>.jam

c. Bilangan Reynold

- $\mu$  = 0,25 lb/jam.ft<sup>2</sup> (Kern, 1965. Fig 3 Hal 805)
- De = 0,72 in (Kern, 1965. Fig 28 hal 88)
- Nre Sheel =  $De \frac{Gs}{\mu}$   
= 0,25 in  $\frac{1.250,26 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{0,06 \text{ lb/jam.ft}^2}$   
= 300,06

d. Faktor Panas (Jh)

Berdasarkan bilangan Reynold shell diperoleh

$$jH = 9 \quad (\text{Kern, 1965 fig 28 hal 838})$$

e. Heat transfer coefisien ( Outside fluid)(ho)

- Cp = 0,92 Btu/lb.F (Kern, 1965. Fig 3 hal.805)
- k = 0,09 Btu/jam.ft<sup>2</sup> (Kern 1965. Tabel 5 hal 802)
- $\mu$  = 0,25 Btu/jam.ft.F

$$\begin{aligned}
 \text{ho} &= jH \times \frac{k}{De} \left( \frac{cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &= 9 \times \frac{0,0177 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}}{0,06 \text{ ft}} \left( \frac{0,917 \frac{\text{Btu}}{\text{lb.F}} \times 0,25 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft.F}}}{0,0928 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}} \right)^{1/3} \times (1)^{0,14} \\
 &= 18,82 \text{ Btu/jam.ft.F}
 \end{aligned}$$

**Shell: Fluida dingin (Cairan)**

**tc = 122 °F**

**a. Flow area**

$$\begin{aligned} - \text{At} &= \frac{Nt \times at'}{144 \times n \text{ pasess}} \\ &= \frac{90 \times 0,298 \text{ in}^2}{144 \times 2} = 0,0451 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**b. Kecepatan Massa (Gt)**

$$\begin{aligned} - \text{W gliserol} &= 876,32 \text{ kg/jam} \\ &= 21,931.92 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{Gt} &= \frac{w}{At'} \\ &= \frac{2.030,17 \text{ lb/jam}}{0,05117 \text{ ft}^2} \\ &= 42.783,09 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

**c. Bilangan Reynold (Nre tube)**

$$- \mu = 0,29 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\begin{aligned} - \text{Ret} &= \frac{IDt \times Gt}{\mu} \\ &= \frac{0,0625 \text{ ft} \times 39.669,59 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}}{0,29 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}} = 8.207,50 \end{aligned}$$

**d. Menentukan Faktor panas (jH)**

Berdasarkan Ret diperoleh:

$$\text{Jh} = 18$$

( Kern, 1965 fig 24 hal. 834)

**e. Heat Transfer Coefisien (insite fluid) (hi)**

$$- \text{Cp} = 1,1 \text{ Btu/lb.F}$$

$$- \text{K} = 0,0148 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

$$- De = 0,0487 \text{ in} = 0,00405 \text{ ft}$$

$$- hi = jH \frac{k}{De} \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/3}$$

$$= 18 \frac{0,0148 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}}{0,00405 \text{ ft}} \left( \frac{1,1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb.F}} \times \frac{0,29 \text{ lb}}{\text{jam.ft}^2}}{0,0248 \text{ in}} \right)^{1/3} \times (1)^{0,14}$$

$$= 182,68 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

$$- hio = hi \frac{ID}{OD}$$

$$= 182,68 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F} \frac{0,606 \text{ in}}{0,75 \text{ in}}$$

$$= 147,61 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

f. Koefisien koreksi Uc

$$- Uc = \frac{hio \cdot ho}{hio + ho}$$

$$= \frac{147,6071 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}} \times 18,8174 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft.F}}}{147,6071 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}} + 18,8174 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft.F}}}$$

$$= 16,69 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

g. Koefisien factor kotoran Rd

$$- Ud \text{ koreksi} = \frac{Q}{A \text{ aktual} \times LMTD}$$

$$= \frac{97.696,42 \text{ Btu/jam}}{212,004 \text{ ft}^2 \times 84,98}$$

$$= 5,42 \text{ Btu/h.ft}^2.\text{F}$$

$$- Rd = \frac{UC - UD}{UC \cdot UD}$$

$$= \frac{16,6897 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}} - 5,4229 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}}}{16,6897 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}} + 5,4229 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2.\text{F}}}$$

$$= 0,12 \text{ btu/h.ft}^2.\text{F}$$

## Presure Drop

1) Pressure drop pada shell ( $\Delta P_s$ ): Fluida panas (steam)

-  $f = 0,0028 \text{ ft/in}$  (Kern, 1965 fig 29 hal 839)

- specific gravity ( $s$ ) = 0,97

- Jumlah crosses ( $N+1$ ) =  $\frac{L}{B}$   
 $= \frac{144 \text{ in}}{12 \text{ in}} = 12 \text{ in}$

-  $\Delta P_s = \frac{fx(Gs^2) x ID_s x (N+1)}{5,22 x 10^{10} x De x s x \phi_s}$   
 $= \frac{0,0028 \frac{ft}{in} x \left(1,250,2571^2 \frac{lb}{ft^2 \cdot jam}\right) x 0,606 ft x 3 \text{ in}}{5,22 x 10^{10} x 0,0487 \text{ in} x 0,97 x 1}$   
 $= 1,29 \text{ psi}$

2) Pressure drop pada tube ( $\Delta P_f$ ) : Fluida dingin

-  $F = 0,0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$  (Kern, 1965. Fig 26 haal 836)

- Specific gravity = 1

- Menentukan pressure drop

$\Delta P_t = \frac{fx(Gt^2) x L x N \text{ pases}}{5,22 x 10^{10} x ID_t x s x \phi_s}$   
 $= \frac{0,0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2 x (42.783,099^2 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2) x 12 \text{ in} x 2}{5,22 x 10^{10} x 0,606 \text{ in} x 1 x 1}$   
 $= 0,000139 \text{ psi}$

$\Delta P_r = \frac{4n}{s} x \frac{v^2}{zg}$

$g = 32,2 \text{ ft/s}^2$

$v = Gt/(3600 \cdot 1000) = 0,01101 \text{ ft}^2/\text{sec}$

$\Delta P_f = \frac{4x2}{1} x \frac{(0,011 \text{ ft}^2/\text{sec})^2}{32,2 \text{ ft/s}^2}$

$= 0,02 \text{ psi}$

$$\begin{aligned}\Delta P &= \Delta P_r + \Delta P_t \\ &= 0,0182 \text{ psi} + 0,000139 \text{ psi} \\ &= 0,02 \text{ psi}\end{aligned}$$

Pressure drop  $\Delta P$ s perhitungan untuk *hot side* dan *cold side* sudah memenuhi standar pressure drop yang diijinkan ( kurang dari 10 psi, kern 1965)

---

### Identifikasi Heater

---

Fungsi	: Menaikan temperatur
Jenis	: Sheel and Tube heat exchanger
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
Luas Transfer Panas	: 229,93 ft <sup>2</sup>

---

### Mechanical Desing

---

Parameter	Shell
Fluida	: Steam (g)
Laju alir massa	: 876,30 kg/jam

---

Pemilihan HE dipilih 3/4 inch OD. 16BWG, 1 inch *square pitch* pada tabel 10 kern

---

OD	: 3/4 inch
Pitch	: 1 inch
Panjang tube	: 16 ft
Outside diameter	: 0,75 in
Inside diameter	: 0,83 in
a't	: 0,29 in <sup>2</sup>
a"	: 0,1963 ft <sup>2</sup> /ft
Passes	: 4 passes
Jumlah Tube	: 90 buah tube
A koreksi	: 212,004 ft <sup>2</sup>
Presurre Drop	: 0,01833 psi

---

### 3. Tangki Penyimpanan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (T-102)

Fungsi : Tempat penampungan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> sebelum digunakan dalam proses

Bentuk : Silinder vertikal dengan tutup berbentuk *torispherical* dan alas datar

Bahan : *Stainless Steel SA-240 grade C*

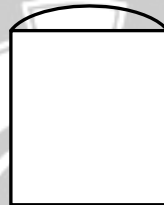
**Kondisi Operasi:**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Laju alir : 46,0806 kg/jam

$\rho$  H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> : 1826 kg/m<sup>3</sup>



**Menentukan Ukuran Tangki**

Untuk H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, tangki penyimpanan dirancang untuk 5 hari proses = 120 jam

**Menghitung Kapasitas Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= \frac{\text{Laju alir}}{\rho \text{ H}_2\text{SO}_4} \\ &= \frac{43,82 \text{ kg/jam}}{1,83 \text{ kg/m}^3} \\ &= 4,03 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{Volume cairan} \times \text{waktu penyimpanan} \\ &= 4,03 \text{ m}^3/\text{jam} \times 120 \text{ jam} \\ &= 4,84 \text{ m}^3 = 113,99 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Untuk operasi fase cair, volume larutan 85% dari Volume tangki

$$\text{Volume shell} = \frac{\text{Volume larutan}}{85\%}$$

$$= \frac{3,05 \text{ m}^3}{85\%}$$

$$= 3,59 \text{ m}^3$$

$$D : H = 1$$

(Brownell, 1959)

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} \times D^2 H$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_{shell}}{\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4,84 \text{ m}^3}{1,18}}$$

$$= 1,60 \text{ m} = 63,05 \text{ in}$$

$$H_{shell} = 65,33 \text{ in}$$

$$\text{Volume dish} = 0,000049 D_s^3 \quad (\text{Pers 5-11 brownell})$$

$$V_{dish} = 0,000049 D_s^3$$

$$= 0,000049 \times 1,66^3$$

$$= 8,13 \text{ m}^3$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$$

$$= \frac{3,14}{4} \times 1,66^2 \times \frac{2}{144}$$

$$= 0,03 \text{ m}^3$$

$$V_{head} = V_{dish} + V_{sf}$$

$$= 8,13 \times 0,03$$

$$= 0,03009 \text{ m}^3$$

$$V_{tangki} = V_{shell} + V_{head}$$

$$= 3,05 \text{ m}^3 + 0,03009 \text{ m}^3$$

$$= 3,08 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam shell} &= V_{\text{cairan total}} - V_{\text{cairan head}} \\ &= 3,05 \text{ m}^3 - 0,03009 \text{ m}^3 \\ &= 3,59 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume campuran dalam tangki} = \pi D^2 \times \frac{2}{144}$$

$$\text{Tinggi campuran dalam tangki} = \frac{4,03}{\frac{3,14}{4} \times 1,60^2}$$

$$H_i = 2,0019 \text{ m}$$

$$H_i = 6,74 \text{ ft}$$

### Tekanan Design

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= \rho \times g \times h \\ &= 113,99 \text{ lb/ft}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 6,7447 \text{ m} \\ &= 5,34 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan udara luar} = 1 \text{ atm} = 14,69 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi, } T_o &= \text{Tekanan hidrostatik} + \text{tekanan udara luar} \\ &= (5,34 \text{ psi} + 14,69) \text{ psi} \\ &= 20,04 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan design, } P &= (1+0,2) \times T_o \\ &= (1,2) \times 20,04 \text{ psi} \\ &= 22,04 \text{ psi} \\ &= 1,49 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Tebal Dinding Tangki

$$\text{Allowable working stress, } f = 13.750 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell, 1959})$$



Efisiensi, E = 0,85 (Tabel 13.1 Brownell, 1959)

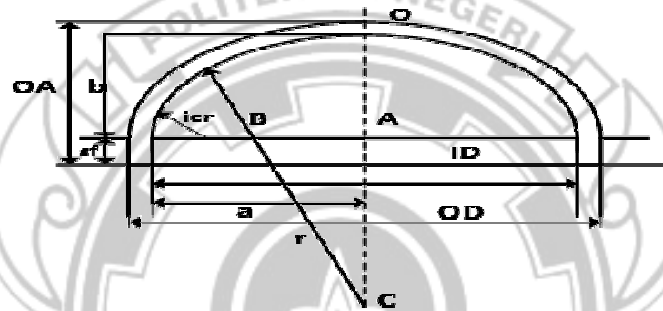
Faktor korosi = 0,125 in (Tabel 6 Timmerhaus, 1991)

Tebal dinding shell,  $t = \frac{p \times D}{2fE - 0,65P}$  pers 13.10 Brownell

$$= \frac{22,0387 \text{ psi} \times 63,05 \text{ in}}{2 \times 13.750 \text{ psi} \times 0,85 - 0,65 \times 22,0387 \text{ psi}} = 0,1937 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar 1/4 in (0,250 in) (Tabel 5.6. Brownell & Young)

### Perancangan Tutup Tangki



#### Tebal head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + (2 \times t_s) \\ &= 63,05 + (2 \times 0,25) = 63,55 \text{ in} \end{aligned}$$

OD Standar = 78 in (Tabel 5.7 Brownell)

Sehingga,

$$\text{Icr} = 4,75 \quad r = 78$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{r}{\text{icr}}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76 Brownell})$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 \times \sqrt{\frac{78}{4}} \right) = 1,76 \text{ in}$$

$$\text{th} = \frac{0,885 \times \text{pr.Dt}}{f.E - 0,1\text{Pr}} + C$$

$$\text{th} = \frac{0,885 \times 22,04 \times 63,05}{13.750 \times 0,85 - 0,1 \times 22,04} + 0,125$$

$$= 0,27 \text{ in}$$

Dipilih plat dengan tebal standar 5/16 in (0,3125 in) dan sf standar 2 in

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{63,05 \text{ in}}{2} = 31,53 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= 31,5273 - 4,75 = 28,66 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 78 - 4,75 = 73,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= AB^2 + BC^2 \\ &= 68,18 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC = 78 - 68,18 \\ &= 9,82 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= b + th + sf \\ &= 9,82 + 2,40 + 2 = 12,45 \text{ in} = 0,32 \text{ m} \end{aligned}$$

**Tinggi tangki**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= \text{Tinggi head (OA)} + \text{tinggi shell} \\ &= 0,32 \text{ m} + 2,40 \text{ m} \\ &= 2,72 \text{ m} = 3 \text{ m} \end{aligned}$$

**Menghitung tutup tangki bawah:**

Tebal tutup bawah:

$$t = \sqrt[3]{C \frac{P}{f}}$$

Keterangan

- D = Diameter tangki, inch
- C = Korosi yang diizinkan (*Corrosion allowance*) 0,125 in/10 th
- f = Nilai tegangan material, Carbon steel SA Grade C 12650 Psi.
- P = Tekanan desain
- $$t = D \sqrt{C \frac{P}{f}}$$

$$63,055 \text{ in} \sqrt{0,125 \text{ in} \frac{22,0387 \text{ psi}}{12.650 \text{ psi}}} = 0,93 \text{ in} = 0,036 \text{ cm}$$

---

### Resume

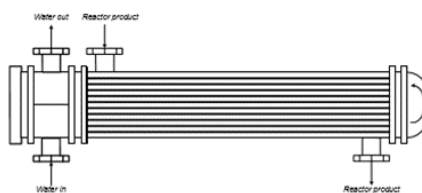
---

Kode Alat	= TP-102
Fungsi	= Tempat penyimpanan katalis H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Tipe	= Tangki silinder dengan tutup <i>conical dished head</i> dan alas datar ( <i>flat</i> ).
Bahan	= <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	= 1 unit
Kondisi Operasi	= Tekanan 1 atm; suhu 30°C
Kapasitas	= 4,84 m <sup>3</sup>
Diameter	= 1,60 m
Tinggi	= 2,0019 m
Tebal shell	= 0,19 in
Tebal tutup atas	= 0,27 in
Tebal tutup bawah	= 0,93 in

---

#### 4. Heater H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (H-102)

Fungsi : Untuk memanaskan katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> sebelum masuk ke reaktor 01



Tipe/Jenis : *Double pipe*

*Cold Fluid* : H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

*Hot fluid* : Steam

enis aliran : *Counterr flow*

Kondisi Operasi :

$$T1 = 70^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$T2 = 30^{\circ}\text{C} = 158^{\circ}\text{F}$$

Langka perancangan:

1. Menentukan tipe *heat exchanger*

Haet exchanger yang dipilih dauble pipe *heat exchanger* berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Konstruksi sederhana
- b. Umum digunakan dalam industri
- c. Luas permukaan perpindahan panas (A) < 200 ft

2. Menentukan bahan kostruksi *heat exchanger*

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon steel-SA 285 Grade C* dengan pertimbangan:

- a. Bahannya kuat dan tahan korosi
- b. Harga relative murah
- c. Paling umum digunakan

Fluida Panas (steam)

Flow rate (W1) = 1,95 kg/jam

$$= 4,29 \text{ lb/jam}$$

Fluida Dingin (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)

$$\text{Flow rate (W2)} = 43,82 \text{ kg/jam}$$

$$= 96,61 \text{ lb/jam}$$

Perhitungan Desain HE

$$\text{Beban Panas} = 2.563,58 \text{ kkal/jam}$$

$$= 10 \text{ btu/jam}$$

a. Menentukan harga  $\Delta T$  LMTD

Fluida Panas	Suhu	Fluida Dingin	$\Delta T$	
T1	212°F	Tinggi t <sub>2</sub>	158°F	54°F
T2	86 °F	Rendah t <sub>1</sub>	77°F	9°F
T1-T2	126°F	Selisih t <sub>2</sub> -t <sub>1</sub>	81°F	45°F

$$\Delta \text{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \left( \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)}$$

$$= \frac{54^\circ\text{F} - 9^\circ\text{F}}{\ln \left( \frac{54^\circ\text{F}}{9^\circ\text{F}} \right)} = 25,12 \text{ }^\circ\text{F}$$

b. Memilih UD

Berdasarkan Tabel 8 pada kern hal.840, untuk fluida panas (bahan) dan fluida dingin (air pendingin), dipilih Ud sebesar = 5-75 btu/h.ft<sup>2</sup>.°F

$$\text{Maka diambil UD} = 5 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

c. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \text{LMTD}}$$

$$= \frac{10.166,1343 \frac{\text{btu}}{\text{jam}}}{5 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 25,1150 \text{ }^\circ\text{F}} = 80,96 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan nilai A yang diperoleh dipilih jenis double pipe karena  $A < 200 \text{ ft}^2$

d. Menentukan *rate* fluida

Direncanakan digunakan :

Fluida panas (Steam) = *Annulus*

Dipilih pipa dengan ukuran 2 in IPS dengan *schedule* 80, diperoleh :

$$\begin{aligned} - \text{ ID } (D_2) &= 1,94 \text{ in} \\ &= 0,16 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ OD} &= 2,38 \text{ in} \\ &= 0,198 \text{ ft} \end{aligned}$$

Fluida dingin = *Inner Pipe*

Dipilih pipa dengan ukuran 3 in IPS dan *schedule* 80, diperoleh :

$$\begin{aligned} - \text{ ID} &= 2,90 \text{ in} \\ &= 0,24 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - \text{ OD } (D_1) &= 3,50 \text{ in} \\ &= 0,29 \text{ ft} \end{aligned}$$

*Annulus* : Fluida Panas

$$\begin{aligned} \text{a) Flow area (as)} &= \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} \quad (\text{Pers 6.3 Kern, 1965}) \\ &= \frac{3,14 (0,16^2 - 0,11^2)}{4} = 0,01 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter ekivalen ( $D_e$ )

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_2} \quad (\text{Pers 6.3 Kern, 1965}) \\ &= \frac{(0,16^2 - 0,11^2)}{0,16} = 0,09 \text{ ft} \end{aligned}$$

b) *Mass Velocity* , ( $G_a$ )

$$G_a = \frac{W}{as}$$

$$= \frac{4,29 \text{ lb/jam}}{0,01 \text{ ft}^2}$$

$$= 390,57 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Pada  $T_c = 153^\circ\text{F}$  diperoleh

$$c_p = 0,9 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Fig 2, Kern 1965: 804})$$

$$\mu = 0,25 \text{ cP}$$

$$= 0,60 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam} \quad (\text{Fig.14 Kern 1965:823})$$

$$k = 0,09 \text{ btu/h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 4 kern,1965: 800})$$

Menentukan bilangan Reynold,  $N_{re}$

$$N_{re} = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,09 \text{ ft} \times 410,44 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{0,09 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}}$$

$$= 104,311 \text{ (laminar karena } > 2100)$$

Berdasarkan nilai  $Re$  diperoleh  $j_H$  sebesar 15 ( Fig.24 Kern 1965:834)

$$c) \quad h_o = j_H \times \left( \frac{k}{D_e} \right) \left( \frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \times \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 15 \times \left( \frac{0,09 \frac{\text{btu}}{\text{h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}}}{0,086 \text{ ft}} \right) \left( \frac{0,9 \frac{\text{btu}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \times 0,60 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}}{0,09 \frac{\text{btu}}{\text{jam} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}}} \right)^{1/3} \times (1)^{0,14}$$

$$= 15,55 \text{ btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

*Inner Pipe* : Fluida Dingin

$$a. \quad \text{Flow area, } a_t = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$= \frac{3,14 \times 0,08^2 \text{ ft}}{4}$$

$$= 0,005 \text{ ft}^2$$

b. Menentukan laju aliran Massa ( $G_p$ )

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa (Gp)} &= \frac{\text{Laju alir fluida dingin}}{at} \\ &= \frac{96,61 \text{ lb/jam}}{0,005 \text{ ft}^2} = 19.366,51 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Pada } t_c = 117,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$c_P = 1,2 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F} \text{ (Fig 2 Kern, 1965 hal:804)}$$

$$\begin{aligned} \mu &= 0,29 \text{ cP} \quad (\text{Fig 14 Kern, 1965 hal:823}) \\ &= 0,70 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$k = 0,09 \text{ btu/h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 4 Kern, 1965:800})$$

$$\begin{aligned} \text{Nre}_t &= \frac{D_i \times G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,08 \text{ ft} \times 19.366,51 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{0,70 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}} \\ &= 2.200,80 \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai  $\text{Nre}_p$  maka diperoleh 60 dari Fig 24, Kern 1965 hal:834

$$\begin{aligned} \left( \frac{c_P \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} &= \left( \frac{1,2 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{h}} \times 0,70 \frac{\text{btu}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}}}{0,09 \frac{\text{btu}}{\text{h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}}} \right) \\ &= 2,07 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_i &= jH \cdot \frac{k}{ID} \times \left( \frac{c_P \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 60 \times \frac{0,09 \frac{\text{btu}}{\text{h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F}}}{0,07 \text{ ft}} \times 2,07 = 144,60 \text{ btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \frac{ID}{OD} \\ &= 144,60 \text{ btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times \frac{0,0797 \text{ ft}}{0,1100 \text{ ft}} \\ &= 104,84 \text{ btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$



e. Koefisien panas bersih keseluruhan ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{104,8355 \text{ btu/h.ft}^2 \times ^\circ\text{F} \times 15,5465 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}}{104,8355 \text{ btu/h.ft}^2 + ^\circ\text{F} \times 15,5465 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}} = 13,54 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

f. Menghitung  $U_d$  (*Desing Overall Coeficient*)

Digunakan  $R_d = 0,002 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} = R_d$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{20,7759 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}} = 0,002$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,07$$

$$U_d = 13,92 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

g. Menghitung  $A$  (*Surface area*) Required

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times LMTD} \\ &= \frac{10.166,13 \text{ btu/jam}}{13,92 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 25,12 ^\circ\text{F}} \\ &= 29,089 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

h. Menghitung Jumlah Hairpin

Dari tabel 11 ( Kern 1965:844) untuk  $1+(1/4)$  in IPS, *external surface* ( $a''$ )

$$a'' = 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Required leght (L)} = 66,8702 \text{ ft}$$

$$1 \text{ hairpin panjangnya} = 20\text{-}40 \text{ ft} \quad (\text{Kern,1965})$$

$$\text{Digunakan} = 20 \text{ ft}$$

1 hairpin terdiri dari 2 pipa ( $n=2$ ), maka jumlah hairpin yang diperlukan:

$$\text{Hairpin} = \frac{L}{2L}$$

$$= \frac{66,87 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}}$$

$$= 1,67 = 2 \text{ buah}$$

Maka jumlah hairpin yang digunakan = 2 buah

Koreksi panjang pipa (L kor) = 40 ft linear

a. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan yang tersedia

$$A = 40 \text{ ft} \times 0,44 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 17,40 \text{ ft}^2$$

b. Menghitung *actual desing Overall Coeffisient* (U<sub>dact</sub>)

$$U_{d \text{ act}} = \frac{Q}{A \times LMTD}$$

$$= \frac{10.683,95 \text{ btu/jam}}{80,95 \text{ ft}^2 \times 25,12^\circ\text{F}}$$

$$= 5 \text{ btu/h.ft}^2.\text{°F}$$

Berdasarkan U<sub>d act</sub> yang diperoleh maka asumsi U<sub>d koreksi</sub> > U<sub>D desain</sub> dinyatakan benar. Setelah diperoleh nilai U<sub>c</sub> dan U<sub>d act</sub>, maka dapat dihitung

R<sub>d act</sub>

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{13,54 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2.\text{°F}} - 5 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2.\text{°F}}}{13,54 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2.\text{°F}} \times 5 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2.\text{°F}}}$$

$$= 0,13$$

R<sub>d</sub> yang digunakan = 0,002 hr.ft<sup>2</sup>.°F (Tabel 8, Kern, 1965)

Karena R<sub>d hitung</sub> > R<sub>d digunakan</sub>, maka perancangan heater dapat dilanjutkan (memenuhi)

Menghitung Pressure Drop

*Annulus*: Fluida Panas:

$$D_e' = (D_2 - D_1)$$

(Pers 6.4, Kern 1965)

$$= 0,16 \text{ ft} - 0,11 \text{ ft}$$

$$= 0,05 \text{ ft}$$

$$Re_a' = \frac{D_e' \times Ga}{\mu} = \frac{0,052 \text{ ft} \times 390,57 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{0,70 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}} = 28,71$$

*Fanning Factor* Untuk Laminer:

$$f = 0,0035 + \frac{0,26}{(Re_a')^{0,42}} = 0,068 \quad (\text{Pers, 3.47b Kern, 1965})$$

$$s = 0,017 \text{ (Fig.27 Kern, 1965)}$$

$$\rho = 0,5980 \text{ kg/m}^3 = 0,0373 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta f_a = \frac{4f \cdot Ga^2 \cdot L}{2g \cdot \rho^2 \cdot D_e'} = 27.607,46 \text{ ft}$$

$$V = \frac{Ga}{\rho \times 3600} = \frac{0,037 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{0,037 \text{ lb/ft}^3 \times 3600} = 2,91 \text{ ft/s}$$

$$\Delta F_1 = 3 \frac{v^2}{2g} = 3 \frac{2,1528 \text{ ft/s}^2}{2 \times 32,2} = 0,39 \text{ ft}$$

$$\Delta Pa = \frac{\Delta f_a + \Delta F_1 \cdot \rho}{144} = 7,16 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi)}$$

*Inner Pipe:* Fluida Dingin

$$Re_p = 2.200$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_p)^{0,42}} = 0,013$$

$$s = 0,005$$

$$\rho = 1.032 \text{ kg/m}^3 = 64,43 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_p = \frac{4f \cdot G_p^2 \cdot L}{2g \cdot \rho^2 \cdot D_e}$$

$$= 0,0033 \text{ psi}$$

$$\Delta P_a = \frac{\Delta T \cdot \rho}{144}$$

$$= 0,0015 \text{ psi}$$

Pressure drop ,  $\Delta P$  hasil perhirungan untuk annulus dan inner pipe sudah memenuhi

Identifikasi Heater	
Kode	: H-102
Fungsi	: Menaikkan Temperatur H2SO4 untuk masuk di tahap selanjutnya
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Excanger</i>
Aliran Fluida	: <i>Counter Current</i>
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA-285 Grade C
Ukuran Anulus	
ID	: 0,1615 ft
OD	: 0,1983ft
NPS	: 2 in
Ukuran Inner Pipe	
ID	: 0,0797 ft
OD	: 0,1100 ft
NPS	: 1 in
Panjang Harpain	: 20 ft
Jumlah Hairpin	: 1 buah
Luas area transfer	: 85,0739 ft <sup>2</sup>
Pressure drop a	: 7,7492 psi
Pressure Drip p	: 0,0015 psi

Drop yang diizinkan (< 10 psi) Kern, 1965)

## 5. Reaktor Dehidrasi (R-101)

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya reaksi dehidrasi

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar  
*dished heads*

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Jumlah : 1 unit



Kondisi Operasi

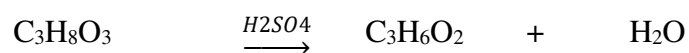
Tekanan : 1 atm  $\approx$  14,69 psi

Suhu : 110°C  $\approx$  385,15°K

Konversi Reaksi : 92%

Komponen	Massa (kg/jam)	$X_i$	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho$ campuran (kg/m <sup>3</sup> )
Gliserol	9,04	0,76	1260	1.197
Air	2,43	0,20	977,71	0,01
Sulfuric acid	0,45	0,04	1826	0,002
<b>Total</b>	<b>11,92</b>	<b>1</b>		<b>1.197,01</b>

Reaksi:



(Gliserol)

(Asetol)

(Air)

a. Laju alir volumetric =  $\frac{m}{\rho}$

$$= \frac{920,12 \text{ kg/jam}}{1.197,01 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,77 \text{ m}^3$$

Volume cairan = Kecepatan volume x waktu tinggal

$$= 0,77 \text{ m}^3 \times 1 \text{ jam}$$

$$= 0,77 \text{ m}^3 = 27,14 \text{ ft}^3$$

b. Tinggi dan Diameter Tangki

Perbandinagn tinggi terhadap diameter tangki :

$$H/D = 3$$

$$H = 3D$$

$$V_t = A \times H$$

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

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,5 D$$

$$= \frac{\pi}{4} \times 1,5 D^3$$

$$D = \left( \frac{4 \times 0,92 \text{ m}^3}{3,14 \times 1,5} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 0,92 \text{ m}$$

$$= 3,02 \text{ ft} \approx 36,29 \text{ in}$$

$$H = 3D$$

$$= 3 \times 0,92 \text{ m}$$

$$= 2,76 \text{ m}$$

$$= 9,07 \text{ ft}$$

$$= 108,88 \text{ in}$$

Tinggi cairan dalam tangki 80% dari tinggi total tangki

$$H_c = 80\% \times 2,76 \text{ m}$$

$$= 2,21 \text{ m}$$

Untuk operasi fase cair, volume larutan = 85% volume tangki

Tekanan Dalam Tangki

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,69 \text{ psi}$$

$$P \text{ hidrostatik} = p \cdot g \cdot h_c$$

$$= 1.197,01 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \times 2,21 \text{ m}$$

$$= 25.953,24 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^2$$

$$= 25.953,24 \text{ Pa} \approx 3,76 \text{ psi}$$

$$P \text{ desain} = P \text{ operasi} + P \text{ Hidrostatik}$$

$$= 14,7 \text{ psi} + 3,76 \text{ psi}$$

$$= 18,46 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$P \text{ desain Aktual} = (100\% + \text{Faktor keamanan}) \times P \text{ desain}$$

$$= (100\% + 20\%) \times 18,46 \text{ psi}$$

$$= 4,69 \text{ psi}$$

**Tebal shell (Dinding tangki)**

Spesifikasi bahan yang digunakan:

$$\text{Jenis bahan} = \text{Carbon Steel SA-299}$$

$$\text{Tekanan maksimum} = 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownel \& Young, 1959 Tabel 1.1})$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhause, 1991})$$

Efisiensi pengelasan = 80% (Brownell & Young 1959 Tabel 1.1)

$$\begin{aligned}\text{Jari-jari (ri)} &= \frac{D}{2} \\ &= \frac{0,92 \text{ m}}{2} \\ &= 0,46 \text{ m} \\ &= 18,15 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tebal Shell (Ts)} &= \frac{P \times ri}{f \times E - 0,6P} + 0,125 \\ &= \frac{3,76 \text{ psi} \times 18,15 \text{ in}}{18.750 \times 0,8 - 0,6 \times 3,76 \text{ psi}} + 0,125 \\ &= 0,13 \text{ in} \\ &= 0,0032 \text{ m}\end{aligned}$$

Berdasarkan nilai ts yang diperoleh sebesar 0,13 in maka, diambil Ts standar  $\frac{3}{16} = 0,1875$  in (Brownell & Young, 1959 Tabel 5.1 Hal 90)

Dari Tabel 5.7 hal.89 Brownell & Young 1959, OD standar yang mendekati perhitungan 40 in adalah:

$$\begin{aligned}\text{OD standar} &= 38 \text{ in} \\ &= 0,96 \text{ m} \\ \text{ID standar} &= \text{OD standar} - 2 \text{ ts} \\ &= 38 - (2 \times 0,13 \text{ in}) \\ &= 37,99 \text{ in} \\ &= 0,96 \text{ m} \\ &= 3,16 \text{ ft}\end{aligned}$$

Berdasarkan ts  $\frac{3}{16}$  in dan OD 40 maka diperoleh

$$\text{Icr} = 2 \frac{3}{8} \text{ in} = 2,375 \text{ in}$$



$$r = 36 \text{ in}$$

$$r/icr = \frac{36 \text{ in}}{2,375 \text{ in}} = 15,15 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar 3/16 maka dipilih straight (sf) 1 ½ - 2 in. (Tabel 5.8, Brownell and Young, 1959 : 93)

### Menghitung Dimensi Head (Tutup atas tangki)

Bentuk *Head* = *Torispherical head*

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{3} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \\
 &= \frac{1}{3} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{36}{2,375}} \right) \\
 &= 1,72 \text{ in} \\
 &= 0,04 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal Head (th)} &= \frac{P \cdot r \cdot W}{(2 \cdot f \cdot E - 0,2P)} + 0,125 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959 Pers 7.77}) \\
 &= \frac{18,5323 \text{ psi} \times 36 \text{ in} \times 1,7233 \text{ in}}{(2 \times 13.750 \times 0,8) - (0,6 \times 18,5323 \text{ psi})} + 0,125 \\
 &= 0,16 \text{ in} = 0,01 \text{ ft} = 0,004 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tebal head (th) yang didapatkan maka diperoleh tebal head standar pada table 5.6 Brownell & Young, 1959 .

Th standar = 3/16 in = 0,19 in, maka diambil

Sf (straight flange) = 2 in = 0,05 in

### Ukuran Head

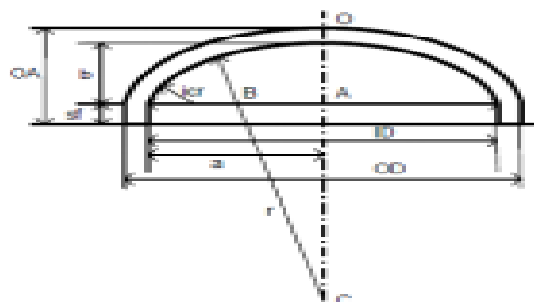


Fig 5.8 Brownell & Young, 1959 Hal 87

$$\begin{aligned} ID &= OD - (2.Th) \\ &= 38 \text{ in } (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 38 \text{ in} \\ &= 3,1348 \text{ ft} = 0,96 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= ID/2 \\ &= \frac{37,6173 \text{ in}}{2} \\ &= 18,81 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 18,8086 \text{ in} - 2,375 \text{ in} \\ &= 18,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 36 - 2,37 \text{ in} \\ &= 35,44 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{35,4375^2 - 18,2461^2} \\ &= 30,38 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= 36 - 30,38 \text{ in} \\ &= 5,62 \text{ in} \\ &= 0,14 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Head (OA)} = th + b + sf$$

$$= 0,16 \text{ in} + 5,62 \text{ in} + 2 \text{ in}$$

$$= 7,81 \text{ in} = 0,19 \text{ m}$$

Tinggi total tangki =  $H + (2.OA)$

$$= 110,97 \text{ in} + (2 \times 7,81 \text{ in})$$

$$= 126,58 \text{ in} = 3,21 \text{ m}$$

### Menghitung volume *head*

Volume *shell* =  $\frac{1}{4} \pi D^2 H$

$$= \frac{1}{4} 3,14 \times (0,95 \text{ m})^2 \times 3,21 \text{ m}$$

$$= 2,254 \text{ m}^3$$

Volume *head* =  $0,000049 D^3$

$$= 0,000049 \times (0,9473 \text{ m})^3$$

$$= 4,27 \text{ m}^3$$

Vsf =  $\frac{\pi}{4} D^2 s f$

$$= \frac{3,14}{4} (0,95 \text{ m})^2 \times 2 \text{ in}$$

$$= 0,04 \text{ m}^3$$

Volume Total *Head* =  $V_{head} + V_{sf}$

$$= 4,27 \text{ m}^3 + 0,04 \text{ m}^3$$

$$= 0,04 \text{ m}^3 = 36,45 \text{ L}$$

### Bottom Reaktor 01

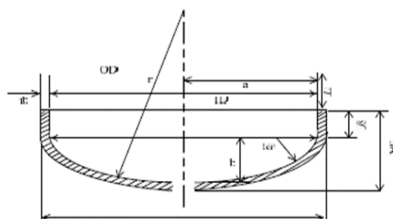


Fig. 5.8 Brownell hal: 87

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dan berdasarkan Tekanan operasi prancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk Torispherical flanged & Dished Bottom karena jenis head dan bottom pada reaktor sama maka dimensi dari bottom akan sama dengan head reaktor.

$$\text{Tebal bottom (tb)} = 0,19 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total bottom} = 7,81 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi sf} = 2 \text{ in}$$

$$= 0,05 \text{ m}$$

$$b = 5,62 \text{ in} = 0,14 \text{ m}$$

$$\text{Volume bottom} = 0,04 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan dalam reaktor} = \text{Volume tangki} - \text{Volume total bottom}$$

$$= 0,98 \text{ m}^3 - 0,04 \text{ m}^3$$

$$= 0,90 \text{ m}^3$$

$$\text{Luas permukaan cairan (At)} = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$= \frac{3,14}{4} (0,96 \text{ m})^2$$

$$= 0,72 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi cairan dalam shell} = \frac{V \text{ cairan dalam shell}}{At}$$

$$= \frac{0,90 \text{ m}^3}{0,72 \text{ m}^2} = 1,31 \text{ m}$$

Sehingga tinggi cairan total dalam reaktor

$$h \text{ total} = h \text{ shell} + h \text{ bottom} + sf \text{ bottom}$$

$$= 1,31 \text{ m} + 0,14 \text{ m} + 0,05 \text{ m}$$

$$= 1,50 \text{ m}$$

### Desain pengaduk

Jenis : *six flat blades turbin with 4 baffle* ((Brown,1978 hal:507). Jenis pengaduk dipilih berdasarkan range viskositas yang sesuai dengan viskositas bahan dalam reaktor.

### Perhitungan dimensi pengaduk

Kondisi operasi = 110°C

Berdasarkan tabel 3.4-1, Geankoplis diperoleh sistem standar operasi pengaduk sebagai berikut:

- $\frac{Da}{Dt} = 0,3$
- $\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$
- $\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$
- $\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$
- $\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$

Keterangan,

Dt = Diameter reaktor

Da = Diameter pengaduk

J = Lebar baffle

E = Jarak pengaduk dari dasar reaktor

W = Lebar pengaduk

L = Panjang pengaduk

Zr = Tinggi reaktor

H = Tinggi cairan dalam reaktor

Dari hasil perhitungan, untuk reaktor diperoleh:

Spesifikasi pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

Jumlah blade = 6 buah

Jumlah Baffle = 4 buah

Diameter impeller, (Da) = 0,5 Dt

$$= 0,5 (0,94 \text{ m})$$

$$= 0,47 \text{ m} = 1,54 \text{ ft} = 18,49 \text{ in}$$

Panjang blade (L) =  $\frac{1}{4}$  Da

$$= \frac{1}{4} (0,47\text{m})$$

$$= 0,12 \text{ m} = 0,38 \text{ ft} = 4,62 \text{ in}$$

Lebar blade (W) =  $\frac{1}{5}$  Da

$$= \frac{1}{5} (0,47 \text{ m})$$

$$= 0,09 \text{ m} = 0,31 \text{ ft} = 3,70 \text{ in}$$

Tinggi impeller dari dasar (c) =  $\frac{1}{3}$  Dt

$$= \frac{1}{3} (0,94 \text{ m})$$

$$= 0,31 \text{ m} = 1,03 \text{ ft} = 12,33 \text{ in}$$

Lebar baffle (J) =  $\frac{1}{12}$  Dt

$$= \frac{1}{12} (0,94\text{m})$$

$$= 0,08 \text{ m} = 0,26 \text{ ft} = 3,08 \text{ in}$$

**Menentukan jumlah pengaduk (n)**

Berdasarkan MV Joshi (1977), halaman 415 kecepatan putaran untuk pengaduk dengan viskositas tinggi berkisar antara 200-250 m/menit. Dipilih kecepatan putar pengaduk (V) = 250 m/menit

WELH ( Water Equivalen Liquid High) = ZI. Sg

$$\begin{aligned} \text{sg} &= \frac{\rho \text{ cairan}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{1197,045 \text{ kg/m}^3}{977,714 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,22 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= 2,25 \text{ m} \times 1,22 \\ &= 2,76 \text{ m} \\ &= 9,06 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\sum \text{impeler} = \frac{\text{WELH}}{D}$$

$$\begin{aligned} \sum \text{impeler} &= \frac{9,0569 \text{ m}}{3,1660 \text{ m}} \\ &= 2,86 \end{aligned}$$

Digunakan 3 buah impeller

**Perhitungan kecepatan pengaduk (N)**

$$\frac{\text{WELH}}{2 \times D} = \left( \frac{\pi \cdot D \cdot N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2D}}$$

$$N = \frac{600}{3,14 \times 1,1577} \sqrt{\frac{8,3047}{2 \times 1,5412}}$$

$$= 212,53 \text{ rpm}$$

$$= 3,54 \text{ rps}$$

**Menghitung Power Pengaduk (Bilangan Reynold)**

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

$\rho$  = Densitas campuran

$\mu$  = Viskositas larutan

$Di$  = Diameter pengaduk

$N$  = Kecepatan pengaduk

$$Nre = \frac{74,7546 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3,5421 \text{ rps} \times (1,1577 \text{ ft})^2}{0,00569 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 12750,62$$

Berdasarkan Nilai Nre yang diperoleh maka dengan menggunakan fig 3.4-4 geonkoplis hal: 145 dengan jenis propeller diperoleh  $Np = 2,80$

$$Pa = Np \cdot \rho \cdot Ni^3 \cdot Di^5$$

Dimana,

$Np$  = Power Number

$\rho$  = Densitas campuran

$Di$  = Diameter pengaduk

$Ni$  = Kecepatan putar pengaduk

$$Pa = 2,8 \times 1197,045 \text{ kg/m}^3 \times (3,5421)^3 \times (1,1577)^5$$

$$= 80880,95 \text{ Watt}$$

$$= 80,88 \text{ kW}$$

$$= 2693,42 \text{ lb/ft.s} = 4,90 \text{ HP}$$

### Desain Jaket Pemanas

$$Q \text{ steam} = 43028,705 \text{ kJ/jam} = 10271,83 \text{ kkal/jam}$$

$$\text{Massa Steam} = 19,5407 \text{ kg/jam} = 0,598 \text{ lb/jam}$$



$$= 0,0373 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Densitas Steam} = 0,598 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,0373 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju volume steam (G)} &= \frac{\text{Massa Steam}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{19,5407 \text{ kg/jam}}{0,598 \text{ kg/m}^3} \\ &= 32,68 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Tinggi jaket ( $H_j$ )

5% lebih tinggi dari tinggi cairan dalam tangki

$$\begin{aligned} H_j &= (100\% + 5\%) \times 1,5053 \text{ m} \\ &= 1,58 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak jaket = 5 in

$$= 0,127 \text{ m}$$

Diameter jaket = OD shell + (2 x jarak jaket)

$$= 0,9650 \text{ m} + (2 \times 0,127 \text{ m})$$

$$= 1,22 \text{ m}$$

$$= 47,99 \text{ in}$$

Luas yang dilalui steam ( $A$ )

$$\begin{aligned} A &= (\pi \times D_j \times H_j) + \left(\frac{\pi}{4} \times D_j^2\right) \\ &= (3,14 \text{ m/s}^2 \times 1,2190 \text{ m} \times 1,5805 \text{ m}) + \left(\frac{3,14}{4} \times 1,2190 \text{ m}^2\right) \\ &= 7,216 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan steam ( $v$ )

$$v = \frac{G}{A}$$

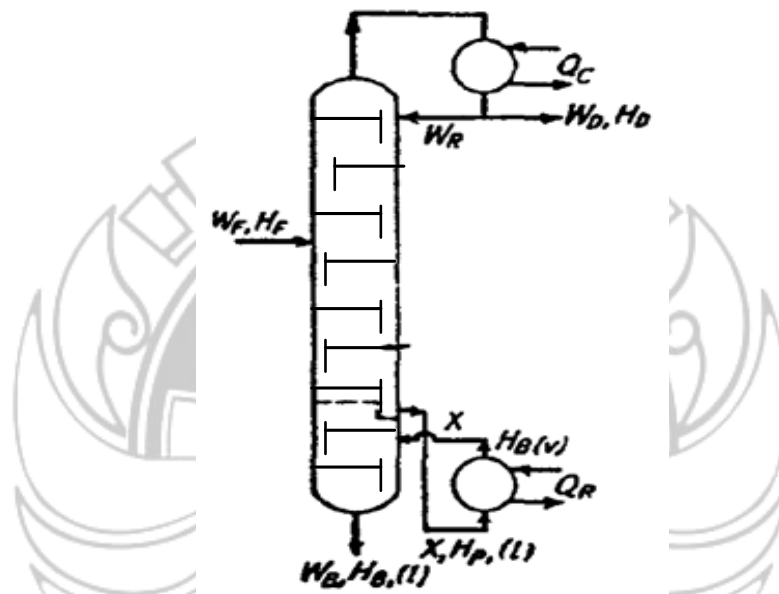
$$= \frac{32,6768 \text{ m}^3/\text{jam}}{7,2162 \text{ m}^2}$$

$$= 4,5283 \text{ m/jam}$$

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	: Proses terjadinya reaksi dehidrasi dan terbentuknya produk intermediat <i>acetol</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-299</i>
Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB), Slinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal
Kondisi operasi	: Temperatur (T) = 110°C Tekanan (P) = 1 atm
Kapasitas reaktor	: 0,77 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D <sub>0</sub> )	: 0,94 m
Tinggi silinder (H <sub>s</sub> )	: 2,82 m
Tinggi total (H <sub>t</sub> )	: 3,21 m
Tinggi cairan (H <sub>c</sub> )	: 1,50 m
Tebal dinding silinder (t <sub>d</sub> )	: 0,15 in
Tebal dinding elipsoidal (t <sub>e</sub> )	: 0,16 in
Jenis pengaduk	: <i>six flat blades turbin with 4 baffle</i>
Diameter impeller (D <sub>a</sub> )	: 0,47 m
Panjang blade (L)	: 0,19 m
Jarak pengaduk dari dasar tangki (C)	: 0,76 m
Lebar baffle (J)	: 0,19 m
Kecepatan pengadukan(N)	: 3,54 putaran/detik
Power	: 4,90 HP
Tinggi jaket	: 1,58 m
Diameter jacket	: 1,22 m

Luas yang dilalui steam : 7,22 m<sup>2</sup>

## 6. Menara Destilasi (MD-101)



Gambar Menara Destilasi

Fungsi = Memisahkan campuran yang berisi gliserol dan katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan destilat berupa aseton dan air,

Tipe = Distilasi Fraksionasi

Berdasarkan neraca massa yang telah diperoleh, komposisi bahan masuk dan keluar dari menara destilasi adalah sebagai berikut :

### Umpan Masuk

Komponen	BM	Laju alir (kg/jam)	Laju alir (kmol/jam)	x mol	x massa
Gliserol	92,09	79,22	0,86	0,05	0,09

H2SO4	98,07	43,82	0,45	0,02	0,05
Asetol	74,08	641,16	8,66	0,46	0,70
Air	18,01	155,93	8,66	0,46	0,17
<b>Total</b>		<b>920,12</b>	<b>18,62</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>

### Hasil Atas

Komponen	BM	Laju alir (kg/jam)	Laju alir (kmol/jam)	x mol	x massa
Gliserol	92,09	0,079	0,001	0,000	0,000
H2SO4	98,07	0,00	0,00	0,00	0,00
Asetol	74,08	634,75	8,66	0,50	0,80
Air	18,01	154,37	8,57	0,50	0,20
<b>Total</b>		<b>789,20</b>	<b>17,22</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>

### Hasil Bawah

Komponen	BM	Laju alir (kg/jam)	Laju alir (kmol/jam)	x mol	x massa
Gliserol	92,09	79,14	0,86	0,58	0,60
H2SO4	98,07	43,82	0,45	0,30	0,33
Asetol	74,08	6,41	0,09	0,06	0,05
Air	18,01	1,56	0,09	0,06	0,01
<b>Total</b>		<b>130,93</b>	<b>1,48</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>

### Data Konstanta Antoine

Dihitung dengan persamaan :

$$\log P = A + B/T + C \log T + DT + ET^2$$

$$P_{\text{sat}} (\text{mmHg}) = 10^{(A + \frac{B}{T} + (C \log_{10} T) + DT + ET^2)}$$

Komponen	A	B	C	D	E
----------	---	---	---	---	---

Gliserol	-62,7929	-3,66E+03	3,42E+01	-5,19E-02	2,28E-05
H2SO4	2,0582	-4,19E+03	3,26E+00	-1,12E-03	5,54E-07
Asetol	20,2835	-3,12E+03	-3,60E+00	-1,39E-03	7,18E-07
Air	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

- suhu *dew point* destilasi

Penentuan suhu *dew point* destilasi dilakukan dengan melakukan *trial and error* hingga  $\sum X_i = Y_i/K_i = 1$  (Pers, 11,5b Coulson, 1983), Perhitungan dilakukan dengan melakukan *trial and error* sehingga diperoleh:

$$T = 400,85^\circ\text{K} = 127,85^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Perhitungan *trial* suhu *dew point* destilasi

Komponen	n (Kmol/Jam)	y <sub>i</sub>	P <sub>i</sub> <sup>sat</sup> (atm)	K <sub>i</sub> = P <sub>i</sub> /P	x <sub>i</sub> = y <sub>i</sub> /K <sub>i</sub>
Gliserol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03
H2SO4	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Asetol	8,66	0,50	0,65	0,65	0,77
Air	8,57	0,50	2,57	2,57	0,19
<b>Total</b>	<b>17,22</b>	<b>1,00</b>	<b>3,22</b>	<b>3,22</b>	<b>1,00</b>

- Suhu *bubble point* destilasi

Penentuan suhu *bubble point* destilasi dilakukan dengan melakukan *trial and error* hingga  $\sum Y_i = K_i \times X_i$  (Pers, 11,5b Coulson, 1983),

$$T = 463,06^\circ\text{K} = 190,06^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Komponen	n	x <sub>i</sub>	P <sub>i</sub> <sup>sat</sup> (atm)	K <sub>i</sub> = P <sub>i</sub> /P	y <sub>i</sub> = K <sub>i</sub> x x <sub>i</sub>
----------	---	----------------	-------------------------------------	------------------------------------	--

	(Kmol/Jam)				
Gliserol	0,86	0,581	0,037	0,037	0,021
H2SO4	0,45	0,302	0,026	0,026	0,008
Asetol	0,09	0,059	3,827	3,827	0,224
Air	0,09	0,059	12,765	12,765	0,747
<b>Total</b>	1,48	1			1,000

### 1. Penentuan *Plate Minimum* dan *Plate Teoritis*

Menghitung nilai rata-rata volatilitas dengan persamaan berikut

$$\alpha_{avg} = \sqrt{a_{top} \times a_{bottom}} \quad (\text{Pers, 11,7-13, hal, 683, Geankoplis 1997})$$

Hasil perhitungan plate minimum dan plat teoritis sebagai berikut

Komponen	$\alpha$ Destilat	$\alpha$ Bottom	$\alpha$ Avg
Gliserol (HK)	0,0024	1,00	0,049
H2SO4	0,0011	0,69	0,027
Asetol (LK)	1,0000	104,21	10,208
Air	3,97	347,64	37,143

Perhitungan jumlah tray minimum dengan menggunakan metode Fenske, yaitu :

$$N_m = \frac{\log \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B}{\log \alpha_{avLK}} \quad (\text{Pers, 11,7-12, hal 683, Geonkoplis 1997})$$

Dimana :

$N_m$  = Jumlah stage minimum pada refluks total, termasuk reboiler

$A_{rata-rata LK}$  = Relative volatille rata-rata LK

Sehingga :

$$N_m = \frac{\log \left( \frac{1}{0,0028} \right) 789,20 \left( \frac{1}{104,21} \right) 130,93}{\log 10,208} = 5,56, \text{ digunakan 6 stage}$$

Menentukan Refluks minimum dan Refluks Rasio

Komponen	Xf	Xd	$\alpha$ Avg	$\sum \frac{Xf \times \alpha \text{ Avg}}{\alpha \text{ Avg} - \theta}$	$\sum \frac{Xf \times \alpha \text{ Avg}}{\alpha \text{ Avg} - \theta}$
Gliserol (HK)	0,05	0,00	0,04	-0,004	0,00
H2SO4	0,02	0,00	0,02	-0,001	0,00
Asetol (LK)	0,46	0,50	10,21	0,491	0,53
Air	0,46	0,50	37,74	0,472	0,50
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>		<b>0,000</b>	<b>1,04</b>

$$R_{m+1} = \sum \frac{Xf \times \alpha \text{ Avg}}{\alpha \text{ Avg} - \theta}$$

$$R_m = 1,04 - 1$$

$$R_m = 0,04$$

$$\frac{R_m}{R_{m+1}} = 0,03$$

Sehingga :

$$R = 1,5 \times R_m \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= 1,5 \times 0,04 = 0,05$$

$$\text{Refluks rasio} = \frac{R}{R+1} = 0,05$$

### 1. Menghitung jumlah plate teoritis

Untuk menentukan jumlah plate teoritis digunakan persamaan Molokanov, karena nilai  $R/R+1$  diketahui maka dapat ditentukan  $N_m/N$  dari Figure 11,11,

(Geankoplis 1997) diperoleh nilai  $N_m/N = 0,25$

$$N_m = 5,56 = 6$$

maka,

$$N_m/N = 0,25$$

$$6/N = 0,25$$

$$N = 24 = 24 \text{ jumlah plate}$$

## 2. Penentuan Feed Plate

Penentuan *feed plate* (umpan masuk) dengan metode *kirkbride*

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \log \left[ \left( \frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \times \frac{W}{D} \times \left( \frac{X_{LW}}{X_{HD}} \right) \right]^2 \quad (\text{Per, 11,62, hal 426, Walas 1990})$$

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \log \left[ \left( \frac{0,046}{0,046} \right) \times \frac{1,48}{17,22} \times \left( \frac{0,06}{0,00005} \right) \right]^2$$

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \times 1$$

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0,206$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 1,61$$

$$N_s + N_r = 24$$

$$N_s + N_r = 20$$

$$N_s = \frac{N}{\frac{N_r}{N_s} + 1}$$

$$N_s = \frac{24}{1,61 + 1}$$

$$= 9,21 = 9 \text{ stage}$$

$$N_r = N - N_s$$

$$N_r = 24 - 9$$

$$= 15$$

Sehingga hasil perhitungan :

$$\text{Jumlah plate} = 24$$

$$\text{Plate umpan} = 16-23$$

$$(N_r) = 15$$

$$(N_s) = 9$$



### 3. Perencanaan menara destilasi

#### a. Efisiensi kolom destilasi

Kondisi Operasi :

Suhu umpan masuk = 110,15°C = 383,15 K

Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

$\alpha$  LK rata-rata = 10,21

Menggunakan persamaan =  $\log \text{viskositas} = A + B/T + CT + DT^2$

Dimana viskositas dalam cp dan T dalam kelvin

Dengat data dari Yaws 1999

Komponen	A	B	C	D
Gliserol	132,145	0,86007	-0,0019745	1,8068E-06
H2SO4	26,004	0,70337	-0,0013856	1,0342E-06
Asetol	57,308	0,63751	-0,0021308	3,0569E-06
Air	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07

Viskositas liquid campuran

Komponen	BM	Laju alir (kg/jam)	Laju alir (kmol/jam)	fraksi mol (x)	$\mu$ (cP)	$x, \mu$
Gliserol	92,09	79,22	0,86	0,05	1,49	0,07
H2SO4	98,07	43,82	0,45	0,02	1,50	0,04
Asetol	74,08	641,16	8,66	0,46	1,00	0,46
Air	18,01	155,93	8,66	0,46	0,28	0,13
<b>Total</b>		<b>920,12</b>	<b>18,62</b>	<b>1,00</b>	<b>4,27</b>	<b>0,70</b>

$$\text{viskositas campuran } (\mu \text{ mix}) = \frac{1}{x, \mu \text{ total}}$$

$$\mu \text{ mix} = \frac{1}{0,70}$$

$$= 1,42 \text{ cP}$$

Efisiensi kolom destilasi keseluruhan dihitung dengan persamaan dari *O'Connell* sebagai berikut berikut:

$$E_o = 51 - 32,5 \text{ Log}(\mu_{\text{mix}}, \alpha_{\text{avgLK}})$$

$$E_o = 51 - 32,5 \text{ Log}(1,42 \times 10,21)$$

$$= 13,19 \% = 13 \%$$

### b. Desain kolom destilasi

#### *Plate Spacing*

Biasanya berkisar antara 0,15 m (6 in) sampai dengan 1 m (36 in), Untuk kolom dengan  $D > 1$  m dipakai plate spacing 0,3 – 0,6 m dan angka 0,5 m (18 in) dapat digunakan sebagai perkiraan awal (Hal, 557, Vol 6, Coulson 1993),

Dengan Persamaan :

$$U_v = ((-0,171 \times l_t^2) + (0,27 \times l_t) - 0,047) \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D_c = \sqrt{\frac{4V_w}{\pi \rho_v U_v}}$$

Dimana :

$U_v$  = *Maximum allowable vapour velocity, based on total column cross sectional area, m/s,*

$l_t$  = *Plate Spacing, m*

$D_c$  = *Diameter kolom, m*

$V_w$  = *Kecepatan maximum uap, kg/s*

#### **Bagian atas kolom destilasi**

$R$  = *Refluk rasio*

$L_o$  =  *$R \times D$*

$$V_1 = L_o + D$$

$$\text{Suhu} = 127,85 \text{ } ^\circ\text{C} = 401 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm} \quad 760 \text{ mmHg}$$

$$\text{Konstanta gas} = 0,08205 \quad \text{kJ/kmol,K}$$

$$L_o/D = 0,53$$

$$L_o = R \times \text{Destilat}$$

$$= 0,53 \times 17,22 \text{ kmol/jam} = 0,92 \text{ kmol/jam}$$

$$V_1 = L_o + D$$

$$= 0,92 \text{ kmol/jam} + 17,22 \text{ kmol/jam}$$

$$= 18,14 \text{ kmol/jam}$$

Dengan persamaan  $\rho = A \times B^{-(1-(T/T_c)^n)}$

dimana  $\rho$  dalam gr/mL dan T dalam K

Data diperoleh dari Yaws 1999

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>
Gliserol	0,34908	0,24902	0,1541	723
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,42169	0,19356	0,2857	283,46
Asetol	0,32283	0,25916	0,27644	604
Air	0,3471	0,274	0,28571	647,13

Sehingga diperoleh data berikut :

Komponen	y <sub>i</sub> (vapor)	x <sub>i</sub> (liquid)	BM	y <sub>i</sub> ,BM	x <sub>i</sub> ,BM	ρ <sub>i</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	x <sub>i</sub> ,BM/p
Gliserol	0,000	0,032	92,094	0,005	2,921	1260	0,002
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	0,000	98,073	0,000	0,000	1032	0,000
Asetol	0,502	0,775	74,078	37,224	57,409	810	0,071
Air	0,497	0,193	18,010	8,959	3,482	958,4	0,004
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1,000</b>		<b>46,188</b>	<b>63,811</b>	<b>4060,4</b>	<b>0,077</b>

$$\text{BM avg untuk fase uap} = 46,19 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM avg untuk fase cair} = 63,81 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ vapor} &= \frac{P \times \text{BM}_{avg}}{K \times T} \\ &= \frac{1 \times 46,19}{0,08205 \times 401} \\ &= 1,11 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ liquid} &= \frac{\text{BM}_{avg}}{\sum x_i \text{BM}_i / \rho} \\ &= \frac{63,81}{0,077} = 830,60 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

It dipilih = 0,5 m (Hal, 557, Coulson 1993)

Maka :

$$\begin{aligned} uv &= (-0,171 \times 0,5^2) + (0,27 \times 0,5) - 0,047 \left( \frac{830,60 - 1,40}{1,40} \right)^{\frac{1}{2}} \\ &= 1,11 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_w &= V_1 \times \text{BM}_{avg} \text{ vapor} / 3600 \\ &= 18,14 \text{ kmol/jam} \times \frac{46,19 \text{ kg/kmol}}{3600} \\ &= 0,23 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_w &= L_o \times \text{BM}_{avg} \text{ Liq} / 3600 \\ &= 0,92 \text{ kmol/jam} \times \frac{63,81 \text{ kg/kmol}}{3600} \\ &= 0,02 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Maka dapat dihitung diameter kolom :

$$\begin{aligned} D_c &= \sqrt{\frac{4vw}{\pi \rho_v Uv}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,257 \text{ kg/s}}{3,14 \times 1,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,098 \text{ m/s}}} \\ &= 0,44 \text{ m} \end{aligned}$$

### Bagian bawah destilasi

Umpan masuk pada cair jenuh,  $q = 1$

Persamaan 8,8 1964:

$$\begin{aligned} L' &= q, F + L_o \\ &= 1 \times (18,62) + 0,92 \\ &= 19,54 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V' &= L' - B \\ &= 19,54 - 0,85 \\ &= 18,68 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Suhu = 190,06°C      463,06°K

Tekanan = 1 atm      760 mmHg

Komponen	$y_i$ (vapor)	$x_i$ (liquid)	BM	$y_i, BM$	$x_i, BM$	$\rho_i$ (kg/m <sup>3</sup> )	$x_i, BM/\rho$
Gliserol	0,581	0,032	92,094	53,501	2,921	1260	0,002
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,302	0,000	98,073	29,621	0,000	1032	0,000
Asetol	0,059	0,775	74,078	4,335	57,409	810	0,071
Air	0,059	0,193	18,010	1,054	3,482	958,4	0,004
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>1</b>		<b>88,511</b>	<b>63,811</b>		<b>0,077</b>

BM avg untuk fase uap = 88,51 kg/kmol

BM avg untuk fase cair = 63,81 kg/kmol

$$\begin{aligned} p \text{ vapor} &= \frac{P \times BM_{avg}}{K \times T} \\ &= \frac{1 \times 88,51}{0,08205 \times 463,06} \\ &= 2,33 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$p \text{ liquid} = \frac{BM_{avg}}{\sum x_i, BM/\rho}$$

$$= \frac{63,81}{0,077} = 830,60 \text{ kg/m}^3$$

It dipilih = 0,5 m

Maka :

$$uv = (-0,171 \times 0,5^2) + (0,27 \times 0,5) - 0,047 \left( \frac{830,60 - 2,33}{2,33} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$= 0,86 \text{ m/s}$$

$$V_w = V' \times BM_{\text{avg vapor}} / 3600$$

$$= 18,68 \text{ kmol/jam} \times \frac{88,51 \text{ kg/kmol}}{3600} = 0,46 \text{ kg/s}$$

$$L_w = L' \times BM_{\text{avg liquid}} / 3600$$

$$= 19,54 \text{ kmol/jam} \times \frac{63,81 \text{ kg/kmol}}{3600} = 0,35 \text{ kg/s}$$

Maka dapat dihitung diameter kolom :

$$D_c = \sqrt{\frac{4vw}{\pi \rho_v Uv}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,46 \text{ kg/s}}{3,14 \times 2,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,86 \text{ m/s}}}$$

$$= 0,54 \text{ m}$$

### Perancangan sieve tray

$$\text{Surface tension } (\sigma) = A \times (1 - (T/T_c))^n$$

Dengan T dalam kelvin dan  $\sigma$  dalam dyne/cm

Suhu destilat = 127,70°C      400,85 K

Suhu bottom = 189,90°C      463,06 K

Komponen	A	Tc	n
Gliserol	104,15	723,00	0,30
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	52,05	647,13	0,32
Asetol	44,97	506,80	0,37
Air	52,05	647,13	0,32

a. Menghitung *surface tension* campuran

Komponen	x <sub>D</sub>	x <sub>B</sub>	σ <sub>id</sub>	σ <sub>ib</sub>	σ <sub>m</sub> = σ <sub>id</sub> *x <sub>D</sub>	σ <sub>m</sub> = σ <sub>ib</sub> *x <sub>B</sub>
Gliserol	0,00	0,03	81,66	76,55	0,0041	2,43
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,00	0,00	38,17	34,77	0,000	0,00
Asetol	0,50	0,77	25,40	18,39	12,76	14,25
Air	0,50	0,19	38,17	34,77	18,99	6,72
<b>Total</b>					<b>31,76</b>	<b>23,40</b>

Dengan :

σ = tegangan permukaan, *dyne/cm*

x = fraksi mol komponen

Bagian destilasi (kolom atas),  $\bar{\sigma}_m = \frac{31,76}{1000} = 0,03 \text{ N/m}$

Bagian destilasi (kolom bawah),  $\bar{\sigma}_m = \frac{23,40}{1000} = 0,02 \text{ N/m}$

b. Perhitungan diameter kolom

Diameter kolom ditentukan oleh kecepatan uap, sedangkan kecepatan uap dibatasi oleh terjadinya *flooding*, Oleh karena itu pada perancangan diameter kolom harus diperkirakan kecepatan *flooding* dengan menggunakan persamaan (Fair, 1961),

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Hal, 568, vol 6, Coulson 1993})$$

$$F_{LV} = \frac{L_w}{L_w} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (\text{Hal, 568, vol 6, Coulson 1993})$$

Dimana :

$u_f$  = *Flooding vapour velocity*, m/s

$K_1$  = Konstanta dari fig 11,27 (Coulson, 1983,  $K_1$  tergantung pada  $F_{LV}$  dan  $l_t$ )

$F_{LV}$  = *Liquid-vapor flow factor*

$L_w = \text{Liquid mass flow-rate, kg/s}$

$V_w = \text{Vapour mass flow-rate, kg/s}$

Sehingga :

$$\begin{aligned} F_{LV \text{ Top}} &= 14,32 \times 0,04 \\ &= 0,59 \end{aligned}$$

$$F_{LV \text{ Bottom}} = 1,32 \times 0,05 = 0,07$$

Diambil  $l_t = 0,6 \text{ m}$ , maka dari Fig, 11,27, hal 568, *Coulson* berikut :

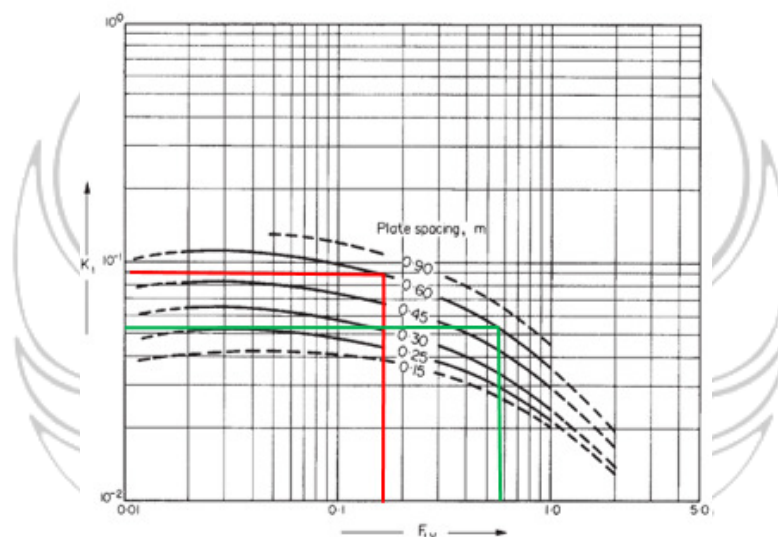


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

$$K1 \text{ top} = 0,052 \times 0,6 = 0,03$$

$$K1 \text{ bot} = 0,090 \times 0,6 = 0,05$$

Menghitung  $u_f$  :

$$\begin{aligned} u_f \text{ top} &= K1 \sqrt{\frac{\sigma_m \text{ top}}{0,02}} \\ &= 0,03 \sqrt{\frac{0,03 \text{ N/m}}{0,02}} \\ &= 0,04 \text{ m/s} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 u_{f \text{ bot}} &= K_1 \sqrt{\frac{\sigma_m \text{ top}}{0,02}} \\
 &= 0,05 \sqrt{\frac{0,02 \text{ N/m}}{0,02}} \\
 &= 0,06 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Diambil 85% flooding untuk design (flooding = 65 – 85%  $u_f$ ), sehingga :

$$\begin{aligned}
 u_{v \text{ top}} &= 0,04 \times 0,85 \\
 &= 0,03 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 u_{v \text{ bot}} &= 0,05 \times 0,85 \\
 &= 0,05 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Untuk menghitung *volumetric flow rate*, maka :

$$Q_v = V_w / \rho_v$$

Maka,

$$Q_{v \text{ top}} = 0,17 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_{v \text{ bot}} = 0,20 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menghitung *net area required* ( $A_n$ )

$$\begin{aligned}
 A_{n \text{ top}} &= Q_{v \text{ top}} / U_{v \text{ top}} \\
 &= \frac{0,17 \text{ m}^3/\text{s}}{0,03 \text{ m/s}} \\
 &= 4,96 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_{n \text{ bot}} &= Q_{v \text{ bot}} / U_{v \text{ bot}} \\
 &= \frac{0,20 \text{ m}^3/\text{s}}{0,05 \text{ m/s}} \\
 &= 3,97 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung *column cross sectioned area* ( $A_c$ )

Diambil :

$$A_d = 0,1 A_c$$

$$A_n = A_c - A_d$$

$$A_n = A_c - 0,1 A_c$$

$$A_n = 0,9 A_c$$

$$A_c = A_n/0,9$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} A_{c \text{ top}} &= \frac{4,96 \text{ m}^2}{0,9} \\ &= 5,51 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$A_{c \text{ bot}} = \frac{3,97 \text{ m}^2}{0,9} = 4,41 \text{ m}^2$$

Menghitung diameter kolom :

$$\begin{aligned} D_{c \text{ top}} &= \sqrt{\frac{4A_{c \text{ top}}}{\pi}} \\ &= \sqrt{\frac{4 \times 5,51 \text{ m}^2}{3,14}} = 2,65 \text{ m} \end{aligned}$$

$$D_{c \text{ bot}} = \sqrt{\frac{4A_{c \text{ bot}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 4,41 \text{ m}^2}{3,14}} = 2,37 \text{ m}$$

Karena  $D_{c \text{ top}} > D_{c \text{ bot}}$ , maka  $D_{c \text{ top}}$  digunakan sebagai diameter kolom,

$$\text{Diameter kolom (Dc)} = 2,65 \text{ m}$$

$$\text{Luas kolom (Ac)} = 4,41 \text{ m}^2$$

$$\text{Area bawah (Ad) = } 0,1 \times A_c = 0,44 \text{ m}^2$$

$$\text{Net area (An) = } A_c - A_d = 3,97 \text{ m}^2$$

$$\text{Active area (Aa) = } A_c - 2 A_d = 3,53 \text{ m}^2$$

$$\text{Hole area (Ah) = } 0,06 A_a = 0,21 \text{ m}^2$$

Menghitung rate liquid :

$$QL = L_w/\rho_L$$

Maka,

$$QL \text{ top} = 0,00001957 \text{ m}^3/\text{s} = 0,000691 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$QL \text{ bot} = 0,00041693 \text{ m}^3/\text{s} = 0,014724 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Batasan maksimum aliran cairan untuk *single pase cross flow* = 0,165 ft<sup>3</sup>/ft,s  
(Treyball, 1981),

- *Sieving tray layout*

Tinggi weir berkisar antara 1 – 3 in (Ludwig, 1964), dengan tinggi minimum 0,5 in, Panjang weir diperoleh dari Fig, 11,31 (Coulson, 1983),

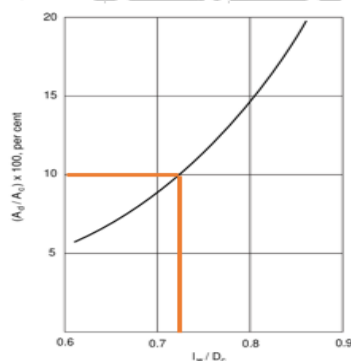


Figure 11.31. Relation between downcomer area and weir length

Diperoleh =  $l_w / D_c = 0,73$  Sehingga Panjang weir ( $l_w$ ) = 1,93 m

dalam perancangan diambil :

Tinggi weir ( $h_w$ ) = 40 mm

Diameter hole ( $d_h$ ) = 5 mm

Tebal plate = 3 mm

Material = Stainless steel

- *Check Weeping*

Maximum liquid rate ( $L_w$ ) = 0,35 kg/s

diambil *turn down ratio* 70%

minimum liquid rate = 0,24 kg/s

Ketinggian puncak cairan diatas weir dihitung dengan formula Francis :

$$h_{ow} = 750 \left( \frac{L_w}{\rho_w \times l_w} \right)^{\frac{2}{3}} \quad (\text{Fig, 11,84, Hal, 572, Coulsons Richardsons})$$

Dimana :

$l_w$  = Panjang weir, m

$h_{ow}$  = ketinggian cairan diatas weir, mm

$L_w$  = liquid flow rate, kg/s

sehingga :

$$\begin{aligned} h_{ow \text{ max}} &= 750 \left( \frac{0,35 \text{ kg/s}}{830,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,93 \text{ m}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 2,70 \text{ mm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow \text{ min}} &= 750 \left( \frac{0,24 \text{ kg/s}}{830,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,93 \text{ m}} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= 0,35 \text{ mm} \end{aligned}$$

Pada minimum rate =  $h_w + h_{ow \text{ min}}$

$$= 40 + 2,13 \text{ mm}$$

$$= 42,13 \text{ mm}$$

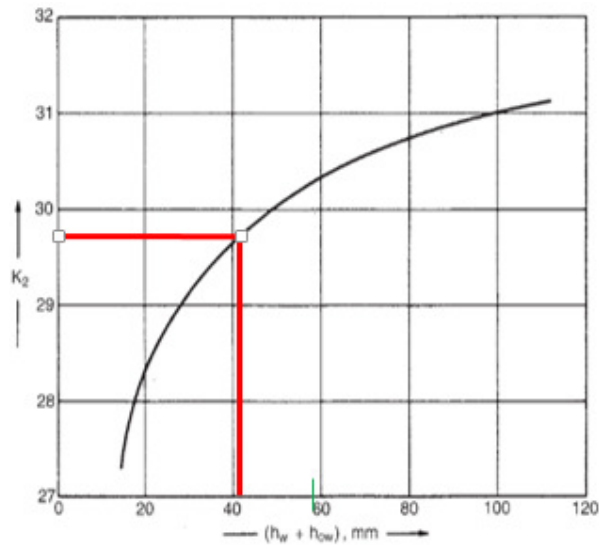


Figure 11.30. Weep-point correlation (Eduljee, 1959)

Dari Fig, 11,30 Coulson, 1983, diperoleh nilai  $K_2 = 29,7$

$$U_{hmin} = \frac{K_2 - 0,9(25,4 - Dh)}{\rho v^2} \quad (\text{Fig, 11,84, Hal, 572, Coulsons})$$

Richardsons)

Dimana :

$U_{hmin}$  = Kecepatan uap minimum melalui hole (based on the hole area), m/s

$D_h$  = Diameter lubang, mm

Sehingga:

$$U_{hmin} = \frac{29,7 - 0,9(25,4 - 5)}{2,33^2}$$

$$= 7,43 \text{ mm/s}$$

$$= 0,07 \text{ m/s}$$

actual *minimum vapor velocity*

$V_{\text{vapor}}$  = Minimum vapor rate/Ah

$$= \frac{0,20 \text{ m}^3/\text{s}}{0,21 \text{ m}^2} = 0,93 \text{ m/s}$$

karena actual minimum vapor velocity > Uh design, maka tidak terjadi *weeping*

- *Dry plate drop*

Merupakan *pressure drop* yang dihitung pada saat uap mengalir melalui *plate* kering, dihitung dengan persamaan:

$$hd = 51 \times \left(\frac{U_h}{C_o}\right)^2 \frac{\rho V}{\rho L}$$

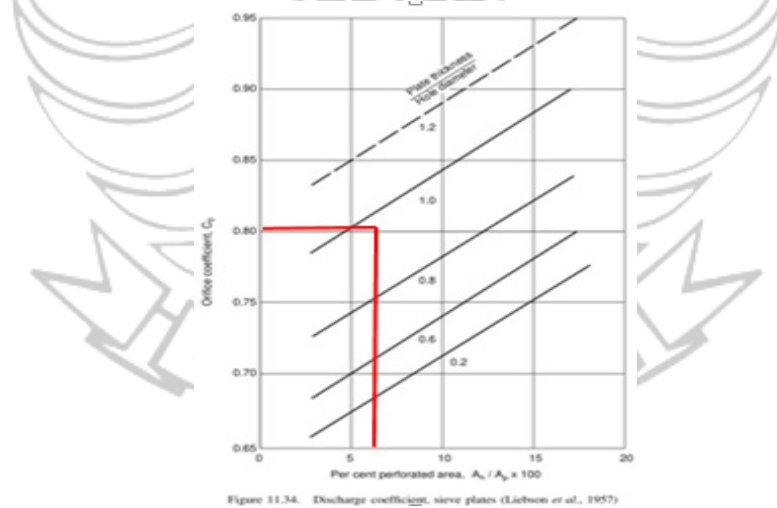
dengan : Uh = kecepatan uap melalui hole, m/s

Co = konstanta yang didapat dari fig, 11,34 Coulson

$$U_h = Q_v \text{ bot} / A_h$$

$$= \frac{0,20 \text{ m}^3/\text{s}}{0,21 \text{ m}^2} = 0,93 \text{ m/s}$$

Dari fig 11,34, untuk tebal plate/dh = 1, dan Ah/Ap = Ah/Aa, maka Ah/Aa x 100 = 6 maka diperoleh :



$$C_o = 0,81$$

Maka,

$$hd = 51 \times \left(\frac{0,93 \text{ m/s}}{0,81}\right)^2 \frac{2,33 \text{ kg/m}^3}{830,60 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,19 \text{ mm liq}$$

- *Residual Head*

Merupakan beda antara *pressure drop* hasil percobaan dan penjumlahan dari *dry plate drop* dan ketinggian cairan (*clear liquid height*), dengan persamaan Hunt :

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{(12,5 \times 10^3)}{\rho_L} \\ &= \frac{(12,5 \times 10^3)}{830,60} \\ &= 15,05 \text{ mm liq} \end{aligned}$$

Total *plate pressure drop* :

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + h_w + h_{ow} + h_r \\ &= 0,19 + 40 + 2,70 + 15,05 = 57,93 \text{ mm liq} \end{aligned}$$

*Pressure drop* pada plate :

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho_L \\ &= 0,00981 \times 57,93 \times 830,60 \\ &= 472,06 \text{ Pa} = 3,54 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

Jika  $\Delta P_t < 10 \text{ mmHg}$ , maka *plate layout* dapat diterima

- *Downcomer design*

- *Downcomer area* dan *plate spacing* harus dirancang supaya permukaan cairan dan *froth* pada *downcomer* berada di bawah puncak weir dari *plate* di atasnya,

*Downcomer back-up* didefinisikan sebagai :

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \quad (\text{Pers, 11,91 hal 578, Coulson 1993})$$

dimana :

$h_b$  = *downcomer back-up* diukur dari permukaan *plate*, mm

$h_{dc}$  = *head loss* pada *downcomer*, mm

*head loss* pada *downcomer* diestimasi dengan persamaan *Cicalese*:

$$h_{dc} = 166 \times \left( \frac{L_{wd}}{\rho L \times A_m} \right)^2 \quad (\text{Pers, 11,92 hal 578,Coulson 1993})$$

dimana :

$L_{wd}$  = liquid flow rate pada downcomer, kg/s

$A_m$  = downcomer area,  $A_d$ , atau clearance area di bawah tergantung mana yang lebih kecil, m<sup>2</sup>

Apron yang dipilih adalah vertical apron

$$A_{ap} = h_{ap} \times l_w \quad (\text{Pers, 11,93 hal 578,Coulson 1993})$$

dimana:

$h_{ap}$  = tinggi celah antara downcomer dengan permukaan plate, mm, biasanya 5-10 mm (1/4 - 1/2 in) lebih rendah dari tinggi weir ( $h_w$ )

$$h_{ap} = h_w - (5 - 10 \text{ mm})$$

Batasan:

- 1, *Froth height* tergantung pada densitasnya, biasanya diasumsikan  $\frac{1}{2}$  densitas liquid, sehingga diperoleh batasan:

$$h_b < \frac{1}{2} (l_t + h_w) \quad (\text{Pers, 11,94, hal 578,Coulson 1993})$$

2. *Downcomer residence time* ( $t_r$ ) untuk mencegah aerated liquid terbawa ke bawah, maka :

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho L}{L_{wd}} \quad (\text{Pers, 11,95, hal 579, Coulson 1993})$$

dimana:

$t_r$  = *residence time*, s

$h_{bc}$  = *clear liquid back-up*, m

diambil  $h_{ap} = h_w - 10$

$$= 40 \text{ mm} - 10 \text{ mm} = 30 \text{ mm}$$



$$A_{ap} = \frac{h_{ap}}{1000} \times l_w$$

$$= \frac{30}{1000} \times 1,93 = 0,06 \text{ m}^2$$

$$A_d = 0,44 \text{ m}^2$$

Karena  $A_{ap} < A_d$ , maka  $A_m = A_{ap} = 0,06 \text{ m}^2$

Perhitungan *headloss*

$$h_{dc} = 166 \times \left( \frac{(0,35 \text{ kg/s})}{830,60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,06 \text{ m}^2} \right)^2$$

$$= 0,009 \text{ mm liq}$$

*Back up in downcomer*

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

$$= 40 + 2,13 + 57,94 + 0,009$$

$$= 100,07 \text{ mm}$$

$$= 0,10 \text{ m}$$

*Cek froth height* =  $1/2 (l_t + h_w)$

$$= 1/2 (0,5 \text{ m} + (40/1000 \text{ m}))$$

$$= 0,27 \text{ m}$$

Karena  $h_b < \text{froth height}$  maka tray spacing memenuhi syarat atau dapat digunakan

*Cek residence time,*

$$t_r = \frac{0,44 \text{ m}^2 \times 0,10 \text{ m} \times 830,60 \text{ kg/m}^3}{0,35 \text{ kg/s}}$$

$$= 105,87 \text{ s, } s > 3 \text{ s memenuhi}$$

*Persentase flooding* sesungguhnya dalam area

$$uv = \frac{Q_v}{A_n}$$

$$= \frac{0,20 \text{ m}^3/\text{s}}{3,97 \text{ m}^2/\text{s}} = 0,05 \text{ m/s}$$

Persen *flooding*

$$(uv/uf) \times 100\% = (0,0743/0,08) \times 100\% = 95\%$$

$$Flv = 0,07$$

### c. Desain Menara Destilasi

#### Menentukan tebal *shell* Menara Destilasi

Dari persamaan 13,1, hal 254, Brownell 1959)

$$ts = \frac{P \times r}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C$$

Dimana :

ts = tebal dinding Menara destilasi, in

P = tekanan, Psi

E = efisiensi sambungan

f = tekanan maksimum yang diizinkan, Ps

C = faktor korosi, in

r = Dc/2 = 1,33 m

= 52,17 in

Poperasi = 760 mmHg

= 14,696 Psi

Berdasarkan tabel item 4, Brownell & Young, Hal 342, dipilih stainless steel SA

167 grade 11, type 316, dengan spesifikasi berikut :

f = stress yang diizinkan = 18750 Psi

E = efisiensi sambungan = 80%

C = Faktor korosi = 0,125 in

Maka,

$$ts = \frac{14,70 \text{ Psi} \times 52,17 \text{ in}}{(18750 \text{ Psi} \times 0,8) - (0,6 \times 14,70 \text{ Psi})} + 0,125$$
$$= 0,18 \text{ in} = 2,61 \text{ cm}$$

standar tebal shell yang diambil adalah 3/16 (0,1875 in) (Tabel 5-7, Brownell 1959)

$$OD = ID + 2 \text{ ts}$$
$$= 104,33 \text{ in} + (2 \times 0,18 \text{ in})$$
$$= 104,68 \text{ in} = 2,66 \text{ m}$$

Dari tabel 5-7, hal 89 Brownell 1959, diambil OD standar 114 in, maka koreksi terhadap ID

$$OD \text{ standar} = 114 \text{ in} = 2,90 \text{ m}$$
$$ID \text{ standar} = OD \text{ standart} - 2 \text{ ts standar}$$
$$= 114 \text{ in} - (2 \times 0,18 \text{ in})$$
$$= 113,65 \text{ in} = 2,89 \text{ m}$$

### **Menghitung head dan bottom menara**

Bentuk head dan bottom yang dipilih adalah setengah bulat (torispherical)

$$Icr = 6 \frac{7}{8} = 6,88 \text{ in}$$

$$r = 108 \text{ in}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan :

$$th = \frac{0,885 \times P \times Dt}{(f \times E) - (0,1 \times P)} + C \quad (\text{head torispherical, Per, 13,12, hal, 258, Brownell, 1959})$$

$$th = \frac{0,885 \times 14,696 \text{ Psi} \times 108 \text{ in}}{(18750 \times 0,8) - (0,1 \times 14,696 \text{ Psi})} + 0,125$$
$$= 0,22 \text{ in}$$

$$= 0,006 \text{ cm}$$

Dipilih tebal standart = 1/4 (0,25 in), dari tabel 5,6, hal, 88, Brownell untuk tebal standar 1/4, diperoleh:

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2} \text{ dipilih } 2 \frac{1}{2} (2,5 \text{ in})$$

Maka :

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{104,33 \text{ in}}{2}$$

$$= 52,17 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 52,17 \text{ in} - 6,88 \text{ in}$$

$$= 26,8711 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 108 \text{ in} - 6,88 \text{ in}$$

$$= 101,13 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{(101,13)^2 - (45,29)^2}$$

$$= 90,42 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 108 \text{ in} - 90,42 \text{ in}$$

$$= 17,58 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas

$$OA = b + th + sf$$

$$= 17,58 \text{ in} + 0,22 \text{ in} + 2,5$$

$$= 20,30 \text{ in} = 1,69 \text{ ft} = 0,52 \text{ m}$$

### Perhitungan Tinggi Kolom

- Bagian bawah menara destilasi (bottom)

$$\begin{aligned} V_h \text{ (volume head)} &= 0,000049 \times ID^3 \\ &= 55,65 \text{ in}^3 = 0,0009 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Diketahui :

$$L = 19,54 \text{ kmol/jam}$$

$$BM_{avg} L = 63,81 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_L = 830,60 \text{ kg/m}^3$$

Debit hasil bottom

$$\begin{aligned} Q &= \frac{L \times BM_{avg} L}{\rho_L} \\ &= \frac{19,54 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 63,81 \text{ kg/kmol}}{830,60 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,50 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,25 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Diperlukan waktu tinggal tertentu untuk liquid yang meninggalkan *bottom* menara, diambil  $\Theta = 10$  menit (Ulrich, 1984)

Volume cairan di bawah plate terakhir =

$$= 0,25 \text{ m}^3/\text{menit} \times 10 \text{ menit} = 0,25 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan di shell, } h = \frac{V_{cairan} - V_{head}}{A_c}$$

$$= \frac{0,25 \text{ m}^3 - 0,0009 \text{ m}^3}{4,41 \text{ m}^2} = 0,07 \text{ m}$$

$$H_{bottom} = l_t + h + b + t_h$$

$$= 0,5 \text{ m} + 0,06 \text{ m} + (17,58 \times 0,0254) + (0,22 \times 0,0254) = 1,008 \text{ m}$$

- Ruang paling atas destilasi (diatas plate teratas)

$$\begin{aligned}
 H' &= b + th \\
 &= 17,58 \text{ in} + 0,22 \text{ in} \\
 &= 17,80 \text{ in} = 0,45 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$H_w = 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m}$$

Diambil  $H = 1 \text{ m}$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{top}} &= H' + H_w + H \\
 &= 0,45 \text{ m} + 0,04 \text{ m} + 1 \text{ m} \\
 &= 1,49 \text{ m}
 \end{aligned}$$

---

#### Spesifikasi Alat

---

Maka tinggi Menara destilasi dapat dihitung sebagai berikut :

Jumlah plate	= 24
Jumlah ruang kosong diatas plate teratas	= 24 - 1
	= 23
Plate spacing	= 0,5 m
Tebal plate	= 3 mm
	= 0,003 m
Tinggi ruang kosong diplate teratas	= 1,49 m
Tinggi ruang kosong diplate terbawah	= 1 m
Tinggi menara	= 14,07 m = 14 m

---

#### Spesifikasi plate

---

Diameter plate	= 2,65 m
Diameter hole	= 5 mm
Turndown rasio	= 0,85 %
Material plate	= <i>Stainless steel</i>
Material downcomer	= <i>Stainless steel</i>
Plate spacing	= 0,5 m
Tebal plate	= 3 mm
Tinggi weir	= 40 mm

Panjang weir	= 1,93 m
Plate pressure drop	= 57,93 mm liq

---

### 7. Kondensor Menara Destilasi (CD-101)

Fungsi : Mengkondensasi uap yang keluar dari puncak menara destilasi (MD-101)

Type : shell and tube (CD-101)

Jumlah : 1 buah

Fluida panas (destilat)

T1 = 110

T2 = 100

Fluida dingin (air)

t1 = 30

t2 = 50

Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui:

Beban panas kondensor (Q) = 364516,23 kJ/jam  
= 345513,01 btu/jam

Laju alir massa fluida panas (W) = 920,12 kg/jam  
= 2028,87 lb/jam

Laju alir massa fluida dingin (w) = 3227,49 kg/jam  
= 7116,62 lb/jam

#### a. Perbedaan suhu logaritma rata-rata

Fluida Panas (T)	Suhu (F)	Fluida dingin (t)	Selisih Suhu ( $\Delta t$ )
110	Suhu tinggi	50	60

100	Suhu rendah	30	70
5	Selisih	20	130

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \left( \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)} \\ &= \frac{70 - 60}{\ln \left( \frac{70}{60} \right)} \\ &= 64,87 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= \frac{50 + 30}{2} \\ &= 40 \end{aligned}$$

$$T_c = \frac{110 + 100}{2} = 105$$

**b. Menentukan luas transfer panas**

Tabel 8 Kern hal. 840 fluida panas (*heavy organic*) dan fluida dingin cair (air) diperoleh:

$$U_d = 5 - 75 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Trial } U_d = 20 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan perpindahan panas (A)} &= \frac{Q}{U_d \times \Delta \text{LMTD}} \\ &= \frac{345513,01 \text{ btu/jam}}{20 \times 64,8715} \\ &= 266,31 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**c. Tabel 10 Kern 1965, Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi:**

$$\text{OD} = 1 \text{ in} = 0,08 \text{ ft} = 0,03 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 8 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,67 \text{ in} = 0,06 \text{ ft} = 0,02 \text{ m}$$



$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan luar (a't)} &= 0,26 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ \text{Flow area tube (at')} &= 0,36 \text{ in}^2 \\ \text{Pitch tringular (PT)} &= 1,25 \text{ in} = 0,10 \text{ ft} = 0,03 \text{ m} \\ \text{Panjang (L)} &= 12 \text{ ft} \\ &= 3,66 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{a't \times L} \\ &= \frac{266,31 \text{ ft}^2}{0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft}} \\ &= 84,76 \text{ buah} \end{aligned}$$

Tabel 9 Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati  $Nt = 82$ ;  $OD = 1 \text{ in}$ ;  $PT = 0,104$

Maka diperoleh

$$\begin{aligned} Nt &= 82 \\ \text{ID shell} &= 1 \text{ in} \\ \text{Passed (n)} &= 8 \text{ pass} \\ \text{Nilai A Terkoreksi} &= L \times Nt \times a't \\ &= 12 \text{ ft} \times 82 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 257,61 \text{ ft}^2 \\ &= 23,93 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ud Terkoreksi} &= \frac{Q}{A \times \Delta LMTD} \\ &= \frac{345513,01 \text{ Btu/jam}}{257,61 \text{ ft}^2 \cdot \text{F} \times 64,87 \text{ F}} \\ &= 20,67 \text{ Btu/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

(UD koreksi mendekati nilai UD yang digunakan sebesar  $36,14 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$ , maka trial UD dinyatakan memenuhi)

#### d. Tube side (Fluida Dingin) : Air

$$\begin{aligned}\text{Luas aliran (at)} &= \frac{Nt \times at'}{144 \times n} \\ &= \frac{82 \times 0,355 \text{ in}}{144 \times 2} = 0.10 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan massa (Gt)} &= \frac{W}{at} \\ &= \frac{7116,62 \text{ lb/jam}}{0.10 \text{ ft}^2} = 70408,34 \text{ lb/jam.ft}\end{aligned}$$

$$\text{Bilangan reynold (Ret)} = \frac{D \times Gt}{\mu}$$

$$\text{Dimana, } D = ID = 0,055 \text{ ft}$$

$$\text{Pada } T_c = \text{didapat sifat fisik air}$$

$$\mu = 0,486 \text{ cP} = 1,1757 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k, \text{ konduktifitas panas} = 0,056 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C_p = 1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

Sehingga,

$$\text{Ret} = \frac{0,0558 \text{ ft} \times 123.062,21 \text{ lb/jam.ft}^2}{0.1060 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}} = 3343,72$$

Koefisien perpindahan panas bagian dalam ( $h_i$ )

$$h_i = jH \times \left(\frac{k}{D}\right) \left(\frac{cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Berdasarkan fig. 24 Kern 1965 hal 834, untuk  $Ret = 3343,72$  diperoleh nilai

$JH = 60$ , sehingga:

$$\begin{aligned}h_i &= 60 \times \frac{0,056 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}}{0,0558 \text{ ft}} \times \left(\frac{1 \times 1,1758 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}}{0,056 \text{ ft}}\right)^{1/3} \times (1)^{0,14} \\ &= 63,5148 \text{ Btu/jam.ft}^2\end{aligned}$$

$$h_{io} = \left(\frac{ID}{OD}\right) \times h_i$$

$$= \left( \frac{0,0558 \text{ ft}}{0,0833 \text{ ft}} \right) \times 63,5148 \text{ Btu/jam.ft}^2 = 42,5549 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

**e. Shell side (Fluida Panas) : Asetol**

$$\text{Luas aliran} = \frac{\text{ID.C'.B}}{144.\text{PT}}$$

$$\text{Dimana, C} = \text{PT} - \text{OD}$$

$$= 1,25 - 1$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$$= 0,02083 \text{ ft}$$

$$\text{B (Baffle Maksimum)} = \text{ID shell}$$

$$= 15,25 \text{ in}$$

$$= 1,2708 \text{ ft}$$

$$\text{As} = \frac{1,2708 \text{ ft} \times 0,02083 \text{ ft} \times 1,2708 \text{ ft}}{144 \times 1} = 0,00023 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Massa (Gs)} &= \frac{W}{\text{as}} \\ &= \frac{2028,87 \text{ lb/jam}}{0,00023 \text{ ft}^2} = 6786444,31 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Bilangan Reynold (Res)} = \frac{D \times Gs}{\pi}$$

Berdasarkan Fig. 28 kern 1965 hal. 838 diperoleh

$$\text{De} = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

Sifat fisis Acetol

$$\mu = 0,39 \text{ cP} = 0,9434 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Res} &= \frac{D \times Gs}{\mu} \\ &= \frac{0,0608 \text{ ft} \times 6786444,31 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,9434 \text{ lb/jam.ft}} = 437590,18 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas bagian luar (ho)

$$\text{Asumsi } h_o = 4000 \text{ btu/jam.ft}^2\text{.F}$$

**f. Koefisien perpindahan panas keseluruhan (Uc)**

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

$$= \frac{42,5549 \text{ Btu/jam.ft}^2 \times 4000 \text{ btu/jam.ft}^2\text{.F}}{4000 \text{ btu/jam.ft}^2\text{.F} + 42,5549 \text{ Btu/jam.ft}^2} = 42,1069$$

**g. Dirt Factor (Rd)**

$$R_d = \frac{U_c \times U_d}{U_c + U_d}$$

$$= \frac{42,1069 \times 36,14}{42,1069 + 36,14} = 0,025$$

Rd desain > Rd minimum = 0,0039 maka, perancangan alat condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

**h. Pressure drop**

1) Tube side

Berdasarkan fig. 26 Kern, 1965 hal 836, untuk  $Re_t = 3343,72$  didapat, faktor friksi ( $f$ ) =  $0,00016 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

$$L \text{ (panjang tube)} = 12 \text{ ft}$$

$$D \text{ (diameter dalam tube)} = 0,0558 \text{ ft}$$

$$s \text{ (specific gravity)} = 0,92 \text{ (pada } 30 \text{ C, } 1 \text{ atm)}$$

$$n \text{ (jumlah passes)} = 8$$

$$\Delta p_t = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s}$$

$$= \left[ \frac{0,00016 \times 123.062,21^2 \times 12 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0558 \times 0,920} \right] = 0,028 \text{ Psi}$$

$\Delta P_t$  hitung <  $\Delta P_t$  maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

2) Shell side

Berdasarkan fig. 29 Kern hal. 839, Res = 437590,18 faktor friksi (f) = 0,0029

$$(N+1) = 3$$

$$D_s \text{ (diameter dalam shell)} = 0,666667 \text{ ft}$$

$$D_e \text{ (diameter ekivalen shell)} = 0,045833 \text{ ft}$$

$$s \text{ (specific gravity)} = 0,48$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{1}{2} \left[ \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s} \right] \\ &= \frac{1}{2} \left[ \frac{0,0029 \times 9.124.812,136^2 \times 0,666667 \times 3}{5,22 \times 10^{10} \times 0,045833 \times 0,48} \right] = 1,332 \text{ psi} \end{aligned}$$

$\Delta P_t \text{ hitung} < \Delta P_t \text{ maksimum} = 2 \text{ Psi}$  (aliran uap), maka desain Condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

---

**Kondensor Destilasi**

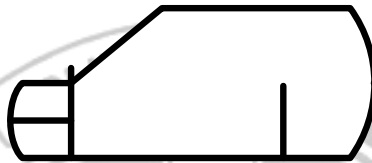
---

Spesifikasi	Keterangan
Kode	CD-101
Fungsi	Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak Destilasi
Suhu Masuk	Destilat : 110°C Air : 28°C
Suhu Keluar	Destilat : 145°C Air : 50°C
Jenis	Shell and tube horizontal
Shell	ID = 17,25 in Baffle = 17,25 in Passes = 8 pass $\Delta P = 0,28 \text{ psi}$
Tube	OD = 1 in Jumlah = 82 Panjang = 12 ft

	BWG	= 8 in
	Pitch	= 1,25 in
	Passes	= 8 pass
	$\Delta P$	= 1,09 Psi
Jumlah		1 unit

---

## 8. Reboiler



Fungsi : Sebagai pemanas lanjut pada kolom bawah destilasi

Tipe : *Kettle Reboiler*

Temperatur : 150°C = 302 F

1. Berdasarkan Neraca Panas dan Neraca Massa

Beban panas reboiler (Qreb)

$$\begin{aligned} Q_{reb} &= 345884,13 \text{ kJ/jam} \times 0,9478 \text{ Btu/kJ} \\ &= 327828,98 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan steam yang digunakan (Ws)

$$\begin{aligned} W_s &= 157,08 \text{ kg/jam} \times 2,205 \text{ lb/jam} \\ &= 346,56 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Jumlah campuran/bahan yang dipanaskan (Wlar)

$$\begin{aligned} W_{lar} &= 920,12 \text{ kg/jam} \times 2,205 \text{ lb/jam} \\ &= 2028,87 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

2. Selisih temperature rata-rata ( $\Delta t$ )

$$\Delta t_h = T_1 - t_2$$

$$= 150 - 140$$

$$= 10^{\circ}\text{C} = 50^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_c = T_2 - t_1$$

$$= 150 - 145$$

$$= 5^{\circ}\text{C} = 41^{\circ}\text{F}$$

Maka :

$$\Delta t = \text{LMTD}$$

$$= \frac{\Delta t_h \times \Delta t_c}{\ln \left( \frac{\Delta t_h}{\Delta t_c} \right)}$$

$$= \frac{10 \times 5}{\ln \left( \frac{10}{5} \right)} = 7,21^{\circ}\text{C} = 44,98^{\circ}\text{F}$$

### 3. Pemilihan ukuran reboiler ( *Heat Exchanger* )

Direncanakan reboiler dengan ukuran 1 in OD, 16 BWG 1¼ in *triangular pitch* dengan panjang pipa 12 ft.

Dari Table 10 Kern, diperoleh :

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,870 \text{ in} = 0,0725 \text{ ft}$$

$$\text{Pt} = 1\frac{1}{4} \text{ in} = 1,25 \text{ in}$$

$$a't = 0,594 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,2618 \text{ ft}^2 / \text{ft}$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

Luas perpindahan panas, digunakan  $UD = 75 - 150 \text{ Btu}/\text{ft}^2\text{oF}$

Dicoba,  $UD = 75 \text{ Btu}/\text{ft}^2 \text{ oF}$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta \text{LMTD}}$$

$$= \frac{327828,98 \text{ Btu/jam}}{75 \times 44,98 \text{ }^{\circ}\text{F}}$$

$$= 242,92$$

Jumlah tube yang digunakan (Nt)

$$Nt = \frac{A}{a't \times L}$$

$$= \frac{242,92}{0,2618 \times 12}$$

$$= 77,32 \text{ buah}$$

Dari Table 9 Kern. Diperoleh:

$$Nt = 76 \text{ buah}$$

$$ID_{\text{shell}} = 15,25 \text{ in}$$

$$n = 2 \text{ pass}$$

Sehingga luas penampang perpindahan panas baru (AO)

$$AO = Nt \times a'' \times L$$

$$= 76 \times 0,2618 \times 12 = 242,92 \text{ ft}^2$$

Koefisien perpindahan panas terkoreksi (UD)

$$UD = \frac{Q}{A \times \Delta LMTD}$$

$$= \frac{327828,98 \text{ Btu/jam}}{242,92 \text{ ft}^2 \times 44,98 \text{ }^{\circ}\text{F}} = 30 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Karena UD hit  $\geq$  UD taksir, maka trial dianggap benar.

---

### Spesifikasi Reboiler Destilasi

---

Fungsi	= Sebagai pemanas lanjutan pada kolom bawah destilasi
Kode	= RB
Tipe	= Kettle Reboiler
Suhu steam	= 150°C



Diameter luar tube = 1 in  
 Diameter dalam shell = 15,25 in  
 Panjang Pipa = 12 ft  
 Jumlah tube = 68 buah  
 Luas perpindahan panas = 206,5630 Btu/ft<sup>2</sup>°F

---

### 9. Tangki Penyimpanan Sisa Gliserol (TP-103)

Kode : TP- 04  
 Fungsi : Menampung sisa gliserol dan katalis H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>  
 Tipe/Jenis : *Silinder vertical* dengan tutup dan alas berbentuk *torispherical*  
 Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*  
 Jumlah : 1 unit

Kondisi Operas

Suhu T : 30°C  
 Tekanan P : 1 atm = 101,325 kPa

Laju alir massa : 2.197,7624 kg/jam

Waktu tinggal : 7 hari = 168 jam

Faktor Keamanan : 20% (Tabel 3-1.Peter,2003:82)

Perhitungan:

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (xf)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	xf.ρ
----------	----------------	-------------	------------------------	------

<i>Glycerol</i>	85,55	0,65	1260	823,32
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	45,37	0,35	1826	632,83
Total	130,93	1,00	3086	1.456,6

$$\text{Densitas larutan} = \sum x f \cdot \rho = 1.456,16 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volume} = \frac{130,93 \text{ kg/jam}}{1.456,16 \text{ kg/m}^3} = 0,09 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### Menentukan Ukuran Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_l = \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 0,09 \text{ m}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam}$$

$$= 15,11 \text{ m}^3$$

$$= 533,43 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times V_l$$

$$= 1,2 \times 15,11 \text{ m}^3$$

$$= 18,13 \text{ m}^3$$

$$= 640,12 \text{ ft}^3$$

$$\text{H/D Shell} = 1,5$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$= 0,000049 \text{ (Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959)}$$

$$\text{Volume Tangki, } V_t = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$18,13 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$18,13 \text{ m}^3 = 0,79 D^3$$

$$D^3 = \frac{18,13 \text{ m}^3}{0,79}$$

$$D^3 = 23,09 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 D^3 &= \sqrt[3]{23,09 \text{ m}^3} \\
 D &= 2,85 \text{ m} = 112,11 \text{ in} \\
 r &= \frac{D}{2} \\
 &= 2,85 \text{ m} \\
 &= 1,42 \text{ m} = 56,05 \text{ in} \\
 H_{shell} &= D \times H/D_{shell} \\
 &= 2,85 \text{ m} \times 1,5 \\
 &= 4,27 \text{ m} = 168,16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head, } V_h &= V_s \times D^3 \\
 &= 0,000049 \times 168,16 \text{ in} \\
 &= 69,04 \text{ ft}^3 \\
 &= 1,95 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume cairan dalam shell} &= V_I - V_h \\
 &= 15,11 \text{ m}^3 - 1,95 \text{ m}^3 \\
 &= 13,15 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi cairan dalam tangki (Ht)} &= \frac{4 \times V_{\text{cairan dalam shell}}}{\pi \times D} \\
 &= \frac{4 \times 13,15 \text{ m}^3}{3,14 \times 2,85 \text{ m}} \\
 &= 2,07 \text{ m} = 6,78 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Teknan Desain

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} = \rho \times g \times h$$

$$= 1.456,16 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 2,07 \text{ m}$$

$$= 29.504,47 \text{ Pa}$$

$$= 29,50 \text{ kPa}$$

Tekanan Operasi = 101,325 kPa + Tekanan Hidrostatik

$$= 101,325 \text{ kPa} + 29,50 \text{ kPa}$$

$$= 130,83 \text{ kPa}$$

Tekanan desain (Pd) = 1,2 × Tekanan Operasi

$$= 1,2 \times 130,82 \text{ kPa}$$

$$= 157,00 \text{ kPa}$$

$$= 22,77 \text{ psi}$$

**Tebal dinding Shell**

Allowable working stress,  $f = 12.650 \text{ psi}$  (Tabel 13.1 Brownell, 1959)

Efisiensi,  $E = 80\%$  (Tabel 13.2 Brownell, 1959)

Faktor korosi,  $C = 0,125 \text{ in}$  (Tabel 6 Peter, Hal. 542)

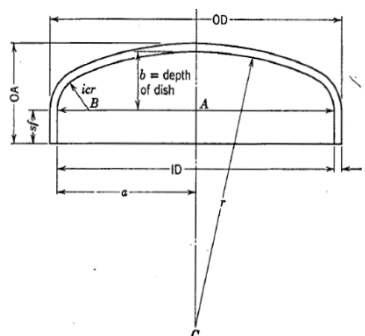
Tebal dinding shell (ts) =  $\frac{144,5119 \times r}{f \times E - 0,6 \times Pd} + C$  (Pers. 14.34 Brownell & Young, 1959)

$$= \frac{22,77 \text{ psi} \times 56,05 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 22,77} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

Berdasarkan nilai dinding shell standar yang digunakan yaitu  $1/4 = 0,25 \text{ in}$

**Perancangan Titip Tangki**



Menentukan OD optimum:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + (2 \times ts) \\ &= 112,11 \text{ in} + (2 \times 0,25) = 112,61 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai OD Optimum yang diperoleh maka dapat dilihat pada Tabel 5.7 Brownell & Young, 1959: 90 di dapkan OD = 114.

Sehingga,


$$\begin{aligned} \text{icr} &= 6 \frac{7}{8} \\ &= 6,88 \\ r &= 108 \\ W &= \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{r1}} \right) \\ &= 1,74 \\ \text{Th} &= \frac{\text{prcW}}{2fE - 0,2 p} + e \quad (\text{Pers 7.77 Hal 138 (Brownell \& Young)}) \\ &= \frac{22,77 \text{ psi} \times 108 \times 1,74 \text{ in}}{(2 \times 12,650 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 22,77)} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,34 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai th standar 3/8 in (0,38 in) dan sf tandar 1,5 - 3 in dipilih 2,40 in (Tabel 5.6 hal.88 Brownel and young )

$$\begin{aligned} a &= \frac{D}{2} \\ &= \frac{112,11 \text{ in}}{2} \\ &= 56,05 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{AB} = a - \text{icr}$$

$$= 56,05 \text{ in} - 6,88$$

$$= 49,18 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 108 - 6,88$$

$$= 101,13$$

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

$$= \sqrt{(101,13)^2 - (49,18 \text{ in})^2}$$

$$= 88,36 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 108 - 88,36 \text{ in}$$

$$= 19,64 \text{ in}$$

$$OA = th + sf + b$$

$$= 0,38 \text{ in} + 2,40 + 19,64 \text{ in}$$

$$= 22,42 \text{ in} = 0,57 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{tinggi shell} + (2 \times OA)$$

$$= 4,27 \text{ m} + (2 \times 0,57) \text{ m} = 5,41 \text{ m}$$

---

### Resume

---

Nama Alat	=	Tangki penampungan sisa gliserol dari reaktor 02
Kode Alat	=	T-03
Fungsi	=	Tempat penyimpanan produk gas H <sub>2</sub>
Tipe	=	<i>Spherical Tank</i>
Bahan	=	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	=	1 unit
Kondisi Operasi	=	Tekanan 1 atm; suhu 30°C
Kapasitas	=	18,13 m <sup>3</sup>

Diameter	=	2,85 m
Tebal shell	=	0,25 in = 0,006 m
Tebal head	=	0,34 = 0,008 m
Tinggi	=	5,3892 m

---

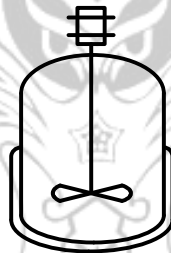
## 10. Reaktor Hidrogenasi

Fungsi : Sebagai tempat terbentuknya produk *propylene glycol* dengan mereaksikan *acetol* dan gas  $H_2$

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *dishead heads*, dilengkapi dengan pengaduk dan jaket mantel pemanas.

Kode : R-202



### Kondisi operasi:

Suhu operasi : 220°C

Tekanan operasi : 1 atm

Konversi reaksi : 90,96%

Waktu operasi : 2 jam

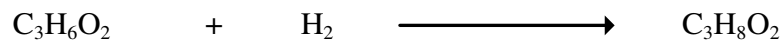
### Perhitungan :

Komponen	Massa	$X_i$	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho$ Campuran
----------	-------	-------	-----------------------------	-----------------

---

Asetol	8,73	0,34	1.260	1.197
Propilen Glikol	0	0	830	0
Air	8,65	0,34	1.059	0,02
Hidrogen	8,29	0,32	72	0,02
<b>Total</b>	<b>25,68</b>	<b>1</b>		<b>1.197</b>

**Reaksi:**



Volume cairan ( $V_L$ ) = Kecepatan volume  $\times$  waktu tinggal

Waktu tinggal = 1 jam

Densitas ( $\rho_{\text{camp}}$ ) = 1197,045 kg/m<sup>3</sup>

= 74,7546 lb/ft<sup>3</sup>

Laju alir volumetrik =  $\frac{m}{\rho}$

=  $\frac{818,94 \text{ kg/jam}}{1197,04 \text{ kg/m}^3}$

= 0,68 m<sup>3</sup>/jam

Volume cairan ( $V_L$ ) = Laju alir volumetrik  $\times$  waktu tinggal

= 0,68 m<sup>3</sup>/jam  $\times$  1,5 jam

= 1,03 m<sup>3</sup> = 36,24 ft<sup>3</sup>

Menurut Peter dan Timmerhaus (1991) halaman 37 tabel 6, *overdesing* yang direkomendasikan adalah 20% sehingga volume tangki 120% dari volume cairan.

Volume tangki ( $V_t$ ) = 1,2  $\times$  Volume cairan

= 1,2  $\times$  1,03 m<sup>3</sup>



$$= 1,23 \text{ m}^3$$

$$= 43,49 \text{ ft}^3$$

### Menentukan dimensi reaktor

Tangki dirancang dengan menggunakan perbandingan diameter dan tinggi yakni

$$3:1 = (3H:D)$$

$$H/D = 3$$

$$H = 3D$$

$$V_t = A \times H$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 3D$$

$$= \frac{\pi}{4} \times 3D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_t}{\pi \times 3}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4 \times 01,23 \text{ m}^3}{3,14 \times 3}}$$

$$= 0,80 \text{ m}$$

$$= 2,64 \text{ ft}$$

$$= 31,72 \text{ in}$$

$$H = 3D$$

$$= 3 \times 0,80 \text{ m}$$

$$= 2,42 \text{ m}$$

$$= 7,93 \text{ ft}$$

$$= 95,15 \text{ in}$$

**Tinggi cairan dalam tangki 80% dari tinggi total tangki**

$$\begin{aligned}
 H_c &= 80\% \times \text{tinggi} \\
 &= 80\% \times 2,42 \text{ m} \\
 &= 1,93 \text{ m} \\
 &= 6,34 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Tekanan dalam tangki

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{Hidrostatik}} &= \rho \times g \times H_c \\
 &= 1197,045 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 1,93 \text{ m} \\
 &= 22.682,29 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 22.682,29 \text{ Pa} = 3,29 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{Hidrostatik}} \\
 &= 14,7 \text{ psi} + 3,29 \text{ psi} \\
 &= 17,99 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain Aktual}} &= (100\% + \text{Faktor keamanan}) \times P_{\text{desain}} \\
 &= (100\% + 20\%) \times 17,99 \text{ Psi} \\
 &= 21,59 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

### Tebal shell (Dinding tangki)

Spesifikasi bahan yang digunakan:

$$\text{Jenis bahan} = \text{Carbon Steel SA-299}$$

$$\text{Tekanan maksimum} = 13.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownel \& Young, 1959 Tabel 1.1})$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhause, 1991})$$

$$\text{Efisiensi pengelasan} = 80\% \quad (\text{Brownell \& Young 1959 Tabel 1.1})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jari-jari (ri)} &= \frac{D}{2} \\
 &= \frac{0,80 \text{ m}}{2} \\
 &= 0,40 \text{ m} \\
 &= 15,86 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal Shell (Ts)} &= \frac{P \times ri}{f \times E - 0,6P} + 0,125 \\
 &= \frac{12,59 \text{ psi} \times 13,8926 \text{ in}}{13.750 \times 0,8 - 0,6 \times 21,0934 \text{ psi}} + 0,125 \\
 &= 0,14 \text{ in} \\
 &= 0,004 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai ts yang diperoleh sebesar 0,152 in maka, diambil Ts standar  $\frac{3}{16} = 0,1875 \text{ in}$  (Brownel & Young, 195 Tabel 5.1 Hal 90)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 28 \text{ in} \\
 &= 0,71 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai OD yang diperoleh sebesar 28,0886 in maka, diperoleh OD standar 28 dari table 5.7 Brownell & Young Hal 90.

$$\begin{aligned}
 \text{ID standar} &= \text{OD standar} - 2 \text{ ts} \\
 &= 28 - (2 \times 0,14 \text{ in}) \\
 &= 27,99 \text{ in} \\
 &= 0,71 \text{ m} \\
 &= 2,33 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ts  $\frac{3}{16} \text{ in}$  dan OD 40 maka diperoleh

$$\begin{aligned}
 \text{Icr} &= 1,75 \text{ in} \\
 r &= 26 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$r/icr = \frac{1,75 \text{ in}}{26 \text{ in}} = 14,86 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar 3/16 maka dipilih straight (sf) 1 ½ - 2 in. (Tabel 5.8, Brownell and Young, 1959 : 93)

### Menghitung Dimensi Head (Tutup atas tangki)

Bentuk *Head* = *Torispherical head*

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{3} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{3} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{26}{1,75}} \right) \\ &= 1,71 \text{ in} = 0,04 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal Head (th)} &= \frac{P \cdot r \cdot W}{(2 \cdot f \cdot E - 0,2P)} + 0,125 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959 Pers 7.77}) \\ &= \frac{12,59 \text{ psi} \times 28 \text{ in} \times 1,7136 \text{ in}}{(2 \times 13.750 \times 0,8) - (0,6 \times 12,59) \text{ psi}} + 0,125 \\ &= 0,125 \text{ in} \\ &= 0,01 \text{ ft} \\ &= 0,003 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tebal head (th) yang didapatkan maka diperoleh tebal *head* standar pada table 5.6 Brownell & Young, 1959 .

Th standar = 3/16 in = 0,152 in, maka diambil

Sf (straight flange) = 2 in = 0,0508 in

### Ukuran Head



$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= H + (2.OA) \\
 &= 95,15 \text{ in} + (2 \times 7,9189 \text{ in}) \\
 &= 110,90 \text{ in} = 2,82 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Menghitung volume head**

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\
 &= \frac{1}{4} 3,14 \times (27,99 \text{ in})^2 \times 95,15 \text{ in} \\
 &= 58.531,69 \text{ in}^3 = 0,96 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head} &= 0,000049 D^3 \\
 &= 0,000049 \times (27,99 \text{ in})^3 \\
 &= 1,56 \text{ in}^3 = 0,02 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{sf} &= \frac{\pi}{4} D^2 s f \\
 &= \frac{3,14}{4} (27,79 \text{ in})^2 \times 2 \text{ in} \\
 &= 11.197,50 \text{ in}^3 = 0,02 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Total Head} &= V_{head} + V_{sf} \\
 &= (1,56 + 11.197,50) \text{ in}^3 \\
 &= 1.199,06 \text{ in}^3 = 19,65 \text{ L}
 \end{aligned}$$

**Bottom reaktor**

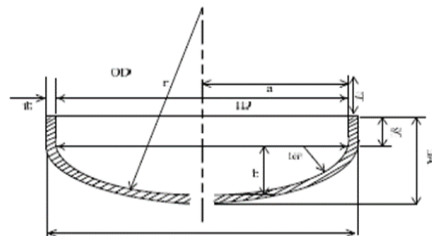


Fig. 5.8 Brownell hal: 87

Berdasarkan beberapa pertimbangan diatas dan berdasarkan Tekanan operasi prancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk Torispherical flanged & Dished Bottom karena jenis head dan bottom pada reaktor sama maka dimensi dari bottom akan sama dengan head reaktor.

$$\text{Tebal bottom (tb)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total bottom} = 7,87 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi sf} &= 2 \text{ in} \\ &= 0,0508 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= 5,69 \text{ in} \\ &= 0,14 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total bottom} &= 1,199,06 \text{ m}^3 \\ &= 19,65 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell} &= \text{Volume tangki} - \text{Volume total bottom} \\ &= 0,8278 \text{ m}^3 - 0,0193 \text{ m}^3 \\ &= 0,8082 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan cairan (At)} &= \frac{\pi}{4} D^2 \\ &= \frac{3,14}{4} (0,7057 \text{ m})^2 \\ &= 0,3910 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam shell} &= \text{Volume cairan} - V_{ht} \\ &= 2,38 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga tinggi cairan total dalam reaktor

$$\begin{aligned} h \text{ total} &= h_{shell} + h_{bottom} + sf_{bottom} \\ &= 2,38 \text{ m} + 0,14 \text{ m} + 0,05 \text{ m} = 2,57 \text{ m} \end{aligned}$$

## Desain pengaduk

Jenis : *six flat blades turbin with 4 baffle* ((Brown,1978 hal:507). Jenis pengaduk dipilih berdasarkan range viskositas yang sesuai dengan viskositas bahan dalam reaktor.

## Perhitungan dimensi pengaduk

Kondisi operasi = 220°C

Berdasarkan tabel 3.4-1, Geankoplis diperoleh sistem standar operasi pengaduk sebagai berikut:

- $\frac{Da}{Dt} = 0,3$
- $\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$
- $\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$
- $\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$
- $\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$

Keterangan,

Dt = Diameter reaktor

Da = Diameter pengaduk

J = Lebar baffle

E = Jarak pengaduk dari dasar reaktor

W = Lebar pengaduk

L = Panjang pengaduk

Zr = Tinggi reaktor

H = Tinggi cairan dalam reaktor



Dari hasil perhitungan, untuk reaktor diperoleh:

Spesifikasi pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

Jumlah blade = 6 buah

Jumlah Baffle = 4 buah

Diameter impeller, ( $D_a$ ) =  $0,5 D_t$   
=  $0,5 (0,7057 \text{ m})$   
=  $0,3529 \text{ m}$  =  $1,1577 \text{ ft}$  =  $13,8926 \text{ in}$

Panjang blade ( $L$ ) =  $\frac{1}{4} D_a$   
=  $\frac{1}{4} (0,3529 \text{ m})$   
=  $0,0882 \text{ m}$  =  $0,2894 \text{ ft}$  =  $3,4732 \text{ in}$

Lebar blade ( $W$ ) =  $\frac{1}{5} D_a$   
=  $\frac{1}{5} (0,3529 \text{ m})$   
=  $0,0706 \text{ m}$  =  $0,2315 \text{ ft}$  =  $2,7785 \text{ in}$

Tinggi impeller dari dasar ( $c$ ) =  $\frac{1}{3} D_t$   
=  $\frac{1}{3} (0,7057 \text{ m})$   
=  $0,2352 \text{ m}$  =  $0,7718 \text{ ft}$  =  $9,2617 \text{ in}$

Lebar baffle ( $J$ ) =  $\frac{1}{12} D_t$   
=  $\frac{1}{12} (0,7057 \text{ m})$   
=  $0,0588 \text{ m}$  =  $0,1930 \text{ ft}$  =  $2,3154 \text{ in}$

### **Menentukan jumlah pengaduk (n)**

Berdasarkan MV Joshi (1977), halaman 415 kecepatan putaran untuk pengaduk dengan viskositas tinggi berkisar antara 200-250 m/menit. Dipilih kecepatan putar pengaduk ( $V$ ) = 250 m/menit

WELH ( Water Equivalen LLIquid High) = ZI. Sg

$$\begin{aligned} \text{sg} &= \frac{1197,045 \text{ kg/m}^3}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{1197,045 \text{ kg/m}^3}{1826 \text{ kg/m}^3} = 1,4944 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= 1,6938 \text{ m} \times 1,4944 \\ &= 2,5313 \text{ m} = 8,3047 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\Sigma \text{impeler} = \frac{\text{WELH}}{D}$$

$$\Sigma \text{impeler} = \frac{2,5313 \text{ m}}{2,3327 \text{ m}} = 3,56$$

Digunakan 4 buah impeller

**Perhitungan kecepatan pengaduk (N)**

$$\frac{\text{WELH}}{2 \times D}$$

$$= \left( \frac{\pi \cdot D \cdot N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2D}}$$

$$N = \frac{600}{3,14 \times 1,1577} \sqrt{\frac{8,3601}{2 \times 1,1577}}$$

$$= 312,5816 \text{ rpm} = 5,2096 \text{ rps}$$

**Menghitung Power Pengaduk (Bilangan Reynold)**

$$\text{NRe} = \frac{\rho \times N \times D^2}{\mu}$$

$\rho$  = Densitas campuran

$\mu$  = Viskositas larutan

$D_i$  = Diameter pengaduk

$N$  = Kecepatan pengaduk

$$\text{Nre} = \frac{74,7546 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 5,2097 \text{ rps} \times (1,1577 \text{ ft})^2}{0,0057 \text{ lb/ft.s}} = 91783,22734$$

Berdasarkan Nilai Nre yang diperoleh maka dengan menggunakan fig 3.4-4 geonkopolis hal: 145 dengan jenis propeller diperoleh  $N_p = 2,80$

$$P_a = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

Dimana,

$N_p$  = Power Number

$\rho$  = Densitas campuran

$D_i$  = Diameter pengaduk

$N_i$  = Kecepatan putar pengaduk

$$\begin{aligned} P_a &= 2,8 \times 1197,045 \text{ kg/m}^3 \times (5,2097)^3 \times (1,1577)^5 \\ &= 985641,1919 \text{ Watt} = 985,6412 \text{ kW} \\ &= 1913,1150 \text{ lb/ft.s} = 3,478 \text{ HP} \end{aligned}$$

### Desain Jacket Pemanas

$$Q \text{ steam} = 89.145,700 \text{ kj/jam} = 84.400,06 \text{ btu/jam}$$

$$\text{Massa Steam} = 83,01 \text{ kg/jam} = 183,05 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Steam} = 0,44 \text{ kg/m}^3 = 0,03 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju volume steam (G)} &= \frac{\text{Massa Steam}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{183,05 \text{ kg/jam}}{0,444 \text{ kg/m}^3} = 186,97 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Tinggi jaket ( $H_j$ )

5% lebih tinggi dari tinggi cairan dalam tangki

$$H_j = (100\% + 5\%) \times 2,57 \text{ m} = 2,70 \text{ m}$$

$$\text{Diameter jaket} = \text{OD shell} + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$= 0,7110 \text{ m} + (2 \times 0,127 \text{ m})$$

$$= 0,96 \text{ m} = 37,99 \text{ in}$$

Luas yang dilalui steam (A)

$$A = (\pi \times D_j \times H_j) + \left(\frac{\pi}{4} \times D_j^2\right)$$
$$= (3,14 \text{ m/s}^2 \times 0,96 \text{ m} \times 2,70 \text{ m}) + \left(\frac{3,14}{4} \times 0,96 \text{ m}^2\right) = 8,92 \text{ m}^2$$

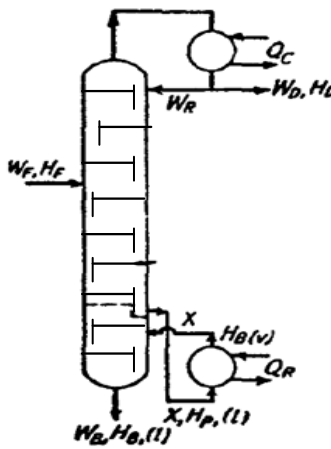
Kecepatan steam (v)

$$V = \frac{G}{A} = \frac{186,97 \text{ m}^3/\text{jam}}{8,92 \text{ m}^2} = 20,96 \text{ m/jam}$$

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	: Proses terjadinya reaksi hidrogenasi dan terbentuknya produk <i>propylene glycol</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-299</i>
Tipe	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB), Slinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal, dilengkapi dengan jaket pengaduk.
Kondisi operasi	: Temperatur (T) = 220°C Tekanan (P) = 1 atm
Kapasitas reaktor	: 1,23 m <sup>3</sup>
Diameter tangki (D <sub>0</sub> )	: 0,80 m
Tinggi silinder (H <sub>s</sub> )	: 2,42 m
Tinggi total (H <sub>t</sub> )	: 2,57 m
Tinggi cairan (H <sub>c</sub> )	: 1,93 m
Tebal dinding silinder (t <sub>d</sub> )	: 0,0039 m
Tebal dinding elipsoidal (t <sub>e</sub> )	: 0,0041 m
Jenis pengaduk	: <i>six flat blades turbin with 4 baffle</i>
Diameter impeller (D <sub>a</sub> )	: 0,40 m
Panjang blade (L)	: 0,10 m
Jarak pengaduk dari dasar tangki (C)	: 0,27 m
Lebar baffle (J)	: 0,07 m
Kecepatan pengadukan(N)	: 5,2096 putaran/detik

Power	:	2,98 HP
Tinggi jaket	:	2,70 m
Diameter jacket	:	0,96 m
Luas yang dilalui steam	:	8,92 m <sup>2</sup>

### 11. Menara Destilasi (MD-101)



Gambar Menara Destilasi

Fungsi = Memisahkan campuran yang berisi produk propilen glikol dan destilat berupa asetol dan air

Tipe = Distilasi Fraksionasi

Berdasarkan neraca massa yang telah diperoleh, komposisi bahan masuk dan keluar dari menara destilasi adalah sebagai berikut :

#### Umpan Masuk

Komponen	BM	Laju alir (kg/jam)	Laju alir (kmol/jam)	x mol	x massa
Acetol	74,08	61,05	0,82	0,05	0,07
Air	18,01	162,59	9,03	0,50	0,19
Propilen glikol	76,09	630,97	8,29	0,46	0,74

<b>Total</b>	<b>854,60</b>	<b>18,14</b>	<b>1</b>	<b>1</b>
--------------	---------------	--------------	----------	----------

### Hasil Atas

Komponen	BM	Laju alir (kg/jam)	Laju alir (kmol/jam)	x mol	x massa
Acetol	74,08	60,44	0,82	0,08	0,27
Air	18,01	160,96	8,94	0,91	0,72
Propilen glikol	76,09	1,89	0,02	0,00	0,01
<b>Total</b>		<b>223,29</b>	<b>9,78</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>

### Hasil Bawah

Komponen	BM	Laju alir (kg/jam)	Laju alir (kmol/jam)	x mol	x massa
Acetol	74,078	0,610	0,008	0,001	0,001
Air	18,010	1,626	0,090	0,011	0,003
Propilen glikol	76,094	629,077	8,267	0,988	0,996
<b>Total</b>		<b>631,313</b>	<b>8,366</b>	<b>1,000</b>	<b>1,000</b>

### Data Konstanta Antoine

Dihitung dengan persamaan :

$$\log P = A + B/T + C \log T + DT + ET^2$$

$$P_{\text{sat}} (\text{mmHg}) = 10^{(A + (\frac{B}{T}) + (C \log_{10} T) + DT + ET^2)}$$

Komponen	A	B	C	D	E
Acetol	2,03E+01	-3,12E+03	-3,60E+00	-1,39E-03	7,18E-07
Air	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06
Propilen glikol	9,03E+01	-6,70E+03	-2,81E+01	-1,33E-10	9,37E-06

- Suhu dew point

destilasi Penentuan suhu *dew point* destilasi dilakukan dengan melakukan *trial and error* hingga  $\sum X_i = Y_i/K_i = 1$  (Pers, 11,5b Coulson, 1983), Perhitungan dilakukan dengan melakukan *trial and error* sehingga diperoleh:

$$T = 380,72 = 107,57^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Perhitungan *trial* suhu *dew point* destilasi

Komponen	n (Kmol/Jam)	$y_i$	$P_i^{\text{sat}}$ (atm)	$K_i = P_i/P$	$x_i = y_i/K_i$
Acetol	0,82	0,08	256,38	0,34	0,25
Air	8,94	0,91	1090,18	1,43	0,64
Propilen glikol	0,02	0,00	36,39	0,05	0,05
<b>Total</b>	<b>9,78</b>	<b>1,00</b>			<b>0,94</b>

- Suhu *bubble point* destilasi

Penentuan suhu *bubble point* destilasi dilakukan dengan melakukan *trial and error* hingga  $\sum Y_i = K_i \times X_i$  (Pers, 11,5b Coulson, 1983),

$$T = 457,06 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$= 183,91^\circ\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Komponen	n (Kmol/Jam)	$x_i$	$P_i^{\text{sat}}$ (atm)	$K_i = P_i/P$	$y_i = K_i \times x_i$
Acetol	0,01	0,001	3,306	3,306	0,003
Air	0,09	0,011	11,172	11,172	0,121
Propilen glikol	8,27	0,988	0,886	0,886	0,876
<b>Total</b>	<b>8,37</b>	<b>1</b>			<b>1,00</b>

## 2. Penentuan *Plate Minimum* dan *Plate Teoritis*

Menghitung nilai rata-rata volatilitas dengan persamaan berikut

$$\alpha_{avg} = \sqrt{a_{top} \times a_{bottom}}$$

(Pers, 11,7-13, hal, 683, Geankoplis 1997)

Hasil perhitungan plate minimum dan plat teoritis sebagai berikut

Komponen	$\alpha$ Destilat	$\alpha$ Bottom	$\alpha$ Avg
Acetol	7,19	1,00	2,68
Air	30,78	3,38	10,20
Propilen glikol	1,00	0,27	0,52

Perhitungan jumlah tray minimum dengan menggunakan metode Fenske, yaitu :

$$N_m = \frac{\log \left( \frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \left( \frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_B}{\log \alpha_{avLK}} \quad (\text{Pers, 11,7-12, hal 683, Geankoplis 1997})$$

Dimana :

$N_m$  = Jumlah stage minimum pada refluks total, termasuk reboiler

$\alpha_{rata-rata LK}$  = Relative volatille rata-rata LK

Sehingga :

$$N_m = \frac{\log \left( \frac{1}{7,19} \right) 631,313 \left( \frac{1}{0,27} \right) 223,29}{\log 2,68}$$

= 11,36 digunakan 6 stage

Menentukan Refluks minimum dan Refluks Rasio

Komponen	$X_f$	$X_d$	$\alpha$ Avg	$\frac{\sum X_f \times \alpha_{avg}}{\alpha_{avg} - \theta}$	$\frac{\sum X_d \times \alpha_{avg}}{\alpha_{avg} - \theta}$
Asetol	0,05	0,08	2,54	0,07	0,13
Air	0,50	0,91	9,46	0,55	1,01
Propilen glikol	0,46	0,00	0,52	-0,62	0,00
<b>Total</b>	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>	<b>12,52</b>	<b>0,00</b>	<b>1,14</b>

$$\sum \frac{X_f \times \alpha_{Avg}}{\alpha_{Avg} - \theta}$$



$$R_{m+1} = 1,14$$

$$R_m = 0,14$$

$$\frac{R_m}{R_{m+1}} = 0,12$$

Sehingga :

$$R = 1,5 \times R_m \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$= 1,5 \times 0,14$$

$$= 0,20$$

$$\text{Refluks rasio} = \frac{R}{R+1}$$

$$= 0,17$$

#### 4. Menghitung jumlah plate teoritis

Untuk menentukan jumlah plate teoritis digunakan persamaan Molokanov, karena nilai  $R/R+1$  diketahui maka dapat ditentukan  $N_m/N$  dari Figure 11,11, (Geankoplis 1997) diperoleh nilai  $N_m/N = 0,25$

$$N_m = 11,4 = 11$$

maka,

$$N_m/N = 0,56$$

$$11/N = 0,56$$

$$N = 19,64$$

$$= 20 \text{ jumlah plate}$$

#### 5. Penentuan Feed Plate

Penentuan *feed plate* (umpan masuk) dengan metode *kirkbride*

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \log \left[ \left( \frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \times \frac{W}{D} \times \left( \frac{X_{LW}}{X_{HD}} \right) \right]^2 \quad (\text{Per, 11,62, hal 426, Walas 1990})$$

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \log \left[ \left( \frac{0,05}{0,46} \right) \times \frac{8,37}{9,78} \times \left( \frac{0,98}{0,08} \right) \right]^2$$

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \times 1,84$$

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0,38$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 2,39$$

$$N_s + N_r = 20$$

$$N_s + N_r = 20$$

$$N_s = \frac{N}{\frac{N_r}{N_s} + 1}$$

$$N_s = \frac{20}{2,39 + 1}$$

$$= 14,1$$

$$= 14 \text{ stage}$$

$$N_r = N - N_s$$

$$N_r = 20 - 14$$

$$= 5,89$$

Sehingga hasil perhitungan :

$$\text{Jumlah plate} = 20$$

$$\text{Plate umpan} = 15 - 19$$

$$(N_r) = 14$$

$$(N_s) = 6$$

## 6. Perencanaan menara destilasi

### c. Efisiensi kolom destilasi

Kondisi Operasi :

Suhu umpan masuk = 180°C = 453 K

Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

$\alpha$  LK rata-rata = 0,52

Menggunakan persamaan =  $\log \text{viskositas} = A + B/T + CT + DT^2$

Dimana viskositas dalam cp dan T dalam kelvin

Dengat data dari Yaws 1999

Komponen	A	B	C	D
Acetol	57.308	0.63751	-0.0021308	3.0569E-06
Air	92.053	-0.039953	-0.00021103	5.3469E-07
Propilen glikol	118.614	0.67283	-0.0018377	2.1303E-06

Viskositas liquid campuran

Komponen	BM	Laju alir (kg/jam)	Laju alir (kmol/jam)	fraksi mol (x)	$\mu$ (cP)	x, $\mu$
Acetol	74,08	61,05	0,82	0,05	0,40	0,02
Air	18,00	162,59	9,03	0,50	0,28	0,14
Propilen glikol	76,09	630,97	8,29	0,46	0,60	0,27
<b>Total</b>		<b>854,60</b>	<b>18,14</b>	<b>1,00</b>	<b>1,28</b>	<b>0,43</b>

$$\text{viskositas campuran } (\mu \text{ mix}) = \frac{1}{x, \mu \text{ total}}$$

$$\mu \text{ mix} = \frac{1}{0,43} = 2,31 \text{ cP}$$

Efisiensi kolom destilasi keseluruhan dihitung dengan persamaan dari *O'Connell*

sebagai berikut berikut:

$$E_o = 51 - 32,5 \text{ Log}(\mu \text{ mix}, \alpha_{\text{avgLK}})$$

$$E_o = 51 - 32,5 \text{ Log}(2,31 \times 0,52)$$

$$= 48,46 \% = 48 \%$$

#### d. Desain kolom destilasi

##### *Plate Spacing*

Biasanya berkisar antara 0,15 m (6 in) sampai dengan 1 m (36 in), Untuk kolom dengan  $D > 1$  m dipakai plate spacing 0,3 – 0,6 m dan angka 0,5 m (18 in) dapat digunakan sebagai perkiraan awal (Hal, 557, Vol 6, Coulson 1993),

Dengan Persamaan :

$$U_v = ((-0,171 \times l_t^2) + (0,27 \times l_t) - 0,047) \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D_c = \sqrt{\frac{4V_w}{\pi \rho_v U_v}}$$

Dimana :

$U_v$  = *Maximum allowable vapour velocity, based on total column cross sectional area, m/s,*

$l_t$  = *Plate Spacing, m*

$D_c$  = *Diameter kolom, m*

$V_w$  = *Kecepatan maximum uap, kg/s*

##### **Bagian atas kolom destilasi**

$R$  = Refluk rasio

$L_o$  =  $R \times D$

$V_1$  =  $L_o + D$

Suhu = 107,57 °C = 380,72 K

Tekanan = 1 atm = 760 mmHg

Konstanta gas = 0,08205 kJ/kmol,K

$$L_0/D = 0,53$$

$$L_0 = R \times \text{Destilat}$$

$$= 0,20 \times 9,78 \text{ kmol/jam} = 1,99 \text{ kmol/jam}$$

$$V_1 = L_0 + D$$

$$= 1,99 \text{ kmol/jam} + 9,78 \text{ kmol/jam} = 11,77 \text{ kmol/jam}$$

Dengan persamaan  $\rho = A \times B^{-(1-(T/T_c)^n)}$

dimana  $\rho$  dalam gr/mL dan T dalam K

Data diperoleh dari Yaws 1999

Komponen	A	B	n	Tc
Acetol	0.32283	0.25916	0.27644	604
Air	0.3471	0.274	0.28571	647.13
Propilen glikol	0.31839	0.26106	0.20459	626

Sehingga diperoleh data berikut :

Komponen	yi (vapor)	xi (liquid)	BM	yi, BM	xi, BM	ρi (kg/m3)	xi, BM/ρ
Acetol	0,08	0,25	74,08	6,18	18,32	1260	0,01
Air	0,91	0,64	18,00	16,45	11,47	999	0,01
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,00	0,05	76,09	0,19	4,04	830	0,005
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>1</b>		<b>22,83</b>	<b>33,83</b>		<b>0,03</b>

$$\text{BM avg untuk fase uap} = 22,83 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM avg untuk fase cair} = 33,83 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho \text{ vapor} = \frac{P \times BM_{avg}}{K \times T}$$

$$= \frac{1 \times 22,83}{0,08 \times 401}$$

$$= 0,83 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ liquid} = \frac{BM_{avg}}{\sum xi, BM/\rho}$$

$$= \frac{33,83}{0,03}$$

$$= 1095,21 \text{ kg/m}^3$$

It dipilih  $= 0,5 \text{ m}$

(Hal, 557, Coulson 1993)

Maka :

$$u_v = (-0,171 \times 0,5^2) + (0,27 \times 0,5) - 0,047 \left( \frac{1095 - 0,84}{0,84} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$= 1,65 \text{ m/s}$$

$$V_w = V_1 \times B_{M_{\text{avg}}} \text{ vapor} / 3600$$

$$= 11,77 \text{ kmol/jam} \times \frac{22,83 \text{ kg/kmol}}{3600}$$

$$= 0,07 \text{ kg/s}$$

$$L_w = L_o \times B_{M_{\text{avg}}} \text{ Liq} / 3600$$

$$= 11,77 \text{ kmol/jam} \times \frac{22,83 \text{ kg/kmol}}{3600} = 0,07 \text{ kg/s}$$

Maka dapat dihitung diameter kolom :

$$D_c = \sqrt{\frac{4v_w}{\pi \rho_v U v}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,07 \text{ kg/s}}{3,14 \times 0,84 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,65 \text{ m/s}}} = 0,26 \text{ m}$$

**Bagian bawah destilasi**

Umpan masuk pada cair jenuh,  $q = 1$

Persamaan 8,8 1964:

$$L' = q, F + L_o$$

$$= 1 \times (18,14) + 1,99$$

$$= 20,13 \text{ kmol/jam}$$

$$V' = L' - B$$

$$= 20,13 - 8,37$$

$$= 11,77 \text{ kmol/jam}$$

Suhu = 183,19°C    457,06°K

Tekanan = 1 atm    760 mmHg

Komponen	yi (vapor)	xi (liquid)	BM	yi.BM	xi.BM	pi (kg/m3)	xi.BM/p
Acetol	0,001	0,003	74,08	0,06	0,19	1260	0,0002
Air	0,011	0,121	18,00	0,19	2,17	999	0,0022
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,988	0,876	76,09	117,97	104,54	830	0,1260
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>1</b>		<b>118,22</b>	<b>106,90</b>		<b>0,1283</b>

BM avg untuk fase uap = 118,22 kg/kmol

BM avg untuk fase cair = 106,90 kg/kmol

$$p \text{ vapor} = \frac{P \times BM_{avg}}{K \times T}$$

$$= \frac{1 \times 118,22}{0,08 \times 463,06}$$

$$= 3,87 \text{ kg/m}^3$$

$$p \text{ liquid} = \frac{BM_{avg}}{\sum xi \cdot BM / \rho}$$

$$= \frac{106,90}{0,13} = 833,36 \text{ kg/m}^3$$

It dipilih = 0,5 m

Maka :

$$uv = (-0,171 \times 0,5^2) + (0,27 \times 0,5) - 0,047 \left( \frac{833,36 - 3,87}{3,87} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$= 0,67 \text{ m/s}$$

$$V_w = V' \times BM_{avg} \text{ vapor} / 3600$$

$$= 18,68 \text{ kmol/jam} \times \frac{88,51 \text{ kg/kmol}}{3600}$$

$$= 0,46 \text{ kg/s}$$

$$L_w = L' \times BM_{\text{avg liquid}}/3600$$

$$= 19,54 \text{ kmol/jam} \times \frac{63,81 \text{ kg/kmol}}{3600}$$

$$= 0,35 \text{ kg/s}$$

Maka dapat dihitung diameter kolom :

$$D_c = \sqrt{\frac{4vw}{\pi\rho_v Uv}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,39 \text{ kg/s}}{3,14 \times 3,87 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,67 \text{ m/s}}}$$

$$= 0,44 \text{ m}$$

### Perancangan sieve tray

$$\text{Surface tension } (\sigma) = A \times (1-(T/T_c))^n$$

Dengan T dalam kelvin dan  $\sigma$  dalam dyne/cm

$$\text{Suhu destilat} = 332,9 \text{ K}$$

$$\text{Suhu bottom} = 372,08 \text{ K}$$

Komponen	A	Tc	n
Acetol	44.968	506.8	0.365
Air	52.053	647.13	0.321
Propilen glikol	80.7	626	0.295

a. Menghitung *surface tension* campuran

Komponen	x <sub>D</sub>	x <sub>B</sub>	$\sigma_{id}$	$\sigma_{ib}$	$\sigma_m = \sigma_{id} \cdot x_D$	$\sigma_m = \sigma_{ib} \cdot x_B$
Gliserol	0,08	0,03	30,43	27,72	2,54	0,09
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,91	0,00	0,12	39,55	37,73	4,76
Asetol	0,003	0,77	0,88	61,84	0,16	54,15
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>1</b>			<b>40,43</b>	<b>59,01</b>

Dengan :

$$\sigma = \text{tegangan permukaan, dyne/cm}$$



x = fraksi mol komponen

$$\begin{aligned} \text{Bagian destilasi (kolom atas), } \bar{\sigma}_m &= \frac{40,43}{1000} \\ &= 0,04 \text{ N/m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bagian destilasi (kolom bawah), } \bar{\sigma}_m &= \frac{59,01}{1000} \\ &= 0,06 \text{ N/m} \end{aligned}$$

d. Perhitungan diameter kolom

Diameter kolom ditentukan oleh kecepatan uap, sedangkan kecepatan uap dibatasi oleh terjadinya *flooding*. Oleh karena itu pada perancangan diameter kolom harus diperkirakan kecepatan *flooding* dengan menggunakan persamaan (Fair, 1961),

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Hal, 568, vol 6, Coulson 1993})$$

$$F_{LV} = \frac{L_w}{L_w} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (\text{Hal, 568, vol 6, Coulson 1993})$$

Dimana :

$u_f$  = *Flooding vapour velocity*, m/s

$K_1$  = Konstanta dari fig 11,27 (Coulson, 1983,  $K_1$  tergantung pada  $F_{LV}$  dan  $l_t$ )

$F_{LV}$  = *Liquid-vapor flow factor*

$L_w$  = *Liquid mass flow-rate*, kg/s

$V_w$  = *Vapour mass flow-rate*, kg/s

Sehingga :

$$\begin{aligned} F_{LV} \text{ Top} &= 0,25 \times 0,03 \\ &= 0,007 \end{aligned}$$

$$F_{LV} \text{ Bottom} = 1,55 \times 0,07$$

$$= 0,105$$

Diambil  $l_t = 0,6$  m, maka dari Fig, 11,27, hal 568, *Coulson* berikut :

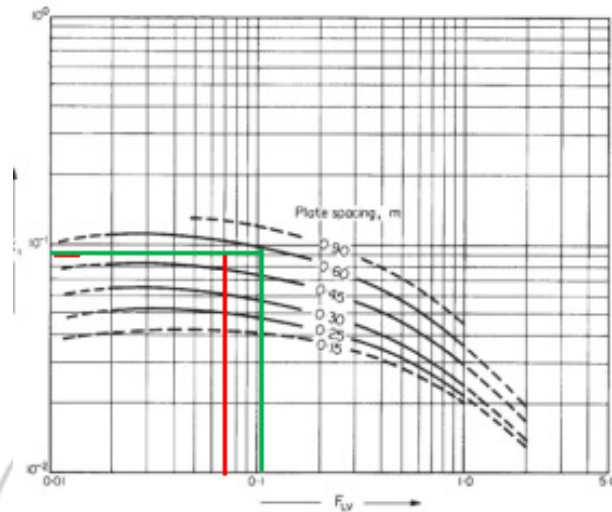


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

$$K1 \text{ top} = 0,09 \times 0,6 = 0,072$$

$$K1 \text{ bot} = 0,095 \times 0,6 = 0,076$$

Menghitung  $u_f$  :

$$\begin{aligned} u_f \text{ top} &= K1 \sqrt{\frac{\sigma_m \text{ top}}{0,02}} \\ &= 0,072 \sqrt{\frac{0,04 \text{ N/m}}{0,02}} = 0,10 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} u_f \text{ bot} &= K1 \sqrt{\frac{\sigma_m \text{ top}}{0,02}} \\ &= 0,076 \sqrt{\frac{0,06 \text{ N/m}}{0,02}} \\ &= 0,13 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Diambil 85% flooding untuk design (flooding = 65 – 85%  $u_f$ ), sehingga :

$$\begin{aligned} u_v \text{ top} &= 0,10 \times 0,85 \\ &= 0,09 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$u_v \text{ bot} = 0,13 \times 0,85$$

$$= 0,11 \text{ m/s}$$

Untuk menghitung *volumetric flow rate*, maka :

$$Q_v = V_w/\rho_v$$

Maka,

$$Q_v \text{ top} = 0,09 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_v \text{ bot} = 0,099 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menghitung *net area required* ( $A_n$ )

$$A_n \text{ top} = Q_v \text{ top}/U_v \text{ top}$$

$$= \frac{0,089 \text{ m}^3/\text{s}}{0,087 \text{ m/s}}$$

$$= 4,96 \text{ m}^2$$

$$A_n \text{ bot} = Q_v \text{ bot}/U_v \text{ bot}$$

$$= \frac{0,11 \text{ m}^3/\text{s}}{0,099 \text{ m/s}}$$

$$= 0,89 \text{ m}^2$$

Menghitung *column cross sectioned area* ( $A_c$ )

Diambil :

$$A_d = 0,1 A_c$$

$$A_n = A_c - A_d$$

$$A_n = A_c - 0,1 A_c$$

$$A_n = 0,9 A_c$$

$$A_c = A_n/0,9$$

Sehingga :

$$Ac \text{ top} = \frac{1,03 \text{ m}^2}{0,9} = 1,14 \text{ m}^2$$

$$Ac \text{ bot} = \frac{0,899 \text{ m}^2}{0,9} \\ = 0,99 \text{ m}^2$$

Menghitung diameter kolom :

$$Dc \text{ top} = \sqrt{\frac{4Ac \text{ top}}{\pi}} \\ = \sqrt{\frac{4 \times 1,03 \text{ m}^2}{3,14}} \\ = 1,14 \text{ m}$$

$$Dc \text{ bot} = \sqrt{\frac{4Ac \text{ bot}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,99 \text{ m}^2}{3,14}} = 1,13 \text{ m}$$

Karena  $Dc \text{ bot} > Dc \text{ top}$ , maka  $Dc \text{ bot}$  digunakan sebagai diameter kolom,

$$\text{Diameter kolom (Dc)} = 1,20 \text{ m} = 47,45 \text{ in}$$

$$\text{Luas kolom (Ac)} = 1,14 \text{ m}^2$$

$$\text{Area bawah (Ad)} = 0,1 \times Ac = 0,11 \text{ m}^2$$

$$\text{Net area (An)} = Ac - Ad = 1,03 \text{ m}^2$$

$$\text{Active area (Aa)} = Ac - 2 Ad = 0,91 \text{ m}^2$$

$$\text{Hole area (Ah)} = 0,06 Aa = 0,05 \text{ m}^2$$

Menghitung rate liquid :

$$QL = L_w / \rho_L$$

Maka,

$$QL \text{ top} = 0,000017 \text{ m}^3/\text{s} = 0,00060 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$QL \text{ bot} = 0,00071 \text{ m}^3/\text{s} = 0,02534 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Batasan maksimum aliran cairan untuk *single pase cross flow* = 0,165 ft<sup>3</sup>/ft,s  
(Treyball, 1981),

- *Sieving tray layout*

Tinggi weir berkisar antara 1 – 3 in (Ludwig, 1964), dengan tinggi minimum 0,5 in, Panjang weir diperoleh dari Fig, 11,31 (Coulson, 1983),

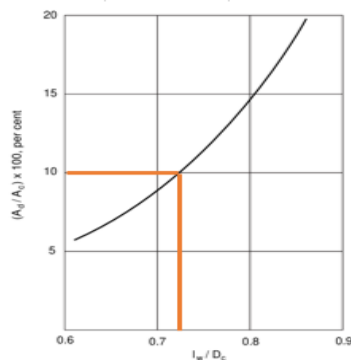


Figure 11.31. Relation between downcomer area and weir length

Diperoleh =  $l_w / D_c = 0,72$  Sehingga Panjang weir ( $l_w$ ) = 1,93 m dalam perancangan diambil:

Tinggi weir ( $h_w$ ) = 40 mm

Diameter hole ( $d_h$ ) = 5 mm

Tebal plate = 3 mm

Material = *Stainless steel*

- *Check Weeping*

*Maximum liquid rate* ( $L_w$ ) = 0,60 kg/s

diambil *turn down ratio* 70%

*minimum liquid rate* = 0,42 kg/s

Ketinggian puncak cairan diatas weir dihitung dengan formula Francis :

$$h_{ow} = 750 \left( \frac{L_w}{\rho_w \times l_w} \right)^{\frac{2}{3}}$$

(Fig, 11,84, Hal, 572, Coulsons Richardsons)

Dimana :

$l_w$  = Panjang weir, m

$h_{ow}$  = ketinggian cairan diatas weir, mm

$L_w$  = liquid flow rate, kg/s

sehingga :

$$h_{ow \max} = 750 \left( \frac{0,60 \text{ kg/s}}{833,37 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,16 \text{ m}} \right)^{\frac{2}{3}} = 5,46 \text{ mm}$$

$$h_{ow \min} = 750 \left( \frac{0,42 \text{ kg/s}}{833,37 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,16 \text{ m}} \right)^{\frac{2}{3}} = 4,30 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pada minimum rate} &= h_w + h_{ow \min} \\ &= 40 + 4,30 \text{ mm} = 44,30 \text{ mm} \end{aligned}$$

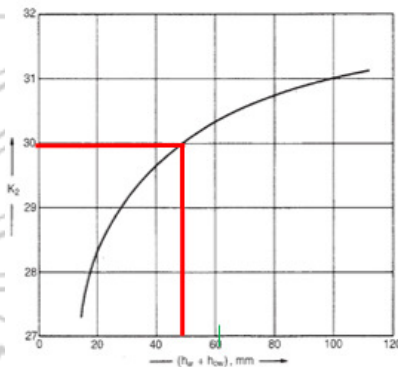


Figure 11.30. Weep-point correlation (Eduljee, 1959)

Dari Fig, 11,30 Coulson, 1983, diperoleh nilai  $K_2 = 29,7$

$$U_{h \min} = \frac{K_2 - 0,9(25,4 - D_h)}{\rho v^2}$$

(Fig, 11,84, Hal, 572, Coulsons Richardsons)

Dimana :

$U_{h \min}$  = Kecepatan uap minimum melalui hole (based on the hole area), m/s

$D_h$  = Diameter lubang, mm

Sehingga:

$$\begin{aligned}U_{hmin} &= \frac{29,8-0,9(25,4-5)}{3,87^{\frac{1}{2}}} \\ &= 5,81 \text{ mm/s} \\ &= 0,06 \text{ m/s}\end{aligned}$$

actual *minimum vapor velocity*

$$\begin{aligned}V \text{ vapor} &= \text{Minimum vapor rate}/A_h \\ &= \frac{0,099 \text{ m}^3/\text{s}}{0,05 \text{ m}^2} \\ &= 1,82 \text{ m/s}\end{aligned}$$

karena actual minimum vapor velocity >  $U_h$  design, maka tidak terjadi *weeping*

- *Dry plate drop*

Merupakan *pressure drop* yang dihitung pada saat uap mengalir melalui *plate* kering, dihitung dengan persamaan:

$$h_d = 51 \times \left(\frac{U_h}{C_o}\right)^2 \frac{\rho V}{\rho L}$$

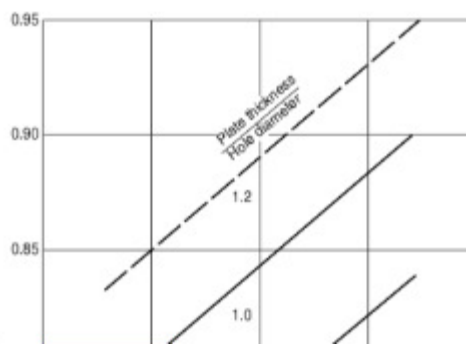
dengan :  $U_h$  = kecepatan uap melalui hole, m/s

$C_o$  = konstanta yang didapat dari fig, 11,34 Coulson

$$U_h = Q_v \text{ bot}/A_h$$

$$= \frac{0,0998 \text{ m}^3/\text{s}}{0,05 \text{ m}^2} = 1,82 \text{ m/s}$$

Dari fig 11,34, untuk tebal plate/ $d_h = 1$ , dan  $A_h/A_p = A_h/A_a$ , maka  $A_h/A_a \times 100 = 6$  maka diperoleh :



$$C_o = 0,82$$

Maka,

$$\begin{aligned} h_d &= 51 \times \left( \frac{1,82 \text{ m/s}}{0,82} \right)^2 \frac{3,87 \text{ kg/m}^3}{833,37 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,17 \text{ mm liq} \end{aligned}$$

- *Residual Head*

Merupakan beda antara *pressure drop* hasil percobaan dan penjumlahan dari *dry plate drop* dan ketinggian cairan (*clear liquid height*), dengan persamaan Hunt :

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{(12,5 \times 10^3)}{\rho_L} \\ &= \frac{(12,5 \times 10^3)}{833,37} = 14,99 \text{ mm liq} \end{aligned}$$

Total *plate pressure drop* :

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + h_w + h_{ow} + h_r \\ &= 1,17 + 40 + 5,46 + 14,99 = 61,63 \text{ mm liq} \end{aligned}$$

*Pressure drop* pada plate :



$$\begin{aligned}\Delta P_t &= 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho L \\ &= 0,00981 \times 61,63 \times 833,37 \\ &= 503,82 \text{ Pa} \qquad = 3,78 \text{ mmHg}\end{aligned}$$

Jika  $\Delta P_t < 10 \text{ mmHg}$ , maka *plate layout* dapat diterima

- *Downcomer design*
- *Downcomer area* dan *plate spacing* harus dirancang supaya permukaan cairan dan *froth* pada *downcomer* berada di bawah puncak weir dari *plate* di atasnya, *Downcomer back-up* didefinisikan sebagai :

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \quad (\text{Pers, 11,91 hal 578, Coulson 1993})$$

dimana :

$h_b$  = *downcomer back-up* diukur dari permukaan *plate*, mm

$h_{dc}$  = *head loss* pada *downcomer*, mm

*head loss* pada *downcomer* diestimasi dengan persamaan *Cicalese*:

$$h_{dc} = 166 \times \left( \frac{L_{wd}}{\rho L \times A_m} \right)^2 \quad (\text{Pers, 11,92 hal 578, Coulson 1993})$$

dimana :

$L_{wd}$  = liquid flow rate pada *downcomer*, kg/s

$A_m$  = *downcomer area*,  $A_d$ , atau *clearance area* di bawah tergantung mana yang lebih kecil, m<sup>2</sup>

Apron yang dipilih adalah vertical apron

$$A_{ap} = h_{ap} \times l_w \quad (\text{Pers, 11,93 hal 578, Coulson 1993})$$

dimana:

$h_{ap}$  = tinggi celah antara *downcomer* dengan permukaan *plate*, mm, biasanya 510 mm (1/4 - 1/2 in) lebih rendah dari tinggi weir ( $h_w$ )

$$h_{ap} = h_w - (5 - 10 \text{ mm})$$

Batasan:

- 1, *Froth height* tergantung pada densitasnya, biasanya diasumsikan  $\frac{1}{2}$  densitas liquid, sehingga diperoleh batasan:

$$h_b < 1/2 (l_t + h_w) \quad (\text{Pers, 11,94, hal 578, Coulson 1993})$$

2. *Downcomer residence time* ( $t_r$ ) untuk mencegah aerated liquid terbawa ke bawah, maka :

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho L}{L_{wd}} \quad (\text{Pers, 11,95, hal 579, Coulson 1993})$$

dimana:

$$t_r = \text{residence time, s}$$

$$h_{bc} = \text{clear liquid back-up, m}$$

$$\text{diambil } h_{ap} = h_w - 10$$

$$= 40 \text{ mm} - 10 \text{ mm}$$

$$= 30 \text{ mm}$$

$$A_{ap} = \frac{h_{ap}}{1000} \times l_w$$

$$= \frac{30}{1000} \times 1,16 = 0,03 \text{ m}^2$$

$$A_d = 0,14 \text{ m}^2$$

Karena  $A_{ap} > A_d$ , maka  $A_m = A_{ap} = 0,14 \text{ m}^2$

Perhitungan *headloss*

$$h_{dc} = 166 \times \left( \frac{(0,60 \text{ kg/s})}{833,37 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,03 \text{ m}^2} \right)^2$$

$$= 0,07 \text{ mm liq}$$

*Back up in downcomer*

$$\begin{aligned}
 h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\
 &= 40 + 4,30 + 61,63 + 0,07 \\
 &= 105,99 \text{ mm} \\
 &= 0,11 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cek froth height} &= 1/2 (l_t + h_w) \\
 &= 1/2 (0,5 \text{ m} + (40/1000 \text{ m})) \\
 &= 0,27 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Karena  $h_b < \text{froth height}$  maka tray spacing memenuhi syarat atau dapat digunakan

Cek residence time,

$$\begin{aligned}
 t_r &= \frac{0,114 \text{ m}^2 \times 0,11 \text{ m} \times 833,37 \text{ kg/m}^3}{0,60 \text{ kg/s}} \\
 &= 16,85 \text{ s, } s > 3 \text{ s memenuhi}
 \end{aligned}$$

Persentase flooding sesungguhnya dalam area

$$\begin{aligned}
 uv &= \frac{Q_v}{A_n} \\
 &= \frac{0,099 \text{ m}^3/\text{s}}{1,03 \text{ m}^2/\text{s}} = 0,097 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Persen flooding

$$(uv/uf) \times 100\% = (0,0743/0,08) \times 100\% = 95\%$$

$$Fl_v = 0,105$$

### e. Desain Menara Destilasi

#### Menentukan tebal *shell* Menara Destilasi

Dari persamaan 13,1, hal 254, Brownell 1959)

$$t_s = \frac{P \times r}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C$$

Dimana :/

ts = tebal dinding Menara destilasi, in

P = tekanan, Psi

E = efisiensi sambungan

f = tekanan maksimum yang diizinkan, Ps

C = faktor korosi, in

r = Dc/2 = 0,60 m

= 23,72 in

Poperasi = 760 mmHg

= 14,696 Psi

Berdasarkan tabel item 4, Brownell & Young, Hal 342, dipilih stainless steel SA 167 grade 11, type 316, dengan spesifikasi berikut :

f = stress yang diizinkan = 18750 Psi

E = efisiensi sambungan = 80%

C = Faktor korosi = 0,125 in

Maka,

$$ts = \frac{14,70 \text{ Psi} \times 23,72 \text{ in}}{(18750 \text{ Psi} \times 0,8) - (0,6 \times 14,70 \text{ Psi})} + 0,125$$
$$= 0,15 \text{ in}$$

standar tebal shell yang diambil adalah 3/16 (0,1875 in) (Tabel 5-7, Brownell 1959)

OD = ID + 2 ts

= 47,45 in + (2 x 0,15 in)

= 47,74 in

= 1,21 m

Dari tabel 5-7, hal 89 Brownell 1959, diambil OD standar 114 in, maka koreksi terhadap ID

$$\begin{aligned}\text{OD standar} &= 48 \text{ in} \\ &= 1,22 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ID standar} &= \text{OD standart} - 2 \text{ ts standar} \\ &= 48 \text{ in} - (2 \times 0,18 \text{ in}) \\ &= 47,63 \text{ in} \\ &= 1,21 \text{ m}\end{aligned}$$

### Menghitung head dan bottom menara

Bentuk head dan bottom yang dipilih adalah setengah bulat (torispherical)

$$\begin{aligned}I_{cr} &= 3 \\ &= 4,75 \text{ in}\end{aligned}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan :

$$th = \frac{0,885 \times P \times Dt}{(f \times E) - (0,1 \times P)} + C \text{ (head torispherical, Per, 13,12, hal, 258, Brownell, 1959)}$$

$$th = \frac{0,885 \times 14,696 \text{ Psi} \times 48 \text{ in}}{(18750 \times 0,8) - (0,1 \times 14,696 \text{ Psi})} + 0,125$$

$$= 0,17 \text{ in}$$

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

Dipilih tebal standart = 1/4 (0,25 in), dari tabel 5,6, hal, 88, Brownell untuk tebal standar 1/4, diperoleh:

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2} \text{ dipilih } 2 \frac{1}{2} (2,5 \text{ in})$$

Maka :

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{47,45 \text{ in}}{2} = 23,72 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 23,72 \text{ in} - 4,75 \text{ in} = 18,97 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 48 \text{ in} - 4,75 \text{ in} = 43,25 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{(43,25)^2 - (18,97)^2}$$

$$= 38,87 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 48 \text{ in} - 38,87 \text{ in} = 9,13 \text{ in}$$

Tinggi tutup atas

$$OA = b + th + sf$$

$$= 9,13 \text{ in} + 0,17 \text{ in} + 2,5$$

$$= 0,29 \text{ in} = 0,98 \text{ ft} = 0,29 \text{ m}$$

### Perhitungan Tinggi Kolom

- Bagian bawah menara destilasi (bottom)

$$V_h \text{ (volume head)} = 0,000049 \times ID^3$$

$$= 5,23 \text{ in}^3 = 0,00009 \text{ m}^3$$

Diketahui :

$$L = 20,13 \text{ kmol/jam}$$

$$BM_{\text{avg}} L = 106,90 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho L = 833,37 \text{ kg/m}^3$$

Debit hasil bottom

$$Q = \frac{L \times BM_{avg} L}{\rho L}$$

$$= \frac{20,13 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 106,90 \text{ kg/kmol}}{833,37 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2,58 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,04 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Diperlukan waktu tinggal tertentu untuk liquid yang meninggalkan *bottom* menara, diambil  $\Theta = 10$  menit (Ulrich, 1984)

Volume cairan di bawah plate terakhir =

$$= 0,04 \text{ m}^3/\text{menit} \times 10 \text{ menit}$$

$$= 0,43 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan di shell, h =  $\frac{V_{cairan} - V_{head}}{A_c}$

$$= \frac{0,43 \text{ m}^3 - 0,00009 \text{ m}^3}{1,14 \text{ m}^2} = 0,38 \text{ m}$$

$$H_{\text{bottom}} = l_t + h + b + t_h$$

$$= 0,5 \text{ m} + 0,38 \text{ m} + (9,13 \times 0,0254) + (0,17 \times 0,0254)$$

$$= 1,11 \text{ m}$$

- Ruang paling atas destilasi (diatas plate teratas)

$$H' = b + t_h$$

$$= 9,13 \text{ in} + 0,17 \text{ in}$$

$$= 9,30 \text{ in} = 0,24 \text{ m}$$

$$H_w = 40 \text{ mm}$$

$$= 0,04 \text{ m}$$

Diambil H = 1 m

$$\begin{aligned}
 H_{\text{top}} &= H' + H_w + H \\
 &= 0,24 \text{ m} + 0,04 \text{ m} + 1 \text{ m} \\
 &= 1,27 \text{ m}
 \end{aligned}$$

---

### Spesifikasi Alat

---

Maka tinggi Menara destilasi dapat dihitung sebagai berikut :

Jumlah plate	= 20
Jumlah ruang kosong diatas plate teratas	= 20 – 1
	= 19
Plate spacing	= 0,5 m
Tebal plate	= 3 mm
	= 0,003 m
Tinggi ruang kosong diplate teratas	= 1,27 m
Tinggi ruang kosong diplate terbawah	= 1,11 m
Tinggi menara	= 11,9 m = 12 m

---

### Spesifikasi plate

---

Diameter plate	= 1,2 m
Diameter hole	= 5 mm
Turndown rasio	= 0,85 %
Material plate	= <i>Stainless steel</i>
Material downcomer	= <i>Stainless steel</i>
Plate spacing	= 0,5 m
Tebal plate	= 3 mm
Tinggi weir	= 40 mm
Panjang weir	= 1,16 m
Plate pressure drop	= 61,63 mm liq

---

## 12. Kondensor menara destilasi (MD-102)

Fungsi : Mengkondensasi uap yang keluar Dari puncak menara destilasi (D-410)

Type : shell and tube (CD-03)



Jumlah : 1 buah

Fluida panas (destilat)

$$T1 = 110 \quad T2 = 100$$

Fluida dingin (air)

$$t1 = 30 \quad t2 = 50$$

Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui:

$$\text{Beban panas kondensor (Q)} = 364.516,225 \text{ kJ/jam}$$

$$= 345.513,01 \text{ btu/jam}$$

$$\text{Laju alir massa fluida panas (W)} = 920,1225 \text{ kg/jam}$$

$$= 2.028,8702 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Laju alir massa fluida dingin (w)} = 3.227,4924 \text{ kg/jam}$$

$$= 7.116,6208 \text{ lb/jam}$$

**a. Perbedaan suhu logaritma rata-rata**

Fluida Panas (T)	Suhu (F)	Fluida dingin (t)	Selisih Suhu ( $\Delta t$ )
110	Suhu tinggi	50	60
100	Suhu rendah	30	70
10	Selisih	20	130

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta T2 - \Delta T1}{\ln \left( \frac{\Delta T2}{\Delta T1} \right)}$$

$$= \frac{70 - 60}{\ln \left( \frac{70}{60} \right)}$$

$$= 64,8715$$

$$t_c = \frac{50 + 30}{2}$$

$$= 40$$

$$T_c = \frac{110 + 100}{2} = 105$$

**b. Menentukan luas transfer panas**

Tabel 8 Kern hal. 840 fluida panas (*heavy organic*) dan fluida dingin cair

(air) diperoleh:

$$U_d = 5 - 75 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\text{Trial } U_d = 40 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan perpindahan panas (A)} &= \frac{Q}{U_d \times \Delta LMTD} \\ &= \frac{345.513,01 \text{ btu/jam}}{40 \times 64,8715} \\ &= 133,1526 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

**c. Tabel 10 Kern 1965, Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi:**

$$\text{OD} = 1 \text{ in} = 0,0833 \text{ ft} = 0,0254 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 8 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,67 \text{ in} = 0,0558 \text{ ft} = 0,0170 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan luar (a't)} = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Flow area tube (a't')} = 0,355 \text{ in}^2$$

$$\text{Pitch triangular (PT)} = 1,25 \text{ in} = 0,1042 \text{ ft} = 0,03175 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (L)} = 12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (Nt)} &= \frac{A}{a't \times L} \\ &= \frac{133,152 \text{ ft}^2}{0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft}} \\ &= 42,3837 \text{ buah} \end{aligned}$$

Tabel 9 Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati  $N_t = 42$ ;  $OD = 1 \text{ in}$ ;  $PT = 0,1042$

Maka diperoleh

$$N_t = 42$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID shell} &= 1 \text{ in} \\
 \text{Passed (n)} &= 2 \text{ pass} \\
 \text{Nilai A Terkoreksi} &= L \times Nt \times a't \\
 &= 12 \text{ ft} \times 42 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 131,9472 \text{ ft}^2 \\
 &= 12,2582 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ud Terkoreksi} &= \frac{Q}{A \times \Delta LMTD} \\
 &= \frac{345.513,01 \text{ Btu/jam}}{131,9472 \text{ ft}^2 \times 64,8715 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 40,3654 \text{ Btu/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

(UD koreksi mendekati nilai UD yang digunakan sebesar 40,3654 Btu/jam.ft<sup>2</sup> .°F, maka trial UD dinyatakan memenuhi)

**d. Tube side (Fluida Dingin) : Air**

$$\begin{aligned}
 \text{Luas aliran (at)} &= \frac{Nt \times at'}{144 \times n} \\
 &= \frac{42 \times 0,355 \text{ in}}{144 \times 2} \\
 &= 0,0517 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan massa (Gt)} &= \frac{W}{at} \\
 &= \frac{7.116,6208 \text{ lb/jam}}{0,1060 \text{ ft}^2} \\
 &= 137.463,904 \text{ lb/jam.ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{Bilangan reynold (Ret)} = \frac{D \times Gt}{\pi}$$

$$\text{Dimana, } D = \text{ID} = 0,0558 \text{ ft}$$

Pada Tc = didapat sifat fisik air

$$\mu = 0,486 \text{ cP} = 1,1757 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k, \text{ konduktifitas panas} = 0,056 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C_p = 1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{0,0558 \text{ ft} \times 137.463,904 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,1060 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{jam}} \\ &= 6.528,2117 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas bagian dalam ( $h_i$ )

$$h_i = jH \times \left(\frac{k}{D}\right) \left(\frac{c_p \times \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Berdasarkan fig. 24 Kern 1965 hal 834, untuk  $\text{Ret} = 5.844,26$  diperoleh nilai

$JH = 60$ , sehingga:

$$\begin{aligned} h_i &= 60 \times \frac{0,056 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}}{0,0558 \text{ ft}} \times \left(\frac{1 \times 1,1758 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2}}{0,056 \text{ ft}}\right)^{1/3} \times (1)^{0,14} \\ &= 63,515 \text{ Btu/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$h_{io} = \left(\frac{ID}{OD}\right) \times h_i$$

$$= \left(\frac{0,0558 \text{ ft}}{0,0833 \text{ ft}}\right) \times 63,5148 \text{ Btu/jam.ft}^2 = 42,555 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

**e. Shell side (Fluida Panas) : Acetol**

$$\text{Luas aliran} = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot PT}$$

$$\text{Dimana, } C = PT - OD$$

$$= 1,25 - 1$$

$$= 0,25 \text{ in} = 0,02083 \text{ ft}$$

$$B \text{ (Baffle Maksimum)} = ID \text{ shell}$$

$$= 15,25 \text{ in} = 1,2708 \text{ ft}$$

$$As = \frac{1,2708 \text{ ft} \times 0,02083 \text{ ft} \times 1,2708 \text{ ft}}{144 \times 1}$$

$$= 0,00023 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan Massa (Gs)} = \frac{W}{as}$$

$$= \frac{2.028,8702 \text{ lb/jam}}{0,00023 \text{ ft}^2} = 8.683.219,93 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Bilangan Reynold (Res)} = \frac{D \times Gs}{\mu}$$

Berdasarkan Fig. 28 kern 1965 hal. 838 diperoleh

$$De = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

Sifat fisis Acetol

$$\mu = 0,39 \text{ cP} = 0,9434 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\text{Res} = \frac{D \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{(0,0608 \text{ ft} \times 8.683.219,93 \text{ lb/jam.ft}^2)}{0,9434 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 559.894,346$$

Koefisien perpindahan panas bagian luar ( $h_o$ )

$$\text{Asumsi } h_o = 4000 \text{ btu/jam.ft}^2.F$$

**f. Koefisien perpindahan panas keseluruhan ( $U_c$ )**

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

$$= \frac{42,555 \text{ Btu/jam.ft}^2 \times 4000 \text{ btu/jam.ft}^2.F}{4000 \text{ btu/jam.ft}^2.F + 42,555 \text{ Btu/jam.ft}^2} = 42,1069$$

**g. Dirt Factor ( $R_d$ )**

$$R_d = \frac{U_c \times U_d}{U_c + U_d}$$

$$= \frac{42,1069 \times 40,3654}{42,1069 + 40,3654} = 0,00102$$

Rd desain > Rd minimum = 00102 maka, perancangan alat condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

#### **h. Pressure drop**

##### 3) Tube side

Berdasarkan fig. 26 Kern, 1965 hal 836, untuk  $Re = 6.528,2117$  didapat,

$$\text{faktor friksi (f)} = 0,00016 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$L \text{ (panjang tube)} = 12 \text{ ft}$$

$$D \text{ (diameter dalam tube)} = 0,0558 \text{ ft}$$

$$s \text{ (specific gravity)} = 0,920 \text{ (pada } 30 \text{ C, } 1 \text{ atm)}$$

$$n \text{ (jumlah passes)} = 2$$

$$\begin{aligned} \Delta p_t &= \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s} \\ &= \left[ \frac{0,00016 \times 1.374.436,904^2 \times 12 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0558 \times 0,920} \right] \\ &= 0,02706 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$\Delta P_t$  hitung <  $\Delta P_t$  maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

##### 4) Shell side

Berdasarkan fig. 29 Kern hal. 839,  $Re = 39078,9118$ , faktor friksi (f) = 0,0029

$$(N+1) = 3$$

$$D_s \text{ (diameter dalam shell)} = 0,666667 \text{ ft}$$

$$D_e \text{ (diameter ekivalen shell)} = 0,045833 \text{ ft}$$

$$s \text{ (specific gravity)} = 0,48$$

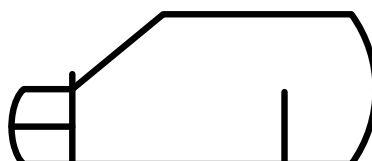
$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left[ \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s} \right]$$

$$= \frac{1}{2} \left[ \frac{0,0029 \times 8.683.219,93^2 \times 0,666667 \times 3}{5,22 \times 10^{10} \times 0,045833 \times 0,48} \right] = 1,5715 \text{ psi}$$

$\Delta Pt$  hitung <  $\Delta Pt$  maksimum = 2 Psi (aliran uap), maka desain Condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

<b>Kondensor Destilasi</b>	
Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-03
Fungsi	Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak Destilasi
Suhu Masuk	Destilat : 150°C Air : 28°C
Suhu Keluar	Destilat : 145°C Air : 50°C
Jenis	Shell and tube horizontal
Shell	ID = 15,25 in Baffle = 15,25 in Passes = 2 pass $\Delta P$ = 1,332 psi
Tube	OD = 1 in Jumlah = 130 Panjang = 12 ft BWG = 8 in Pitch = 1,25 in Passes = 2 pass $\Delta P$ = 1,7249 Psi
Jumlah	1 unit

### 13. Reboiler



Fungsi : Sebagai pemanas lanjut pada kolom bawah destilasi

Tipe : *Kettle Reboiler*

Temperatur : 150°C = 302 F

1. Berdasarkan Neraca Panas dan Neraca Massa

Beban panas reboiler (Qreb)

$$\begin{aligned} Q_{reb} &= 345.884,12 \text{ kJ/jam} \times 0,9478 \text{ Btu/kJ} \\ &= 327.828,978 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan steam yang digunakan (Ws)

$$\begin{aligned} W_s &= 157,0772 \text{ kg/jam} \times 2,205 \text{ lb/jam} \\ &= 346,3553 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Jumlah campuran/bahan yang dipanaskan (Wlar)

$$\begin{aligned} W_{larutan} &= 920,1225 \text{ kg/jam} \times 2,205 \text{ lb/jam} \\ &= 2.028,8702 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

2. Selisih temperature rata-rata ( $\Delta t$ )

$$\begin{aligned} \Delta t_h &= T_1 - t_2 \\ &= 150 - 140 \\ &= 10^\circ\text{C} \quad 50^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta t_c &= T_2 - t_1 \\ &= 150 - 140 \\ &= 10^\circ\text{C} = 50^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Maka :

$$\Delta t = \text{LMTD}$$



$$= \frac{\Delta t_h \times \Delta t_c}{\ln \left( \frac{\Delta t_h}{\Delta t_c} \right)}$$

$$= \frac{10 \times 5}{\ln \left( \frac{10}{5} \right)} = 7,21^\circ\text{C} = 44,98^\circ\text{F}$$

### 3. Pemilihan ukuran reboiler ( *Heat Exchanger* )

Direncanakan reboiler dengan ukuran 1 in OD, 16 BWG 1¼ in *triangular pitch* dengan panjang pipa 12 ft.

Dari Table 10 Kern, diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1 \text{ in} \\ \text{ID} &= 0,870 \text{ in} = 0,0725 \text{ ft} \\ \text{Pt} &= 1\frac{1}{4} \text{ in} = 1,25 \text{ in} \\ a't &= 0,594 \text{ ft}^2 \\ a'' &= 0,2618 \text{ ft}^2 / \text{ft} \\ L &= 12 \text{ ft} \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas, digunakan  $UD = 75 - 150 \text{ Btu}/\text{ft}^2\text{oF}$

Dicoba,  $UD = 75 \text{ Btu}/\text{ft}^2 \text{oF}$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{Ud \times \Delta LMTD} \\ &= \frac{327.828,978 \text{ Btu}/\text{jam}}{75 \times 64,87 \text{ oF}} \\ &= 97,1658 \end{aligned}$$

Jumlah tube yang digunakan (Nt)

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{a't \times L} \\ &= \frac{97,1685}{0,2618 \times 12} \\ &= 30,929 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari Table 9 Kern. Diperoleh:

$$N_t = 31 \text{ buah}$$

$$ID_{\text{shell}} = 15,25 \text{ in}$$

$$n = 4 \text{ pass}$$

Sehingga luas penampang perpindahan panas baru (AO)

$$\begin{aligned} AO &= N_t \times a'' \times L \\ &= 31 \times 0,2618 \times 12 = 97,1685 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas terkoreksi (UD)

$$\begin{aligned} UD &= \frac{Q}{A \times \Delta LMTD} \\ &= \frac{696.906,0624 \text{ Btu/jam}}{206,5630 \text{ ft}^2 \times 44,98^\circ\text{F}} = 75 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F} \end{aligned}$$

Karena  $UD_{\text{hit}} \geq UD_{\text{taksir}}$ , maka trial dianggap benar.

---

#### Spesifikasi Reboiler Destilasi

---

Fungsi = Sebagai pemanas lanjutan pada kolom bawah destilasi

Kode = RB

Tipe = Kettle Reboiler

Suhu steam = 150°C

Diameter luar tube = 1 in

Diameter dalam shell = 15,25 in

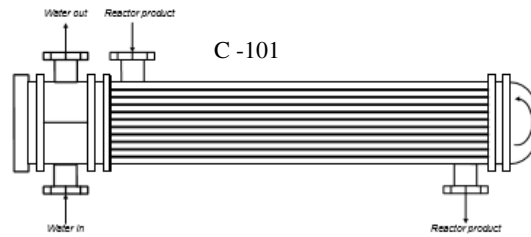
Panjang Pipa = 12 ft

Jumlah tube = 68 buah

Luas perpindahan panas = 206,5630 Btu/ft<sup>2</sup>F

---

#### 14. Cooler



Kode : CL

Fungsi : Menurunkan temperature NaOH dari 105°C menjadi 45°C

Tipe/Jenis : *Double pipe*

*Cold Fluid* : Air pendingin

*Hot fluid* : Natrium Hidroksida

Jenis aliran : *Counterr flow*

Kondisi Operasi:

T1 = 150°C = 302 °F

T2 = 30°C = 86 °F

Langka perancangan:

1. Menentukan tipe *heat exchanger*

Haet exchanger yang dipilih dauble pipe *heat exchanger* berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Konstruksi sederhana
- b. Umum digunakan dalam industri
- c. Luas permukaan perpindahan panas (A) < 200 ft

2. Menentukan bahan kostruksi *heat exchanger*

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon steel-SA 285 Grade C* dengan pertimbangan:

- a. Bahannya kuat dan tahan korosi

b. Harga relative murah

c. Paling umum digunakan

Fluida Panas (Propilen Glikol)

$$\begin{aligned}\text{Flow rate (W1)} &= 631,3131 \text{ kg/jam} \\ &= 1.392,05 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Fluida Dingin (Air Pendingin)

$$\begin{aligned}\text{Flow rate (W2)} &= 2.658,72 \text{ kg/jam} \\ &= 1.392,05 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Perhitungan Desain HE

$$\begin{aligned}\text{Beban Panas} &= 222.216,03 \text{ kJ/jam} \\ &= 210.620,13 \text{ btu/jam}\end{aligned}$$

a. Menentukan harga  $\Delta T$  LMTD

	Fluida Panas	Suhu	Fluida Dingin	$\Delta T$
T1	302°F	Tinggi	$t_2$	122°F
T2	86 °F	Rendah	$t_1$	82,3°F
T1-T2	216°F	Selisih	$t_2-t_1$	39,6°F

$$\begin{aligned}\Delta LMTD &= \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{Ln \left( \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)} \\ &= \frac{180^\circ\text{F} - 3,6^\circ\text{F}}{Ln \left( \frac{180^\circ\text{F}}{3,6^\circ\text{F}} \right)} = 45,09\end{aligned}$$

Menentukan suhu Rata-rata:

$$T_c (\text{Fluida panas}) = \frac{T_1 + T_2}{2} = 194^\circ\text{F}$$

$$T_c (\text{Fluida dingin}) = \frac{t_1 + t_2}{2} = 102,2^\circ\text{F}$$

Memilih UD

Berdasarkan Tabel 8 pada kern hal.840, untuk fluida panas (bahan) dan fluida dingin (air pendingin), dipilih  $U_d$  sebesar = 75-150 btu/h.ft<sup>2</sup>.°F .

Maka diambil  $U_D = 75 \text{ btu/h.ft}^2.\text{°F}$

b. Menghitung luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot LMTD}$$

$$= \frac{210.620,13 \frac{\text{btu}}{\text{jam}}}{75 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2.\text{°F}} \times 45,09 \text{ °F}}$$

$$= 62,28 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan nilai A yang diperoleh dipilih jenis double pipe karena  $A < 200 \text{ ft}^2$

c. Menentukan *rate* fluida

Direncanakan digunakan :

Fluida panas (Steam) = *Annulus*

Dipilih pipa dengan ukuran 4 in IPS dengan *schedule 80*, diperoleh :

- ID ( $D_2$ ) = 4,026 in  
= 0,3354 ft
- OD = 4,50 in  
= 0,3749 ft

**Fluida dingin = *Inner Pipe***

Dipilih pipa dengan ukuran 3 in IPS dan *schedule 80*, diperoleh :

- ID = 3,068 in  
= 0,2556 ft
- OD ( $D_1$ ) = 3,50 in = 0,2916 ft

### Annulus : Fluida Panas

$$\begin{aligned} \text{a) Flow area (as)} &= \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} && \text{(Pers 6.3 Kern, 1965)} \\ &= \frac{3,14 (0,3354^2 - 0,2916^2)}{4} \\ &= 0,0216 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter ekivalen (De)

$$\begin{aligned} \text{De} &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_2} && \text{(Pers 6.3 Kern, 1965)} \\ &= \frac{(0,3354^2 - 0,2916^2)}{0,3354} \\ &= 0,0819 \text{ ft} \end{aligned}$$

d) Mass Velocity, (Ga)

$$\begin{aligned} \text{Ga} &= \frac{W}{as} \\ &= \frac{1.392,0455 \text{ lb/jam}}{0,0216 \text{ ft}^2} \\ &= 64.557,0682 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Pada Tc = 194°F dipeoleh

$$\text{cP} = 0,84 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \quad \text{(Fig 2, Kern 1965: 804)}$$

$$\begin{aligned} \mu &= 10,00 \text{ cP} \\ &= 24,1909 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam} \quad \text{(Fig.14 Kern 1965:823)} \end{aligned}$$

$$\text{k} = 0,18 \text{ btu/h.ft.}^\circ\text{F} \quad \text{(Tabel 4 kern, 1965: 800)}$$

Menentukan bilangan Reynold, Nre

$$\begin{aligned} \text{Nre}_a &= \frac{De \times Ga}{\mu} \\ &= \frac{0,0819 \text{ ft} \times 64.557,0682 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{24,1909 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}} = 528,7678 \quad \text{(Laminer karena } < 2100) \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai Re diperoleh jH sebesar 20

( Fig.24 Kern 1965:834)

$$\begin{aligned}
 \text{e) } h_o &= jHx \left( \frac{k}{De} \right) \left( \frac{cP \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} x \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &= 20x \left( \frac{0,18 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft.}^\circ\text{F}}}{0,3354 \text{ ft}} \right) \left( \frac{0,84 \frac{\text{btu}}{\text{lb.}^\circ\text{F}} x 24,1909 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}{0,18 \frac{\text{btu}}{\text{jam.ft.}^\circ\text{F}}} \right)^{1/3} x (1)^{0,14} \\
 &= 51,0694 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

### Inner Pipe : Fluida Dingin

$$\begin{aligned}
 \text{a. Flow area, } a_t &= \frac{\pi \cdot D^2}{4} \\
 &= \frac{3,14 x 0,2556^2 \text{ ft}}{4} \\
 &= 0,0513 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Menentukan laju aliran Massa (Gp)

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir massa (Gp)} &= \frac{\text{Laju alir fluida dingin}}{a_t} \\
 &= \frac{5.862,4831 \text{ lb/jam}}{0,0513 \text{ ft}^2} \\
 &= 114.343,43 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Pada } t_c = 102,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$cP = 1,01 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F} \quad (\text{Fig 2 Kern,1965 hal:804})$$

$$\mu = 0,54 \text{ cP} \quad (\text{Fig 14 Kern, 1965 hal:823})$$

$$= 21,3063 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k = 0,606 \text{ btu/h.ft}^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 4 Kern, 1965:800})$$

$$N_{rep} = \frac{D_i x G_p}{\mu}$$

$$= \frac{0,2006 \text{ ft} x 114.343,43 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{1,3063 \frac{\text{lb}}{\text{ft.jam}}}$$

$$= 17.559,92$$

Berdasarkan nilai  $N_{re_p}$  maka diperoleh 300 dari Fig 24, Kern 1965 hal:834

$$\left(\frac{cP \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{1,01 \frac{lb}{ft \cdot h} \times 1,3063 \frac{btu}{lb \cdot ^\circ F}}{0,606 \frac{btu}{h \cdot ft \cdot ^\circ F}}\right)$$

$$= 1,2927$$

$$h_i = jH \cdot \frac{k}{ID} \times \left(\frac{cP \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$= 300 \times \frac{0,606 \frac{btu}{h \cdot ft \cdot ^\circ F}}{0,2556 ft} \times 1,2927$$

$$= 919,5992 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$= 919,599 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ F \times \frac{0,2556 ft}{0,2916 ft}$$

$$= 806,0944 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

**d. Koefisien panas bersih keseluruhan ( $U_c$ )**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{806,0944 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ F \times 51,0694 \frac{btu}{h.ft^2 \cdot ^\circ F}}{806,0944 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ F + 51,0694 \frac{btu}{h.ft^2 \cdot ^\circ F}}$$

$$= 48,0267 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

**e. Menghitung  $U_d$  (Desing Overall Coeficient)**

Digunakan  $R_d = 0,002 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ F$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} = R_d$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{171,384 \frac{btu}{h.ft^2 \cdot ^\circ F}} = 0,002$$

$$\frac{1}{U_d} = 0,0188$$

$$U_d = 53,1301 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ F$$



**f. Menghitung A (Surface area) Required**

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD}$$
$$= \frac{210.620,1269 \text{ btu/jam}}{53,1301 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2\text{°F}} \times 45,0918\text{°F}} = 87,9149 \text{ ft}^2$$

**g. Menghitung Jumlah Hairpin**

Dari tabel 11 ( Kern 1965:844) untuk 1+(1/4) in IPS, *external surface* (a'')

$$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Required length (L)} = 202,1032 \text{ ft}$$

$$1 \text{ hairpin panjangnya} = 20\text{-}40 \text{ ft} \quad (\text{Kern,1965})$$

$$\text{Digunakan} = 40 \text{ ft}$$

1 hairpin terdiri dari 2 pipa (n=2), maka jumlah hairpin yang diperlukan:

$$\text{Hairpin} = \frac{L}{2L}$$
$$= \frac{202,1032 \text{ ft}}{2 \times 40 \text{ ft}}$$
$$= 2,5263$$

$$\text{Maka jumlah hairpin yang digunakan} = 3 \text{ buah}$$

$$\text{Koreksi panjang pipa (L kor)} = 2 \times 40 \times 2$$
$$= 160 \text{ ft linear}$$

**c. Menghitung Luas Permukaan Perpindahan yang tersedia**

$$A = 160 \text{ ft} \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 2$$
$$= 139,2 \text{ ft}^2$$

**d. Menghitung actual desing Overall Coefficient (Udact)**

$$U_d \text{ act} = \frac{Q}{A \times LMTD}$$

$$= \frac{210.620,1269 \text{ btu/jam}}{139,5 \text{ ft}^2 \times 45,0918^\circ\text{F}} = 33,5555 \text{ btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Berdasarkan  $U_d$  act yang diperoleh maka asumsi  $U_d$  koreksi >  $U_d$  desain dinyatakan benar.

Setelah diperoleh nilai  $U_c$  dan  $U_d$  act, maka dapat dihitung  $R_d$  act

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{48,0267 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} - 33,5555 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}}{48,0267 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 33,5555 \frac{\text{btu}}{\text{h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}} = 0,0090$$

$R_d$  yang digunakan = 0,002 hr.ft<sup>2</sup>.°F (Tabel 8, Kern, 1965)

Karena  $R_d$  hitung >  $R_d$  digunakan, maka perancangan cooler dapat dilanjutkan (memenuhi)

### Menghitung Pressure Drop

#### **Annulus: Fluida Panas:**

$$D_e' = (D_2 - D_1) \quad (\text{Pers 6.4, Kern 1965})$$

$$= 0,3354 \text{ ft} - 0,2916 \text{ ft} = 0,0438 \text{ ft}$$

$$Re_{a'} = \frac{D_e' \times G_a}{\mu} = \frac{0,0438 \text{ ft} \times 64.557,0682 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}}}{1,3063 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}} = 2.165,3551$$

*Fanning Factor* Untuk Laminer:

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Re_a)^{0,42}} = 0,0140 \quad (\text{Pers, 3.47b Kern, 1965})$$

$$s = 0,012 \text{ (Fig.27 Kern, 1965)}$$

$$\rho = 1032,00 \text{ kg/m}^3$$

$$= 64,4257 \text{ lb/ft}^3 = 0,7731 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta f_a = \frac{4f \cdot G_a^2 \cdot L}{2g \cdot \rho^2 \cdot D_e} = 17,0411 \text{ ft}$$

$$V = \frac{Ga}{\rho \times 3600} = \frac{64.557,0682 \frac{lb}{ft^2 \cdot jam}}{0,7731 \text{ lb/ft}^3 \times 3600} = 23,1954 \text{ ft/s}$$

$$\Delta F1 = 3 \frac{v^2}{2 \cdot g} = 3 \frac{23,1954 \text{ ft/s}^2}{2 \times 32,2} = 25,0632 \text{ ft}$$

$$\Delta Pa = \frac{\Delta Fa + \Delta F1 \cdot \rho}{144} = 0,2261 \text{ psi}$$

**Inner Pipe:** Fluida Dingin

$$Rep = 17.559,92$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(Rep)^{0,42}} = 0,00785$$

$$s = 0,0041$$

$$\rho = 997 \text{ kg/m}^3 = 62,2407 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta Fp = \frac{4f \cdot Gp^2 \cdot L}{2g \cdot p^2 \cdot De} = 47,2366$$

$$\Delta Pa = \frac{\Delta T \cdot \rho}{144} = 0,0837 \text{ psi}$$

Pressure drop ,  $\Delta P$  hasil perhirungan untuk *annulus* dan *inner pipe* sudah memenuhi Pressure < 10 psi

---

### Spesifikasi

---

Nama alat	= Cooler
Kode alat	= CL-101
Fungsi	= Menurunkan suhu produk dari 150°C ke suhu 30 °C
Tipe	= <i>Double pipe</i>
Bahan	= <i>Carbon steel</i>
Jumlah	= 1 unit
Kondisi Operasi	= Tekanan 1 atm, 30°C
$\Delta Pa$ Anulus	= 0,29 psi
$\Delta Pa$ Inner pipe	= 0,14 psi
Jumlah hairpin	= 3 buah

$$R_d = 0,009 \text{ Btu/h.ft}^2.F$$

### 15. Tangki Penyimpanan *Acetol*

Kode : TP- 104

Fungsi : Menampung produk samping *acetol* dari keluaran destilasi

Tipe/Jenis : Silinder vertical dengan tutup dan alas berbentuk *torispherical*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi

Suhu T : 30°C

Tekanan P : 1 atm

: 101,325 kPa

Laju alir massa : 64,2217 kg/jam

Waktu tinggal : 7 hari

: 168 jam

Faktor Keamanan : 20%

(Tabel 3-1.Peter,2003:82)

Perhitungan:

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (xf)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xf. $\rho$
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	60,44	0,24	810	194,74
H <sub>2</sub> O	190,66	0,76	997	757,31

<b>Total</b>	<b>251,40</b>	<b>1,00</b>	<b>1850</b>	<b>952,04</b>
--------------	---------------	-------------	-------------	---------------

$$\text{Densitas larutan} = \sum x f_i \cdot \rho = 952,04 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volume} &= \frac{251,40 \text{ kg/jam}}{952,04 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,26 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

### Menentukan Ukuran Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan, } V_l &= \text{Laju alir volume} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,26 \text{ m}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$= 44,36 \text{ m}^3$$

$$= 1.566,65 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki, } V_t &= 1,2 \times V_l \\ &= 1,2 \times 44,36 \text{ m}^3 \\ &= 53,24 \text{ m}^3 \\ &= 1.879,99 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{H/D Shell} = 1,5$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 \quad (\text{Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959})$$

$$\text{Volume Tangki, } V_t = \frac{\pi}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$53,24 \text{ m}^3 = \frac{3,14}{4} D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$53,24 \text{ m}^3 = 0,7851 D^3$$

$$D^3 = \frac{53,24 \text{ m}^3}{0,7851}$$

$$D^3 = 67,81 \text{ m}^3$$

$$D^3 = \sqrt[3]{67,81 \text{ m}^3}$$

$$D = 4,08 \text{ m} = 160,54 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} r &= \frac{D}{2} \\ &= \frac{4,08}{2} \\ &= 2,04 \text{ m} = 80,27 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{shell} &= D \times H/D_{shell} \\ &= 4,08 \text{ m} \times 1,5 \\ &= 6,12 \text{ m} = 240,81 \text{ in} \end{aligned}$$

### Menentukan Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume head, } V_h &= 0,000049 D^3 \\ &= 0,000049 \times 160,54^3 \text{ in} \\ &= 202,75 \text{ ft}^3 \\ &= 2,23 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell} &= V_I - V_h \\ &= 44,36 \text{ m}^3 - 2,23 \text{ m}^3 \\ &= 42,13 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam tangki (Ht)} &= \frac{4 \times V_{\text{cairan dalam shell}}}{\pi \times D} \\ &= \frac{4 \times 42,13 \text{ m}^3}{3,1 \times 2,04 \text{ m}} \\ &= 3,23 \text{ m} \\ &= 10,59 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Tekanan Desain

$$\text{Percepatan gravitasi, } g = 9,807 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} = \rho \times g \times h$$

$$= 952,04 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2 \times 3,23 \text{ m}$$

$$= 30.137,14 \text{ Pa}$$

$$= 30,14 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan Operasi (Po)} = 101,325 + \text{Tekanan Hidrostatik}$$

$$= 101,325 + 30,14 \text{ kPa}$$

$$= 131,46 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan desain (Pd)} = 1,2 \times \text{Tekanan Operasi}$$

$$= 1,2 \times 131,46 \text{ kPa}$$

$$= 157,75 \text{ kPa}$$

$$= 22,88 \text{ psi}$$

### **Tebal dinding Shell**

$$\text{Allowable working stress, } f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell, 1959})$$

$$\text{Efisiensi, } E = 80\% \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell, 1959})$$

$$\text{Faktor korosi, } C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6 Peter, Hal. 542})$$

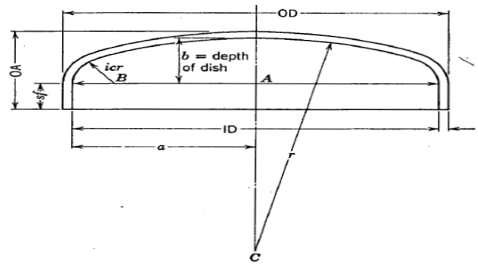
$$\text{Tebal dinding shell (ts)} = \frac{Pd \times r}{f \times E - 0,6 \times Pd} + C \quad (\text{Pers. 14.34 Brownell \& Young, 1959})$$

$$= \frac{22,88 \text{ psi} \times 80,27 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 22,88} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,31 \text{ in}$$

Berdasarkan nilai dinding shell standar yang digunakan yaitu  $5/16 = 0,31 \text{ in}$

### **Perancangan Tutup Tangki**



- Menentukan OD optimum:

$$OD = D + (2 \times ts)$$

$$= 160,54 \text{ in} + (2 \times 0,31) = 161,16 \text{ in}$$

Berdasarkan nilai OD Optimum yang diperoleh maka dapat dilihat pada Tabel 5.7

Brownell & Young , 1959: 90 di dapkan OD = 168.

Sehingga,

$$Icr = 10 \frac{1}{8}$$

$$= 10,13 \text{ in}$$

$$r = 144$$

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{r1}} \right)$$

$$= 1,69$$

$$Th = \frac{prcW}{2fE - 0,2 p} + e \quad (\text{Pers 7.77 Hal 138 (Brownell \& Young)})$$

$$= \frac{22,88 \text{ psi} \times 144 \times 1,69 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 22,88 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,40 \text{ in}$$

Berdasarkan nilai th standar 7/16 in (0,44) dan sf dtandar 1,5 – 3,5 dipilih 2,5

(Tabel 5.6 hal.88 Brownel and young )

$$a = \frac{D}{2}$$



$$= \frac{160,54 \text{ in}}{2}$$

$$= 80,27 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 80,27 \text{ in} - 10,13$$

$$= 70,15 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 144 - 10,13$$

$$= 133,88 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{133,88^2 - 70,15^2}$$

$$= 114,03 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 144 - 114,03 \text{ in}$$

$$= 29,97 \text{ in}$$

$$OA = th + sf + b$$

$$= 0,40 \text{ in} + 2,5 + 29,97 \text{ in}$$

$$= 32,91 \text{ in}$$

$$= 0,84 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = \text{tinggi shell} + (2 \times OA)$$

$$= 6,12 \text{ m} + (2 \times 0,84) \text{ m}$$

$$= 7,79 \text{ m}$$

---

### Resume

---

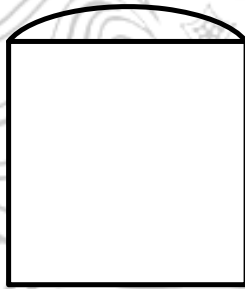
Nama Alat = Tangki penyimpanan *Acetol*

Kode Alat	=	T-05
Fungsi	=	Tempat penyimpanan produk samping <i>Acetol</i> 99,5%
Tipe	=	Silinder vertical dengan tutup dan alas berbentuk <i>torispherical</i>
Bahan	=	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	=	1 unit
Kondisi Operasi	=	Tekanan 1 atm; suhu 30°C
Kapasitas	=	53,24 m <sup>3</sup>
Diameter	=	4,08 m
Tebal shell	=	0,31 in
Tebal head	=	0,40 m
Tinggi	=	7,79 m

---

#### 16. Tangki Penyimpanan Produk (T-05)

Fungsi : Tempat penyimpanan produk *propylene glycol*



#### Menghitung kebutuhan bahan baku

Berdasarkan BAB III terkait Neraca Massa, kebutuhan *glycerol* untuk produksi adalah 631,3131 kg/jam maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan gliserol/hari} &= 631,3131 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 1 \text{ hari} \\
 &= 45.454,54 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

### Menghitung kapasitas tangki

$$\text{Densitas gliserol 95\%} = 1032 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 64,43 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{V gliserol} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{45.454,54 \text{ kg}}{1.032 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \\ &= 44,05 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan (fk)} = 20\% \quad (\text{Peters ed.4, Tabel 6})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,2 \times V \\ &= 1,2 \times 44,05 \text{ m}^3 \\ &= 52,85 \text{ m}^3 \times 35,31 \frac{\text{ft}^3}{\text{m}^3} \\ &= 1.866,52 \text{ ft}^3 \quad (\text{Perry, 1997}) \end{aligned}$$

### Menghitung tinggi, diameter tangki dan kapasitas tangki

Tangki direncanakan sebanyak 1 buah dengan tutup alas berbentuk ellipsoidal.

Rasio tinggi silinder : diameter (H:D) = 1,5:1

$$\text{Volume silinder (Vs)} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \quad (\text{Pers 3-2 Brownell \& Young})$$

$$= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{3}{2} D$$

$$= \frac{3}{8} \times \pi \times D^3$$

$$= 1,18 D^3$$

$$\text{Volume tutup tangki (Vh)} = \frac{\pi}{24} \times D^3 \quad (\text{hal. 18, Megyesy, 2001})$$

$$= 0,131 D^3$$

$$\text{Volume tangki} = V_s = 1,18 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_t}{1,18}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{52,85 \text{ m}^3}{1,18}}$$

$$D = 3,55 \text{ m} = 11,97 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter tangki (D)} = 3,55 \text{ m} = 139,92 \text{ inch}$$

$$\text{Jari-jari tangki (r)} = \frac{3,5539 \text{ m}}{2} = 1,23 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi silinder (H)} = 1,5 \times 3,55 \text{ m} = 5,33 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup (Hh)} = \frac{1}{4} \times 5,33 \text{ m} = 0,89 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (Ht)} &= H + Hh \\ &= (5,33 + 0,89) \text{ m} \\ &= 6,22 \text{ m} = 14,15 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki (H}_L) &= \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} \\ &= \frac{4 \times 14,68 \text{ m}^3}{3,14 \times (2,46 \text{ m})^2} \\ &= 3,08 \text{ m} = 20,40 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menghitung tekanan desain tangki

Tekanan desain dihitung dengan rumus:

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

Pada penentuan tekanan hidrostatik, jika densitas fluida lebih kecil dari densitas air, maka densitas yang digunakan adalah densitas air (*Brownell & young*,

1959).

$$\begin{aligned} P_{hidrostatis} &= \frac{\rho \frac{g}{gc} \times HL}{144} \\ &= \frac{64,43 \frac{lb}{ft^3} \left(\frac{9,81}{9,81}\right) \times 14,97 \text{ ft}}{144} = 6,69 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{abs} &= P_{operasi} + P_{hidrostatis} \\ &= (14,69 + 6,69) \text{ psi} \\ &= 21,39 \text{ psi} \end{aligned}$$

P desain 5 - 10% diatas tekanan kerja normal/absolut (*Coulson, 1983*).

$$\begin{aligned} P_{desain} &= 1,1 \times 21,39 \text{ psi} \\ &= 23,53 \text{ psi} \\ &= 23,53 \text{ psi} \times \frac{0,068 \text{ atm}}{1 \text{ psi}} = 1,60 \text{ atm} \end{aligned}$$

### Menghitung tebal shell tangki

Untuk menentukan tebal shell, persamaan yang digunakan adalah:

$$T_s = \frac{P \times D}{2(f \cdot E - 0,6p)} + C$$

Keterangan:

Ts = Ketebalan dinding shell, inch

Pd = Tekanan desain, psi

D = Diameter tangki, inch

F = Nilai tegangan material, Carbon steel SA Grade C 12,650 Psi.

E = Efisiensi sambungan 0,80 Jenis sambungan las (*Single-welded*)

buty joint without backing strip, no radiographed)

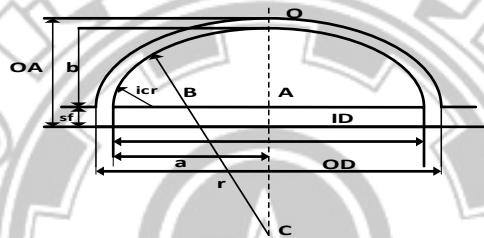
C = Korosi yang diizinkan (*Corrosion allowance*) 0,125 in/10 th

$$T_s = \frac{23,53 \text{ psi} \times 97,01 \text{ inch}}{(2 \times 12.650 \times 0,80) - (0,6 \times 23,53 \text{ psi})} + 0,1250$$

$$= \frac{3.292,40}{20.240} + 0,1250$$

$$= 0,29 \text{ inch} = 0,73 \text{ cm}$$

### Menghitung tebal tutup atas ellipsoidal



Untuk head digunakan bahan yang sama dengan dinding tangki

$$OD = 140,41 \text{ in}$$

Dipilih OD standar 138 in pada tabel 5.7 hal.90 Brownell dan Young

Sehingga  $icr = 8,38$

$$r = 132$$

$$Th = \frac{P \times r}{(f \cdot E - 0,6p)} + C$$

$$= \frac{23,53 \text{ psi} \times 132 \text{ inch}}{(2 \times 12.650 \times 0,80) - (0,2 \times 23,53 \text{ psi})} + 0,1250 = 0,39 \text{ inch}$$

Dipilih tebal head standar 5/16 in (0,3125) dan dari sf standar 1,5-3 dipilih 2,40

(Tabel 5.6 hal 88, Brownell & Young)

$$a = 69,96 \text{ in}$$

$$AB = 61,58 \text{ in}$$

BC	= 123,63 in
AC	= 107, 19 in
b	= 24,81 in
OA	= 0,31 + 2,4 + b = 27,52 in = 0,69 m
Tinggi Tangki	= 6,03 m

### Menghitung tutup bagian bawah

Tebal tutup bawah:

$$t = D \sqrt{C \frac{P}{f}}$$

Keterangan

D = Diameter tangki, inch

C = Korosi yang diizinkan (*Corrosion allowance*) 0,125 in/10 th

f = Nilai tegangan material, Carbon steel SA Grade C 12650 Psi.

P = Tekanan desain

$$t = D \sqrt{C \frac{P}{f}}$$

$$= 139,92 \text{ in} \sqrt{0,125 \text{ in} \frac{23,53 \text{ psi}}{12.650 \text{ psi}}} = 2,13 \text{ in} = 0,04 \text{ cm}$$

Digunakan tebal tutup bawah standar 2 in.

---

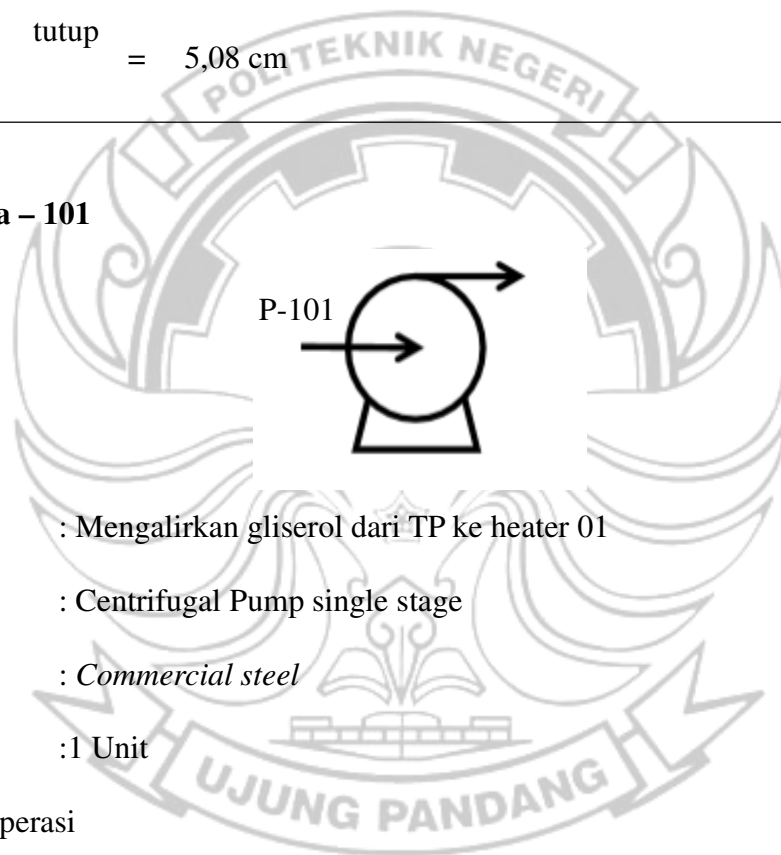
### Resume

---

Nama Alat	= Tangki penyimpanan produk <i>propylene glycol</i>
Kode Alat	= T-05
Fungsi	= Tempat penyimpanan produk <i>propylene glycol</i>
Tipe	= Tangki silinder dengan tutup <i>conical dished head</i> dan alas datar ( <i>flat</i> ).

Bahan	=	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	=	1 unit
Kondisi Operasi	=	Tekanan 1 atm; suhu 30°C
Kapasitas	=	44,05 m <sup>3</sup>
Diameter	=	3,55 m
Tinggi	=	6,03 m
Tebal shell	=	0,73 cm
Tebal tutup atas	=	0,39 cm
Tebal tutup bawah	=	5,08 cm

### 1. Pompa – 101



Fungsi : Mengalirkan gliserol dari TP ke heater 01

Tipe : Centrifugal Pump single stage

Bahan : *Commercial steel*

Jumlah : 1 Unit

Kondisi Operasi

Tekanan Masuk (P) = 1 atm

14,7 Psi

- Laju alir massa (F) = 876,30 kg/jam

- Densitas ( $\rho$ ) = 1.260 kg/m<sup>3</sup>

= 78,65 lb/ft<sup>3</sup>



$$\begin{aligned}
 - \text{Viskositas} &= 0,486 \text{ cp} \\
 &= 0,00032 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir volumetric (Q)} &= \frac{\text{Laju alir}}{\rho} \\
 &= \frac{876,30 \text{ kg/jam}}{1.260 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,69 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0068 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Desain Pompa

a. Menghitung dimensi pipa

Asumsi aliran turbulen  $N_{re} > 2.100$

$$- \text{DI optimum} = 3,9q_f^{0,45} \rho^{0,13}$$

Peters & Timmerhaus, 1991 Persamaan 15 halaman 496

$$\begin{aligned}
 &= 3,9 \times 0,0068^{0,45} \times 78,65^{0,13} \\
 &= 0,72 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari appendiks A.5.P 892 (Geankoplis, 1993) dipilih

$$\begin{aligned}
 - \text{Nominal size pipe} &= 16 \text{ in} \\
 - \text{Schedule Number} &= 80 \\
 - \text{Inside diameter (ID)} &= 0,957 \text{ in} = 0,07 \text{ ft} \\
 - \text{Outside diameter (OD)} &= 1,315 \text{ in} = 0,109 \text{ ft} \\
 - A &= 0,0049 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Menghitung Kecepatan Linear

$$= \frac{\text{Laju alir volumetrik}}{A}$$

V

$$= \frac{0,0068 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0049 \text{ ft}^2}$$

$$= 1,36 \text{ ft/s}$$

$$= 0,41 \text{ m/s}$$

c. Menghitung Bilangan Reynold (Nre)

$$\text{Nre} = \frac{\rho \cdot ID \cdot V}{\mu}$$

$$= \frac{78,65 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,07 \text{ ft} \times 1,36 \text{ ft/s}}{0,00032 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}}$$

$$= 26.257,52$$

Berdasarkan nilai Nre yang diperoleh  $Nre > 2.100$  Maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar

d. Menghitung Panjang total pipa ( $\Sigma L$ )

Direncanakan:

- Panjang pipa lurus = 30 ft

Untuk 1 buah elbow 90°

$$\text{Le/ID} = 32 \text{ (Dimensi eionless standar, Peters \& Timmerhaus, 1991 Tabel 1 hal 484)}$$

$$\text{Le} = 32 \times \text{ID} \times n \text{ elbow}$$

$$n \text{ elbow} = 1$$

$$= 32 \times 0,079 \text{ ft} \times 1$$

Untuk 1 gate valve, wide open

$$\text{Le/ID} = 9 \text{ (Peter table 1 hal. 484)}$$

$$\begin{aligned}
Le &= 9.ID \\
&= 9 \times 0,0797 \text{ ft} = 0,717 \text{ ft} \\
\Sigma L &= \text{Panjang pipa lurus} + Le \text{ elbow} + Le \text{ 1 gate valve} \\
&= 30 \text{ ft} + 2,55 \text{ ft} + 0,717 \text{ ft} \\
&= 33,26 \text{ ft}
\end{aligned}$$

e. Instalasi pipa (Friction Loss)

Fraksi karena adanya sudden contraction

$$h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha}$$

(Geankoplis 1993 persamaan 2.10-16 hal 93)

Karena luas permukaan tangka jauh lebih besar dari luas permukaan pipa maka  $A_2 < A_1$  sehingga nilai  $A_2/A_1$  dapat diabaikan dan nilai lamda untuk aliran turbulen = 1

$$= 0,55(1 - 0) \frac{0,41^2}{2 \times 1}$$

$$= 0,047 \text{ j/kg}$$

- Friksi karena pipa lurus

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L \cdot v^2}{2D} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Persamaan 2.10-16 hal 89})$$

Mencari nilai f pada Fig 1.10-3 hal 88 , Geankoplis 1993.

$$\epsilon = 0,000046 \text{ m} \quad (\text{Tabel 5.2 Culson Volume 6})$$

$$\epsilon/D = 0000046/0,024 \text{ m}$$

$$= 0,0018 \text{ m}$$

Berdasarkan Nilai Nre dan  $\epsilon/D$  diperoleh nilai  $f = 0,0065$

- Perkiraan Panjang pipa ( $\Delta L$ )

$$\begin{aligned}(\Delta L) &= 30 \text{ ft} \\ &= 9,144 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}F_f &= 4 \times 0,0072 \cdot \frac{9,144 \text{ m} \times 0,416^2}{2 \times 0,024 \text{ m}} \\ &= 0,94 \text{ j/kg}\end{aligned}$$

- Fraksi elbow 90°C

Nilai Kf elbow 90°C untuk aliran turbulen pada table 2.10-2 hal:94

Geonkoplis,1993

$$\begin{aligned}K_f &= 0,75 \\ n &= 1 \text{ buah}\end{aligned}$$

- Fraksi Globe valve

$$\begin{aligned}K_f &= 6 \\ n &= 1\end{aligned}$$

- Hf globe valve

$$\begin{aligned}&= n \cdot k_f \frac{v^2}{2\alpha} \\ &= 1 \times 6 \frac{0,416 \text{ m/s}^2}{2 \times 1} \\ &= 0,5208 \text{ j/kg}\end{aligned}$$

- Friksi karena adanya sudden expansion

$$\begin{aligned}h_{ex} &= \left(1 - \frac{A_1^2}{A_2^2}\right) \frac{v^2}{2\alpha} \\ &= (1-0^2) \frac{0,416 \frac{\text{m}^2}{\text{s}}}{2 \times 1}\end{aligned}$$

$$= 0,086$$

Total friction loss  $\Sigma f$

$$\Sigma f = 1,6609 \text{ j/kg}$$

f. Menghitung Daya Pompa

Dari persamaan bernouli

$$\frac{1}{2\alpha} (v_1^2 - v_2^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma L + W_s = 0$$

Geonkoplis, 1993 Persamaan 2.7-28 hal 64

$$P_1 = P_2$$

$$= 1 \text{ atm}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

$$Z_2 = 3,05 \text{ m ( Geonkoplis fig 2.7-4 hal 88)}$$

$$AZ = 2 \text{ m}$$

$$\rho_1 = \rho_2$$

$$= 1.260 \text{ kg/m}^3$$

$$\alpha = 1$$

$$V_1 = 0 \text{ ( fluida diam dalam tangki)}$$

$$V_2 = 0,4166 \text{ m/s}$$

$$W_s = \frac{1}{2\alpha} (v_1^2 - v_2^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma L$$

$$W_s = \frac{1}{2 \times 1} \left( (0,4166 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2 - 0^2 \right) + 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} (3,05 - z_1) + 1,6609 \text{ j/kg}$$

$$= 21,8377 \text{ j/kg}$$

Mencari efisiensi pompa pada fig 14.36 hal 520 Petters & Timmerhaus 1991

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas pompa} &= 0,6954 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0068 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 3,0562 \text{ gal}/\text{menit}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan kapasitas pompa diperoleh efisiensi 25%

$$\begin{aligned}
 W_p &= -W_s/n \text{ (Geankoplis hal 81)} \\
 &= 21,8377 \text{ j/kg} / 25\% \\
 &= 62,3936 \text{ j/kg} \\
 W_p \times F &= 62,3936 \text{ j/kg} \times 876,30 \text{ kg/jam} \\
 &= 54.675,99 \text{ j/jam} \\
 &= 15,18 \text{ j/s} \\
 &= 0,02 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi Motor} &= 80\% \\
 &= 0,02/80\% \\
 &= 0,02 \text{ Hp} = 0,5 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Adapun Pompa yang digunakan:

- 10. Pompa 101 : Mengalirkan gliserol dari TP ke heater 01
- 11. Pompa 102 : Mengalirkan katalis  $\text{H}_2\text{SO}_4$  menuju Reaktor Dehidrasi
- 12. Pompa 103 : Mengalirkan larutan dari reaktor dehidrasi menuju ke Menara destilasi
- 13. Pompa 4 : Mengalirkan larutan dari keluaran bagian atas MD-101 Menuju ke reactor hidrogenasi
- 14. Pompa 105 : Mengalirkan larutan dari keluaran bottom MD-101 Menuju tangki penyimpanan sisa gliserol

15. Pompa 106 : Mengalirkan larutan keluaran R-102 ke Menara destilasi
16. Pompa 107 : Mengalirkan asetol dari kondensor destilasi ke TP-04
17. Pompa 08 : Mengalirkan asetol dari reboiler destilasi ke cooler
18. Pompa 09 : Mengalirkan asetol dari reboiler destilasi 2 ke cooler 101

Dengan mengikuti perhitungan pompa diatas , maka diperoleh hasil perhitungan untuk semua pompa dalam proses sebagai berikut:

SPESIFIKASI POMPA							
No	Kode Pompa	Jumlah	Laju alir (kg/jam)	Nominal Pipe Size	ID (in)	OD (in)	Daya (Hp)
1	P-01	1	876,31	1	0,957	1,315	0.5 hp
2	P-02	1	43,82	0,25	0,364	0,54	0,5
3	P-03	1	920,12	0,75	0,824	1,05	0,5 Hp
4	P-04	1	837,89	0,75	0,824	1,05	0,5 Hp
5	P-05	1	130,93	0,5	0,622	0,84	0,5 Hp
6	P-06	1	854,60	0,75	0,824	1,05	0,5
7	P-07	1	223,29	0,5	0,622	0,84	0,5 Hp
8	P-08	1	631,31	0,75	0,824	0,84	0,5 Hp
9	P-09	1	631,31	0,75	0,824	1,05	0,5 Hp

## LAMPIRAN D UTILITAS

Unit utilitas pada suatu pabrik adalah sebagai penunjang jalannya proses produksi dalam suatu pabrik. Unit utilitas yang diperlukan pada Pabrik Propilene Glikol ini yaitu:

### 1. Unit Penyediaan Steam

Fungsi : Menghasilkan uap untuk keperluan proses

Jenis : Pipa api

Jumlah : 1 unit

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan steam peralatan sebagai berikut:

Tabel D. 1 Kebutuhan Steam

No	Nama Alat	Jumlah steam Kg/jam
1	Heater 101	78,26
2	Heater 102	1,95
3	Reaktor-01	32,31
4	Destilasi Fraksionasi 1	321,85
5	Reaktor-02	83,01
6	Destilasi Fraksionasi 2	348,73
<b>Total</b>		<b>866,12</b>

$$\begin{aligned} W_s &= 1,2 \times \text{total steam} \\ &= 1,2 \times 866,12 \\ &= 1.039,34 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



Untuk memperhitungkan faktor keamanan dan kebocoran maka direncanakan steam yang disediakan 20% lebih besar dari kebutuhan normal. Jadi jumlah steam yang harus disediakan oleh boiler:

### 1.1 Boiler (BI-201)

Fungsi : Menghasilkan saturated steam yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan steam pada alat proses

Jenis : Water tube

Jumlah : 1 unit

Steam yang digunakan adalah saturated steam pada kondisi suhu 250°C. Dari tabel AIII.2 *Stoichiometry* diketahui data entalpi steam sebagai berikut:

- Uap jenuh,  $H_g = 2.802 \text{ kJ/kg} = 271,84 \text{ btu/lb}$
- Cair jenuh,  $H_f = 1.085,3 \text{ kJ/kg} = 466,60 \text{ btu/lb}$

Power boiler dihitung sesuai persamaan:

$$\text{BHP} = \frac{W_s \times (H_g - H_f)}{970,3 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} \times 34,5 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} / \text{Hp}}$$

Dimana:

BHP = Boiler Horse Power (Hp)

$W_s$  = Massa steam yang dihasilkan (lb/jam)

$H_v$  = Entalpi steam (btu/lb)

$H_f$  = Entalpi air masuk (btu/lb)

Jadi,

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{2.291,75 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} (271,8370 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 466,5965 \frac{\text{btu}}{\text{lb}})}{970,3 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} \times 34,5 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} / \text{Hp}} \\ &= 72,51 \text{ Hp} = 72 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Diketahui:

$$\text{Heating value surface} = 10 \text{ ft}^2/\text{Hp Boiler} \quad (\text{Severn, hal.140})$$

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Heating value surface (A)} &= \text{BHP} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \\ &= 72,51 \text{ Hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \\ &= 725,10 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari tabel 11. Kern, 1983 direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi:

NPS	= 1 in
OD	= 1,32 in
ID	= 1,05 in
Luas permukaan pipa, at	= 0,86 ft <sup>2</sup> /ft
Panjang tube, L	= 25 ft

Maka jumlah tube, Nt:

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{at \times L} \\ &= \frac{725,10 \text{ ft}^2}{0,864 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 25 \text{ ft}} = 33,57 \approx 34 \text{ tube} \end{aligned}$$

**a. Kebutuhan Air Umpan Boiler (Wb)**

Kebutuhan air umpan boiler dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$Wb = \frac{Ws}{F}$$

Dimana, F adalah faktor heater dar persamaan 173, Savern W.H hal. 140

$$\begin{aligned} F &= \frac{(Hg-Hf)}{970,4} \\ &= \frac{1.204,64 \frac{\text{btu}}{\text{lb}} - 466,595 \frac{\text{btu}}{\text{lb}}}{970,4} = 0,76 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 W_b &= \frac{W_s}{F} \\
 &= \frac{1.039,34 \text{ kg/jam}}{0,766} \\
 &= 1.366,55 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Untuk menghemat pemakaian air, steam bekas dari peralatan pemanas perlu disirkulasi. Dengan asumsi, terjadi kehilangan 20% dari total steam sebelum disirkulasi.

$$\begin{aligned}
 \text{Kondensat steam yang disirkulasi} &= 80\% \times W_b \\
 &= 80\% \times 1.366,55 \text{ kg/jam} \\
 &= 1.093,24 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan make up water boiler} &= W_b - \text{kondensat steam} \\
 &= (1.366,55 - 1.093,24) \text{ kg/jam} \\
 &= 273,31 \text{ kg jam}
 \end{aligned}$$

#### **b. Kebutuhan bahan bakar (Wf)**

Bahan bakar yang digunakan fuel oil 33°API. Berdasarkan Perrys 7<sup>th</sup>ed., fig 27-3 diketahui:

$$\text{Heating value, } H_v = 132000 \text{ btu/lb} \approx 36.788,40 \text{ kJ/kg}$$

Ditentukan efisiensi boiler 85%, sehingga:

$$\begin{aligned}
 W_f &= \frac{W_b (H_g - H_f)}{\eta \times H_v} \\
 &= \frac{1.366,55 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} (2.802 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 1.085,3 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}})}{0,85 \times 36.788,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} \\
 &= 32,25 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Perry's 7<sup>th</sup>ed., pers. 27-9 diketahui densitas fuel oil 893,33 kg/jam.

Maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetric (Q)} &= \frac{Wf}{\rho} \\
 &= \frac{32,25 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{893,3 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}} \\
 &= 0,04 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 36,10 \text{ liter/jam}
 \end{aligned}$$

### c. Tangki Bahan Bakar Boiler

Fungsi : Tempat menyimpan bahan bakar fuel oil untuk boiler

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan : *Carbon steel SA-53, grade B*

Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Waktu operasi : 7 hari

Rate volumetric (Q) : 0,03 m<sup>3</sup>/jam

- Menentukan Ukuran Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume cairan dalam tangki, } V_c &= Q \times 7 \text{ hari} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \\
 &= 0,04 \text{ m}^3/\text{jam} \times 168 \text{ jam} \\
 &= 6,06 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\text{Volume tangki, } V_T = 1,2 \times 6,06 \text{ m}^3 = 7,28 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder D:H = 1 : 1,5

$$\begin{aligned}
 V_T &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\
 &= \frac{\pi}{4} D^2 1,5D = \frac{\pi}{4} 1,5 D^3
 \end{aligned}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V_T}{1,5 \times \pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4 \times 7,28 \text{ m}^3}{1,5 \times 3,14}}$$

$$= 1,83 \text{ m}$$

$$H = 1,5 \times D$$

$$= 1,5 \times 1,83 \text{ m}$$

$$= 2,75 \text{ m}$$

- Tekanan Design

$$\text{Tekanan hidrostatik} = \rho \times g \times h$$

$$= 893,33 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,75 \text{ m}$$

$$= 24.031,47 \text{ Pa}$$

$$= 24,03 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan udara luar} = 39,21 \text{ atm}$$

$$= 3.972,9533 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi, } T_0 = \text{Tekanan hidrostatik} + \text{tekanan udara luar}$$

$$= (24,03 + 3.972,95) \text{ kPa}$$

$$= 3.996,98 \text{ kPa} \approx 579,69 \text{ psi}$$

- Tebal Dinding Tangki

$$\text{Allowable working stress, } f = 13750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi, } E = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Diameter} = 1,31 \text{ m} \approx 72,05 \text{ in}$$

$$T_0 = 18,56 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal dinding shell, } t &= \frac{P \cdot D}{2f \cdot E - 0,65P} + C \\
 &= \frac{18,5612 \text{ psi} \times 72,05 \text{ in}}{2 \times 13750 \times 0,85 - 0,65 \times 18,56} + 0,125 \\
 &= 0,18 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell standar  $\frac{1}{4}$  in (0,25 in) (Tabel 5.6. Brownell & young)

## 2. Unit Penyediaan Air

### 2.1 Kebutuhan Air

Kebutuhan air direncanakan memakai air sungai yang kemudian diolah menjadi air bersih yang layak digunakan pada pabrik dan keperluan lain seperti kebutuhan air proses yang terdiri dari :

#### 1. Air umpan boiler

$$\text{Kebutuhan air umpan boiler } (W_s) = 1.366,55 \text{ kg/jam}$$

#### 2. Air pendingin

Berdasarkan perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan air pendingin sebagai berikut:

Tabel D. 2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Jumlah air pendingin (kg/jam)
1	Kondensor Destilasi 01	5.916,3033
2	Kondensor Destilasi 02	5.081,7104
3	Cooler	2.658,7225
<b>Total</b>		<b>13.656,7362</b>

Untuk faktor keamanan disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$\begin{aligned}
 W_p &= 110\% \times \text{jumlah air pendingin} \\
 &= 1,1 \times 13.656,7362 \text{ kg/jam} = 15.022,4098 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Untuk menghemat pemakaian air, air bekas pendingin dari peralatan pendingin perlu disirkulasi. Dengan asumsi, terjadi kehilangan 10% dari total air sebelum disirkulasi.

$$\begin{aligned}\text{Air pendingin yang disirkulasi} &= 90\% \times W_p \\ &= 0,9 \times 15.022,4098 \text{ kg/jam} \\ &= 13.520,2 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Make up air pendingin} &= W_p - \text{air pendingin yang disirkulasi} \\ &= (15.022,4098 - 13.520,2) \text{ kg/jam} \\ &= 1.502,24 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

### 3. Air sanitasi

Kebutuhan air sanitasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

- Air untuk karyawan

$$\text{Kebutuhan air setiap karyawan} = 70 \text{ L/hari}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 114 \text{ orang}$$

Jadi, kebutuhan air total karyawan adalah :

$$\begin{aligned}W_k &= \frac{70 \text{ L}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1 \text{ kg}}{\text{L}} \times 114 \\ &= 332,5 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Air untuk laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium sebesar 10% dari kebutuhan karyawan, sehingga :

$$\begin{aligned}W_l &= 10\% \times W_k \\ &= 0,1 \times 332,5 \text{ kg/jam} \\ &= 33,25 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- Air untuk kebersihan dan pertamanan

Direncanakan kebutuhan air untuk kebersihan dan pertamanan adalah 10% dari kebutuhan karyawan, sehingga :

$$\begin{aligned} W_{kp} &= 10\% \times W_k \\ &= 0,1 \times 332,5 \text{ kg/jam} \\ &= 33,25 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air untuk prasarana lainnya

Direncanakan kebutuhan air untuk prasarana lainnya adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan, sehingga :

$$\begin{aligned} W_{pl} &= 50\% \times W_k \\ &= 0,5 \times 332,5 \text{ kg/jam} \\ &= 166,25 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi, total air sanitasi ( $W_{as}$ )

$$\begin{aligned} &= W_k + W_l + W_{kp} + W_{pl} \\ &= (332,5 + 33,25 + 33,25 + 166,25) \text{ kg/jam} \\ &= 565,25 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan disuplai air 10% lebih besar dari kebutuhan, sehingga:

$$\begin{aligned} W_{as} &= 110\% \times \text{total air sanitasi} \\ &= 1,1 \times 565,25 \text{ kg/jam} = 621,775 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi, total air kebutuhan air

$$\begin{aligned} &= W_s + W_p + W_{as} \\ &= (1.366,55 + 15.022,4098 + 621,775) \text{ kg/jam} \\ &= 17.010,73 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



## 2.2 Spesifikasi Peralatan Pengolahan Air

### 1. Bak Penampungan Air Sungai

Fungsi : Untuk menampung air sungai pada tahap pendahuluan dan mengendapkan partikel-partikel besar dalam air yang berasal dari sungai.

Bentuk : Bak dengan permukaan persegi panjang

Konstruksi : Beton kedap air

Kapasitas Air = 17.010,73 L/jam

Air dibutuhkan 10% berlebih

Kapasitas air =  $1,1 \times 17.010,73 \text{ L/jam}$   
= 18.711,80 L/jam

Densitas air :  $995,68 \text{ kg/m}^3 \approx 62,16 \text{ lb/ft}^3$

Volume air yang terisi dalam bak =  $\frac{18.711,80}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 1$   
=  $18,79 \text{ m}^3$

Direncanakan waktu tinggal 1 jam, maka:

Laju alir = waktu tinggal x laju alir massa  
= 1 jam x  $18,79 \text{ m}^3$   
=  $18,79 \text{ m}^3/\text{jam}$

Direncanakan air ditampung dalam 3 buah bak sehingga volume bak :

$$= \frac{18,79 \text{ m}^3}{3} = 6,26 \text{ m}^3$$

Volume bak terisi 95% terisi air

Volume total bak =  $\frac{6,26 \text{ m}^3}{0,95} = 6,59 \text{ m}^3$

Direncanakan perbandingan lebar dan panjang = 2 : 1 ; tinggi 4 meter, maka:

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

$$6,59 \text{ m}^3 = p^2 \times 4$$

$$p^2 = 1,65 \text{ m}^3$$

$$P = 1,28 \text{ meter}$$

Ukuran bak : panjang = 1,3 meter ; lebar = 2,6 meter ; tinggi = 4 meter.

## 2. Tangki Clarifier

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya proses koagulasi, flokulasi dan sedimentasi dengan penambahan koagulan alum ( $\text{Al}_2\text{SO}_4 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ).

Tipe : Gravity clarifier

Bahan : Carbon Steel SA-285 grade C

Dasar Perhitungan :

$$\text{Rate aliran} = 17.011,93371 \text{ kg/jam}$$

$$= 37.511,3138 \text{ lb/jam}$$

$$= 10,4198 \text{ lb/s}$$

$$\text{Asumsi suhu air masuk } T = 30^\circ\text{C}$$

Dari App. A.2-3 dan A.2-4 Geankoplis hal 855, didapatkan:

$$\text{Densitas air} = 995,68 \text{ kg/m}^3 \approx 62,1304 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas air } (\mu) = 0,8 \text{ cP} \approx 0,0005 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Rate volumetric (Qf)} = \frac{10,4198 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{62,1304 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 0,1677 \text{ ft}^3\text{s}$$

### a. Desain Tangki

Dirancang :

$$\text{Tinggi silinder, } H_s = 1,5 D$$

Sudut konis,  $\alpha$  =  $45^\circ$

Volume tangki = 20% Volume liquid

Diameter flat spot, H = 6 in = 0,5 ft

Menghitung dimensi *clarifier*

Waktu pengendapan = 1 jam (Tabel 11.9, Walas, hal 320)

Jika direncanakan akan menggunakan 1 buah tangki, maka :

Volume air dalam tangki =  $\frac{Qf \times t}{1} = \frac{0,1677 \frac{ft^3}{s} \times 3600 s}{1}$   
 = 603,72 ft<sup>3</sup>  $\approx$  17,0953 m<sup>3</sup>

Volume tangki = Volume air x 120%  
 = 603,72 ft<sup>3</sup> x 1,2  
 = 724,464 ft<sup>3</sup>

Volume silinder ( $V_s$ ) =  $\frac{\pi}{4} D^2 \times H_s$  (Pers. 3.1. Brownell, hal 41)  
 =  $\frac{\pi}{4} D^2 \times 1,5 D$   
 = 1,1775 D<sup>3</sup>

Volume *head* bawah ( $V_h$ )

$V_h = \frac{\pi}{12} Hc (D^2 + DH + H^2)$  (Pers. 4-18, Hesse, hal 92)  
 =  $\frac{\pi}{12} \tan \alpha \left(\frac{D-0,5}{1}\right) (D^2 + 0,5 D + 0,5 D)^2$   
 = 0,2617 (0,5 D - 0,5) (D<sup>2</sup> + 0,5 D + 0,5)  
 = 0,1308 D<sup>3</sup> - 0,0654 D<sup>2</sup> + 0,0654 D<sup>2</sup> - 0,0164  
 = 0,1308 D<sup>3</sup> - 0,0164

Volume tangki =  $V_s + V_h$

724,464 ft<sup>3</sup> = 1,1775 D<sup>3</sup> + 0,1308 D<sup>3</sup> - 0,0164

$$\begin{aligned}
 724,464 \text{ ft}^3 &= 1,3083 D^3 \\
 D^3 &= 553,7445 \\
 D &= 8,2118 \text{ ft} \approx 98,5416 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi silinder ( $H_s$ )

$$\begin{aligned}
 H_s &= 1,5 D = 1,5 \times 8,2118 \text{ ft} \\
 &= 12,3177 \text{ ft} = 3,7 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Volume Silinder ( $V_s$ )

$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{\pi}{4} D^2 H_s \\
 &= \frac{3,14}{4} (8,2118 \text{ ft})^2 \times 12,3177 \text{ ft} \\
 &= 652,0426 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi tutup konis ( $H_c$ )

$$\begin{aligned}
 H_c &= \tan \alpha \left( \frac{D-H}{1} \right) && \text{(Pers. 4 – 17, Hesse, hal. 92)} \\
 &= \tan 45^\circ \left( \frac{8,2118 \text{ ft} - 0,5}{1} \right) \\
 &= 7,7118 \text{ ft} \approx 3,6535 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air dalam kronis} &= 0,1308 D^3 - 0,0164 \\
 &= (0,1308 \times 12,2367^3) - 0,0164 \\
 &= 239,6464 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume air dalam silinder} &= V \text{ air} - V \text{ bahan dalam konis} \\
 &= (603,72 - 239,6464) \text{ ft}^3 = 364,0736 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi air dalam silinder} &= \frac{\text{Volume air dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} D^2} \\
 &= \frac{364,9736 \text{ ft}^3}{\frac{3,14}{4} (8,2118 \text{ ft})^2} = 10,0914 \text{ ft} = 121,0959 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi air dalam konis = tinggi konis = 11,9867 ft = 143,8404 in

Tinggi air dalam tangki = tinggi air dalam silinder + tinggi air dalam konis  
= (10,0914 + 11,9867) ft  
= 22,0780 ft = 264,9363 in

- Menghitung tebal tangki (tebal *shell*, tebal konis dan tebal tutup atas)

Tebal shell

Menentukan Tekanan Design

Tekanan lingkungan ( $P_{\text{ling}}$ ) = 1 atm = 14,7 psi

Tekanan hidrostatik ( $P_{\text{H}}$ ) =  $\rho \times \frac{g}{gc} \times H = 6,35$  psig

Tekanan absolut ( $P_{\text{abs}}$ ) =  $P_{\text{ling}} + P_{\text{H}} = 21,0539$  psig

Untuk keamanan diambil P desain = 0,1

Sehingga :

P desain =  $1,1 \times 21,0539$  psig  
= 23,1593 psig

$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 P} + C$  (Pers. 13.1. Brownell, hal 254)

Dimana :

ts = tebal *shell*, in

P = tekanan *design*, psi

f = maks *allowable stress*

ri = jari – jari dalam, in

c = Faktor korosi

e = *joint efisiensi*

Bahan yang digunakan adalah *Carbon steel SA-283 Grade C*

$$f = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1, Brownell, hal 251})$$

Sambungan (*Double Welded Butt Joint*)

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, Brownell, hal 254})$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0,125 \text{ in}$$

Sehingga :

$$ts = \frac{23,1593 \text{ psi} \times 93,3}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 23,1593 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,179 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell, hal 89 diambil tebal *shell* standar = 0,1875 in

Standarisasi OD

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \text{ ts}$$
$$= 146,8404 \text{ in} + 2 (0,179) \text{ in}$$
$$= 147,1984 \text{ in}$$

Standarisasi ID, OD = 120 in

$$\text{ID} = \text{OD} - 2 \text{ ts}$$
$$= 147,1984 \text{ in} - 2 (0,179) \text{ in}$$
$$= 146,9809 \text{ in}$$

Menentukan Tinggi *Shell* ( $H_s$ )

$$H_s = 1,5 \text{ ID}$$
$$= 1,5 \times 146,9809 \text{ in}$$
$$= 220,4714 \text{ in}$$

Tinggi tangki = tinggi silinder + tinggi konis

$$= (18,35 + 11,9867) \text{ ft}$$
$$= 30,3367 \text{ ft} = \frac{9,25 \text{ m}}{2} = 4,6 \text{ m}$$

Tebal tutup atas (*plate*)

$$t_t = D C \left( \frac{P D}{f} \right)^{0,5}$$

Dari Fig. 13.8 Brownell hal 262, digunakan tipe *plate* b, sehingga digunakan konstanta  $C = 0,162$ , maka :

$$t_t = 146,8404 \text{ in} \left( 0,162 \frac{23,1593}{12650} \right)^{0,5} = 2,5312 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell, hal 89 diambil tebal *plate* standar = 2,25 in.

Tebal tutup bawah (konis):

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{P \cdot D}{2 \cos 45^\circ (f \cdot E - 0,6 P)} + C \\ &= \frac{23,1593 \cdot 146,8404}{2 \cos 45^\circ (12650 \times 0,8 - 0,6 \times 23,1593)} + 0,125 \\ &= 0,3653 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell, hal 89 diambil tebal konstruksi standar = 0,375 in.

## b. Dimensi Pengaduk

### Dimensi pengaduk

Diameter *Impeller* ( $D_a$ )

$$\begin{aligned} D_a &= 1/3 D_t \\ &= 1/3 \cdot 12,2367 \\ &= 4,0828 \text{ ft} \end{aligned}$$

Lebar *Baffle* ( $J$ )

$$\begin{aligned} J &= 1/12 D_t && \text{(McCabe, hal 243)} \\ &= 1/12 \times 12,2484 \text{ ft} \\ &= 1,0207 \text{ ft} \end{aligned}$$

Jarak *Impeller* dari Poros ( $L$ )

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} Da \\
 &= \frac{1}{4} \times 4,0828 \text{ ft} \\
 &= 1,0207 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi air} \times Sg \text{ air}}{\text{Diameter tangki}} \\
 &= \frac{121,0959 \text{ in} \times 1}{146,8404 \text{ in}} \\
 &= 1 \text{ buah } \textit{impeller}
 \end{aligned}$$

Jadi, digunakan pengaduk sebanyak 1 buah. Digunakan pengaduk jenis *flat six-blade turbin with disc*.

#### Putaran pengaduk (N)

$$N = \frac{V}{\pi Da} \quad (\text{McCabe, hal 240})$$

$$\begin{aligned}
 Qf &= 1,1973 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 71,8377 \text{ ft}^3/\text{menit}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan linear (v)} = \frac{Qf}{\frac{1}{4}\pi D^2} = \frac{71,8377}{0,785 \times (147,1984 \text{ ft})^2} = 2,9520 \text{ ft/menit}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{2,9520 \text{ ft/menit}}{3,14 \times 4,0828} \\
 &= 0,2303 \text{ rpm} \approx 0,0029 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Standar putaran pengaduk minimal adalah 60 rpm (1 rps), karena putaran pengaduk yang diperoleh sangat kecil yaitu 0,0029 rps maka digunakan 60 rpm (1 rps).

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold (N}_{Re}) &= \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Pers. 9.17, McCabe, hal 249}) \\
 &= \frac{4,0828 \cdot 1 \cdot 62,1304}{0,0005} = 2.072.329
 \end{aligned}$$



Dari buku McCabe hal 253, power number bukan fungsi viskositas

Jika  $N_{Re} > 10000$ , maka  $N_p = KT$

$$KT = 5,75 \quad (\text{Tabel 9.3, McCabe, hal 254})$$

Sehingga power pengaduk (P)

$$\begin{aligned} P &= \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D a^5}{gc} \\ &= \frac{5,75 \cdot 62,1304 \cdot 1^3 \cdot 4,0828^5}{32,1740} \\ &= 37.808,41 \text{ ft.lb/s} \end{aligned}$$

Selama proses pengadukan, pengaduk mengalami *gland losses* dan *transmission losses*

$$\text{Gland losse} = 10\% P = 0,378 \text{ Hp}$$

$$\begin{aligned} \text{Power input (Pi)} &= P + \text{gland losses} \\ &= 4,158 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Transmission losses} = 20\% P_i = 0,8316 \text{ Hp}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} \text{Total power pengaduk} &= P_i + \text{transmission losses} \\ &= (4,158 + 0,8316) \text{ Hp} \\ &= 4,99 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan power pengaduk *clarifier*,  $P = 5 \text{ Hp}$ .

### c. Kebutuhan Koagulan

Digunakan koagulan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$

$$\begin{aligned} \text{Dosis normal} &= 15 \text{ ppm} \quad (\text{Tabel 11.5, Walas, hal 309}) \\ &= 15 \text{ mg/L} \end{aligned}$$

$$\text{Rate volumetric (Qf)} = 1,1973 \text{ ft}^3/\text{s} = 4.310,263 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Maka jumlah koagulan yang ditambahkan ke *clarifier* adalah:

$$= 15 \text{ mg/L} \times 4.310,263 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 28,3163 \text{ L/1 ft}^3$$

$$= 1830761 \text{ mg/jam}$$

$$= 1,8 \text{ kg/jam}$$

### **Spesifikasi Clarifier:**

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya proses koagulasi, flokulasi dan s sedimentasi dengan penambahan koagulan alum ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ).

Kode : TC-201

Tipe : *Gravity clarifier*

Kapasitas : 61,0260 m<sup>3</sup>

Tinggi *clarifier* : 4,6 m

Tebal shell : 0,00095 m

Daya pengaduk : 5 Hp

Bahan konstruksi : Carbon Steel, SA-283 Grade C

Jumlah : 2 buah

### **3. Sand Filter**

Fungsi : Menyaring partikel-partikel yang masih terikut dengan air yang keluar dari clarifier

Bentuk: Tangki silinder vertikal berisi tumpukan pasir dan kerikil

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade C

#### **a. Menentukan tinggi lapisan pasir**

Dasar perhitungan:

$$\text{Rate aliran} = 17.010,73 \text{ kg/jam} = 37.508,73 \text{ lb/jam} \approx 10,42 \text{ lb/s}$$

Suhu air masuk pada  $T = 30^{\circ}\text{C}$

Dari App.A.2-3 dan A.2-4 Geankoplis hal 855, didapatkan :

$$\begin{aligned}\text{Densitas air} &= 995,68 \text{ kg/m}^3 \\ &= 62,1304 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Viskositas air } (\mu) &= 0,8 \text{ cP} \\ &= 0,0005 \text{ lb/ft.s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate volumetric (Qf)} &= \frac{37.508,7 \text{ lb/jam}}{62,1304 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 603,71 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,17 \text{ ft}^3/\text{s} \approx 75,27 \text{ gpm} \approx 17,09 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Tabel D. 3 Lapisan *Sand Filter*

No	Isian	Diameter partikel (mm)	Tinggi (cm)
1	Pasir halus	0 – 0,4	13
2	Pasir kasar	0 – 2	13
3	Kerikil halus	0 – 5	13
4	Kerikil kasar	0 – 10	13
5	Kekel	0 – 30	13
<b>Tinggi bed</b>			<b>65</b>

Jadi, tinggi lapisan pasir = 0,65 m

#### b. Menghitung luas permukaan penaringan

$$\text{Kecepatan filtrasi} = 2 - 5 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\text{Diambil} = 3 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Luas penampung (A)} &= \frac{75,27 \text{ gpm}}{3 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 25,09 \text{ ft}^2 = 2,33 \text{ m}^2\end{aligned}$$

### c. Menghitung dimensi tangki

Tangki didesain dengan volume cairan berlebih sebesar 20%, sehingga:

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 2,33 \text{ m}^2 \times 0,65 \text{ m} = 1,82 \text{ m}^3$$

Untuk desain tangki *sand filter*, diambil rasio perbandingan D/H = 1

Maka:

$$H = D$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H$$

$$1,82 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \times 3,14 \times D^3$$

$$1,82 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \times 3,14 \times D^3$$

$$D^3 = 2,32 \text{ m}^3$$

$$D = 1,32 \text{ m}$$

Maka tinggi tangki *sand filter*:

$$H = D = 1,32 \text{ m}$$

### Spesifikasi Sand Filter:

Fungsi : Menyaring partikel – partikel halus yang masih yang masih tersisa dalam air.

Kode alat : SF-201

Tipe : Tangki silinder vertical berisi tumpukan pasir dan kerikil

Rate masuk : 116,207 m<sup>3</sup>/jam

Tinggi : 2 m

Diameter : 2 m

### 3. Bak Penampung Air Bersih (BP-202)

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari *Sand Filter*

Bentuk : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

**a. Menentukan Bahan Konstruksi**

Bahan konstruksi yang dipilih adalah beton bertulang.

pertimbangan:

- Harga jauh lebih murah dibandingkan menggunakan tangki.
- Dengan harga yang sama dapat menampung jauh lebih banyak air dibanding bila menggunakan tangki.

**b. Menghitung Dimensi Utama Bak**

Kapasitas Air = 17.010,73 L/jam

Densitas air : 995,68 kg/m<sup>3</sup> ≈ 62,16 lb/ft<sup>3</sup>

Direncanakan waktu tinggal 1 jam, maka:

Laju alir = waktu tinggal x laju alir massa kg/jam

$$= 1 \times 17.010,73 \text{ L}$$

$$= 17.010,73 \text{ L/jam}$$

Volume bak terisi 90% terisi air

$$\text{Volume total bak} = \frac{17.010,73}{0,9}$$

$$= 18.900,81 \text{ Liter} \approx 18,90 \text{ m}^3$$

Direncanakan air ditampung dalam 1 buah bak sehingga volume bak

$$= \frac{17.010,73 \frac{\text{L}}{\text{jam}}}{1} = 17.010,73 \text{ L/jam}$$

Direncanakan perbandingan lebar dan panjang = 1 : 1 ; tinggi 4 meter,

maka:

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

$$18,90 \text{ m}^3 = p^2 \times 4$$

$$p^2 = 4,725 \text{ m}^3$$

$$P = 2,17 \text{ meter}$$

Ukuran bak : panjang = 3 meter ; lebar = 3 meter ; tinggi = 4 meter.

### **Spesifikasi Bak Penampungan Air Bersih**

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari *Sand Filter*

Kode : BP-202

Bentuk : Persegi panjang

Panjang : 3 meter

Lebar : 3 meter

Tinggi : 4 meter

Bahan konstruksi : Beton Bertulang

Jumlah : 1 buah

### **5. Bak Penampungan Air Sanitasi**

Fungsi : Menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit ( $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ )

Bentuk : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

#### **a. Menentukan Bahan Konstruksi**

Bahan konstruksi yang dipilih adalah beton bertulang, dengan pertimbangan:

- Harga jauh lebih murah dibandingkan menggunakan tangki.
- Dengan harga yang sama dapat menampung jauh lebih banyak air dibanding bila menggunakan tangki.

## b. Menghitung Dimensi Utama Bak

Dasar perhitungan:

$$\text{Rate aliran} = 621,775 \text{ kg/jam} = 1.371,014 \text{ lb/jam} = 0,3808 \text{ lb/s}$$

Dari App. A.2-3 Geankoplis hal 885, didapatkan:

$$\text{Densitas air} = 995,6800 \text{ kg/m}^3 = 62,1304 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric} &= \frac{1.371,014 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{62,1304 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 22,0667 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,3678 \text{ ft}^3/\text{menit} \approx 0,0061 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 2 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air} &= \text{Rate volumetric} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 22,0667 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 2 \text{ jam} \\ &= 44,1334 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dirancang bak penampung dengan over design = 20%, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= \text{Volume air} \times 1,2 \\ &= 44,1334 \text{ ft}^3 \times 1,2 \\ &= 52,9601 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio:

$$\text{Panjang} : \text{lebar} : \text{tinggi} = 3 : 2 : 1$$

$$\text{Volume bak} = p \times l \times t$$

$$\text{Volume bak} = (3x) \times (2x) \times (1x)$$

Sehingga:

$$\text{Volume bak} = 6x^3$$

$$52,9601 \text{ ft}^3 = 6x^3$$

$$52,9601 \text{ ft}^3 = x^3$$

$$x = 2,0517 \text{ ft}$$

Jadi ukuran bak:

$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 3x = 2,0517 \text{ ft} = 6,15 \text{ m} \\ \text{Lebar} &= 2x = 2,0517 \text{ ft} = 4,1034 \text{ m} \\ \text{Tinggi} &= 1x = 2,0517 \text{ ft} = 2,0517 \text{ m} \\ \text{Luas bak (A)} &= p \times l = 2,3462 \text{ m} \end{aligned}$$

### c. Kebutuhan klorin

Kandungan klorin dalam kaporit = 70%

Digunakan kaporit dengan dosis = 3 ppm (Kirk-Othmer Vol. 22, hal 85)

Maka jumlah kaporit yang ditambahkan tiap jam proses adalah:

$$= \frac{621,775 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 3 \text{ ppm}}{1000000} = 0,0019 \text{ kg/jam} \approx 0,31 \text{ kg/jam}$$

### Spesifikasi Bak Penampungan Air Sanitasi:

Fungsi : Menampung air sanitasi dengan penambahan kaporit ( $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ )

Kode : BP-203

Bentuk : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Panjang : 6,15 m

Lebar : 4,1034 m

Tinggi : 2,0517 m

Jumlah : 1 buah

### 6. Kation Exchanger (KE-201)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran air



Bentuk : Tangki silinder vertical dengan tutup atas dan bawah berupa standard dished head.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Rate aliran = 17.010,73 kg/jam  
= 37.508,66 lb/jam  
= 10,42 lb/s

Asumsi : suhu air masuk 30°C

Dari App.A.2-3 dan Geankoplis hal 960, didapatkan:

Densitas air = 995,68 kg/m<sup>3</sup>  
= 62,1304 lb/ft<sup>3</sup> = 0,9957 kg/liter

Viskositas = 0,8 cP  
= 0,0005 lb/ft.s

$Rate\ volumetric = \frac{17.010,73 \frac{kg}{jam}}{0,9957 \frac{kg}{Liter}}$   
= 17.084,19 liter/jam  
= 603,25 ft<sup>3</sup>/jam  
= 75,41 gpm

Air yang masuk ke dalam *kation exchanger* biasanya mengandung:

Mg<sup>2+</sup>, Ca<sup>2+</sup> = 0,7995 meq/L

Fe<sup>2+</sup> = 0,356 meq/L

Mn<sup>2+</sup> = 0,0182 meq/L

Total = 1,1737 meq /L

Kation exchanger beroperasi selama 24 jam/hari = 168 jam/minggu

Waktu regenerasi = 8 jam

$$= \frac{1,1737 \text{ meq}}{1 \text{ L}} \times \frac{1 \text{ eq}}{1000 \text{ meq}} \times \frac{17.084,19 \text{ L}}{1 \text{ jam}} \times 168 \text{ jam} = 269,46 \text{ eq}$$

Resin yang digunakan jenis *zeolite (Al-silica)* dengan spesifikasi:

Kapasitas penyerapan = 0,75 eq/L (Perr's 7ed, Tabel 16-6)

Tinggi bed minimum = 24 in

Regenerasi resin menggunakan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

$$\text{Volume resin} = \frac{\text{Kation yang diserap}}{\text{Kapasitas penyerapan}}$$

$$= \frac{269,46 \text{ eq}}{0,75 \text{ eq/L}}$$

$$= 359,28 \text{ L}$$

$$= 12,69 \text{ ft}^3 \approx 0,36 \text{ m}^3$$

Kapasitas regenerasi = 2 lb regenerasi/ft<sup>3</sup> resin

(“Water Conditioning for Industry”, hal 172)

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang dibutuhkan = 2 lb regenerasi/ft<sup>3</sup> resin x Volume resin

$$= 2 \text{ lb regenerasi/ft}^3 \text{ resin} \times 12,69 \text{ ft}^3$$

$$= 25,37 \text{ lb}$$

$$= 11,51 \text{ kg} \approx 11.506,89 \text{ g}$$

$\rho$  H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 1,83 g/cm<sup>3</sup>

$$\text{Volume H}_2\text{SO}_4 \text{ yang dibutuhkan} = \frac{11.569,89 \text{ g}}{1,83 \text{ g/cm}^3}$$

$$= 6.287,92 \text{ cm}^3$$

$$= 6,29 \text{ L}$$

Asumsi : Tinggi *bed* (h) : D = 1 : 1

$$\text{Volume resin} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times h$$

$$12,69 \text{ ft}^3 = 0,78 D^3$$

$$D^3 = 16,16 \text{ ft}^3$$

$$D = 2,53 \text{ ft}$$

$$D = 30,36 \text{ in}$$

$$h \text{ head} = D = 30,36 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan lingkungan } (P_{\text{ling}}) = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik } (P_H) = \rho \times \frac{g}{gc} \times h$$

$$= 62,1304 \times \frac{32,1740}{32,1740} \times 2,53$$

$$= 157,19 \text{ lbf/ft}^2$$

$$= 1,09 \text{ Psi}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Tekanan desain} = \text{Faktor keamanan} \times (P_{\text{ling}} + P_H)$$

$$= 17,37 \text{ psi}$$

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E^{-0,6} P} + C \quad (\text{Pers. 13.1. Brownell, hal 254})$$

Dimana :

ts = tebal *shell*, in

P = tekanan *design*, psi

f = maks *allowable stress*

ri = jari – jari dalam, in

c = Faktor korosi

e = *joint efisiensi*

Bahan yang digunakan adalah *Carbon steel SA-283 Grade C*

$f = 12650 \text{ psi}$  (Tabel 13.1, Brownell, hal 251)

Sambungan (*Double Welded Butt Joint*)

$E = 0,8$  (Tabel 13.2, Brownell, hal 254)

Faktor korosi ( $c$ ) = 0,125 in

Sehingga :

$$ts = \frac{17,37 \text{ psi} \times 15,18 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 17,37 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,15 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell, hal 89 diambil tebal *shell* standar = 0,1875 in

Standarisasi OD

$$OD = ID + 2 \text{ ts}$$

$$= 97,62 \text{ in} + 2 (0,15) \text{ in}$$

$$= 98,12 \text{ in} = 8,18 \text{ ft} = 2,49 \text{ m}$$

Standarisasi ID, OD = 102 in

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

$$= 102 \text{ in} - 2 (0,15) \text{ in}$$

$$= 101,5 \text{ in} = 8,46 \text{ ft} = 2,58 \text{ m}$$

Menentukan Tinggi *Shell* ( $H_s$ )

$$H_s = ID$$

$$= 101,5 \text{ in}$$

Menentukan Tinggi Silinder

$$H = \text{tinggi bed}$$

$$= 101,5 \text{ in}$$

Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) atau tutup bawah ( $t_{hb}$ )

$$\begin{aligned}t_{ha} &= \frac{P \cdot d}{2 f \cdot E - 0,2 P} + C \\&= \frac{17,37 \text{ psi} \times 101,5 \text{ in}}{2 \times 12650 \text{ Psi} \times 0,80 - 0,2 \times 17,37 \text{ psi}} \\&= 0,09 \text{ in}\end{aligned}$$

Digunakan tebal tutup atas standar = 0,25 in

$$t_{hb} = t_{ha} = 0,25 \text{ in}$$

Tutup Atas dan Bawah Berbentuk *Standard Dished Head*

Standarisasi tebal *dished head*

Dari Tabel 5.6 Brownell, hal 88, untuk tebal sheel = 0,25 in maka:

$$sf = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell, hal 89, untuk nilai OD = 102 in, maka:

$$rc = 96 \text{ in}$$

$$icr = 6 \frac{1}{8} \text{ in}$$

Tinggi Tutup Atas dan Tutup Bawah

Berdasarkan Brownell hal 87, maka:

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{101,5 \text{ in}}{2} = 50,75 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = (50,75 - 6,12) \text{ in} = 44,62 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = (96 - 6,12) \text{ in} = 89,87 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{89,87^2 - 44,62^2}$$

$$= 6.086,12 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = (96 - 6.086,12) \text{ in}$$

$$= 17,99 \text{ in}$$

Sehingga tinggi tutup (*dish*) adalah

$$\begin{aligned} H_D &= t_{ha} + b + sf \\ &= (0,09 + 17,99 + 2,5) \text{ in} \\ &= 20,74 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena bentuk tutup atas dan bawah sama, maka tinggi tutup bawah adalah 20,74 in.

Menghitung Tinggi Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= \text{tinggi shell} + \text{tinggi tutup atas dan bawah} \\ &= 101,5 \text{ in} + (2 \times 20,74 \text{ in}) \\ &= 142,97 \text{ in} \\ &= 3,63 \text{ m} \end{aligned}$$

### Spesifikasi Kation Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air  
Kode : KE-201  
Tipe : Tangki silinder vertical dengan tutup atas dan bawah berupa *standard dished head*.

Bahan konstruksi: *Carbon steel, SA-283 Grade C*

Kapasitas : 17.010,73 L/jam

Volume resin : 359,28 L

Tinggi *bed* resin : 2,53 m

Dimensi tangki:

Diameter : 2,5 m

Tinggi : 3,63 m

Kebutuhan  $H_2SO_4$  : 6,28 L untuk setiap 8 jam regenerasi/minggu

Jumlah : 1 buah

## 7. Tangki $H_2SO_4$

Fungsi : Menampung air untuk didistribusikan sebagai air domestic dan air umpan boiler

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Bahan : *Carbon steel*

Data :

Suhu operasi = 303,15 K = 30°C

Tekanan operasi = 1 atm

Rapat massa = 995,68 kg/m<sup>3</sup>

Volume resin = 0,3611 m<sup>3</sup>

Kebutuhan  $H_2SO_4$  = 11,57 kg

### a. Menghitung Massa Air

Larutan  $H_2SO_4$  dibuat dengan kadar 5%

$$\text{Massa Air} = \frac{95\%}{5\%} \times 11,51 \text{ kg} = 218,67 \text{ kg}$$

### b. Menghitung Volume Larutan

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{\text{Massa } H_2SO_4 + \text{Massa air}}{\rho} \\ &= \frac{(11,51 + 218,67) \text{ kg}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 11,73 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### Menghitung Volume Tangki

Dirancang: Untuk operasi fase cair, volume larutan = 85% volume tangki

$$\text{Volume shell} = \frac{\text{volume larutan}}{85\%} = \frac{11,73 \text{ m}^3}{0,8} = 13,80 \text{ m}^3$$

### c. Menghitung Ukuran Tangki

Direncanakan perbandingan diameter dengan panjang silinder  $D : H = 1 : 1$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} \times D^2 H$$

$$= \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_{shell}}{\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4 \times 13,80}{3,14}}$$

$$= 2,60 \text{ m}$$

$$H_{shell} = D = 2,60 \text{ m}$$

### 8. Anion Exchanger (AE-201)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air melalui pertukaran anion

Bentuk : Tangki silinder vertical dengan tutup atas dan bawah berupa *standard dished head*

Bahan : *Carbon Steel, SA-283 Grade C*

Rate aliran = 17.010,73 kg/jam

= 37.508,66 lb/jam

= 10,42 lb/s

Asumsi : suhu air masuk 30°C

Dari App.A.2-3 dan Geankoplis hal 960, didapatkan:

Densitas air = 995,68 kg/m<sup>3</sup> = 62,1304 lb/ft<sup>3</sup> = 0,9957 kg/liter

Viskositas = 0,8 cP = 0,0005 lb/ft.s



$$\begin{aligned}
 \text{Rate volumetric} &= \frac{17.010,73 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,9957 \text{ kg/Liter}} \\
 &= 1.372,45 \text{ liter/jam} \\
 &= 48,46 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 6,06 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

Air yang masuk ke dalam *anion exchanger* biasanya mengandung:

$$\begin{aligned}
 \text{SO}_4^{2-} &= 0,0167 \text{ meq/L} \\
 \text{NO}_3^- &= 0,0333 \text{ meq/L} \\
 \text{F}^- &= 0,077 \text{ meq/L} \\
 \text{Total} &= 0,127 \text{ meq/L}
 \end{aligned}$$

Anion exchanger beroperasi selama 24 jam/hari = 168 jam/minggu

$$\text{Waktu regenerasi} = 8 \text{ jam}$$

Total anion yang dihilangkan:

$$= \frac{0,127 \text{ meq}}{1 \text{ L}} \times \frac{1 \text{ eq}}{1000 \text{ meq}} \times \frac{1.372,45 \text{ L}}{1 \text{ jam}} \times 168 \text{ jam} = 29,28 \text{ eq}$$

Resin yang digunakan jenis *acrylic based* dengan spesifikasi:

(Perry's edisi 6 Tabel 16-4 hal 16-10 dan Tabel 19-7 hal 19-41)

$$\text{Kapasitas penyerapan} = 0,97 \text{ eq/L}$$

$$\text{Tinggi bed minimum} = 30 \text{ in}$$

$$\text{Regenerasi resin} = 7-140 \text{ g NaOH/L resin}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume resin} &= \frac{\text{Anion yang diserap}}{\text{Kapasitas penyerapan}} \\
 &= \frac{29,28 \text{ eq}}{0,97 \text{ eq/L}} = 30,19 \text{ L} = 1,06 \text{ ft}^3 \approx 0,03 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas regenerasi} = 2 \text{ lb regenerasi/ft}^3 \text{ resin}$$

(“Water Conditioning for Industry”, hal 172)

$$\begin{aligned}
 \text{NaOH yang dibutuhkan} &= 2 \text{ lb regenerasi/ft}^3 \text{ resin} \times \text{Volume resin} \\
 &= 2 \text{ lb regenerasi/ft}^3 \text{ resin} \times 1.07 \text{ ft}^3 \\
 &= 1,13 \text{ lb} \\
 &= 0,97 \text{ kg} \approx 966,86 \text{ gram}
 \end{aligned}$$

Jadi, untuk setiap 8 jam regenerasi/minggu dibuthkan NaOH sebanyak 1 kg

### Desain Dimensi Tangki

Asumsi : Tinggi bed (h) = D

$$\text{Volume resin} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times h$$

$$1,06 \text{ ft}^3 = 0,7857 D^2 \times 5 \text{ m}$$

$$D^3 = 1,36 \text{ ft}^3$$

$$D = 1,11 \text{ ft}$$

$$h \text{ head} = D = 1,11$$

$$\text{Tekanan lingkungan (P}_{\text{ling}}) = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik (P}_H) &= \rho \times \frac{g}{g_c} \times h \\
 &= 62,1304 \times \frac{32,1740}{32,1740} \times 1,11 \\
 &= 68,80 \text{ lbf/ft}^2 = 0,48 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$\text{Tekanan desain} = \text{Faktor keamanan} \times (P_{\text{ling}} + P_H) = 16,69 \text{ Psi}$$

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C \quad (\text{Pers. 13.1. Brownell, hal 254})$$

Dimana :

ts = tebal *shell*, in

P = tekanan *design*, psi

f = maks *allowable stress*

ri = jari – jari dalam, in

c = Faktor korosi

e = *joint efisiensi*

Bahan yang digunakan adalah *Carbon steel SA-283 Grade C*

f = 12650 psi (Tabel 13.1, Brownell, hal 251)

Sambungan (*Double Welded Butt Joint*)

E = 0,8 (Tabel 13.2, Brownell, hal 254)

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Sehingga

$$ts = \frac{16,69 \text{ psi} \times 6,64 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 16,69 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$
$$= 0,13 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell, hal 89 diambil tebal *shell* standar = 0,1875 in

Standarisasi OD

$$OD = ID + 2 \text{ ts}$$
$$= 43,07 \text{ in} + 2 (0,19) \text{ in}$$
$$= 43,45 \text{ in} = 3,62 \text{ ft} = 1,10 \text{ m}$$

Standarisasi ID, OD = 40 in

$$ID = OD - 2 \text{ ts}$$
$$= 43,45 \text{ in} - 2 (0,19) \text{ in}$$
$$= 101,62 \text{ in} = 8,47 \text{ ft} = 2,58 \text{ m}$$

Menentukan Tinggi *Shell* ( $H_s$ )

$$H_s = ID = 2,58 \text{ m}$$

Menentukan Tinggi Silinder

$$\begin{aligned} H &= \text{tinggi bed} \\ &= 2,58 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) atau tutup bawah ( $t_{hb}$ )

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{P \cdot d}{2 f \cdot E - 0,2 P} + C \\ &= \frac{16,69 \text{ psi} \times 101,62 \text{ in}}{2 \times 12650 \text{ Psi} \times 0,80 - 0,2 \times 16,691 \text{ psi}} \\ &= 0,08 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal tutup atas standar = 0,25 in

$$t_{hb} = t_{ha} = 0,25 \text{ in}$$

Tutup Atas dan Bawah Berbentuk *Standard Dished Head*

Standarisasi tebal *dished head*

Dari Tabel 5.6 Brownell, hal 88, untuk tebal sheel = 0,25 in maka:

$$sf = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell, hal 89, untuk nilai OD = 96 in, maka:

$$rc = 42 \text{ in}$$

$$icr = 2 \frac{5}{8} \text{ in}$$

Tinggi Tutup Atas dan Tutup Bawah

Berdasarkan Brownell hal 87, maka:

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{101,62 \text{ in}}{2} = 50,81 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = (50,81 - 2,63) \text{ in} = 44,68 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = (96 - 2,63) \text{ in} = 89,87 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{(89,87)^2 - (44,68)^2}$$

$$= 77,98 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = (96 - 77,98) \text{ in} = 18,02 \text{ in}$$

Sehingga tinggi tutup (*dish*) adalah

$$H_D = t_{ha} + b + sf$$

$$= (0,08 + 18,02 + 2,5) \text{ in}$$

$$= 20,77 \text{ in}$$

Karena bentuk tutup atas dan bawah sama, maka tinggi tutup bawah adalah 20,77 in.

Menghitung Tinggi Tangki

$$\text{Tinggi tangki} = \text{tinggi shell} + \text{tinggi tutup atas dan bawah}$$

$$= 3,87 \text{ in} + (2 \times 20,77 \text{ in})$$

$$= 45,41 \text{ in}$$

$$= 1,15 \text{ m}$$

### Spesifikasi Anion Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air

Kode : KE-201

Tipe : Tangki silinder vertical dengan tutup atas dan bawah berupa *standard dished head*.

Bahan konstruksi: *Carbon steel, SA-283 Grade C*

Kapasitas : 934,023 L/jam

Volume resin : 196,7195 L

Tinggi *bed* resin : 2,58 m

Dimensi tangki:

Diameter : 2 m

Tinggi : 3 m

Kebutuhan NaOH : 0,53 L untuk setiap 8 jam regenerasi/minggu

Jumlah : 1 buah

### 10. Tangki pelarut NaOH

Fungsi : Tempat melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion.

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Bahan : Carbon Steel

Waktu tinggal : 1 jam

Jumlah : 1 unit

Densitas air : 995.68 kg/m<sup>3</sup>

#### a. Menghitung massa air

Larutan NaOH dibuat dengan kadar 5%

$$\text{Massa air} = \frac{95\%}{5\%} \times 1 \text{ kg} = 32,15 \text{ kg}$$

#### b. Menghitung volume larutan

$$V_t = \frac{\text{Massa NaOH} + \text{Massa air}}{\rho}$$

$$= \frac{1 \text{ kg} + 32,15 \text{ kg}}{998,23 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 6,33 \text{ m}^3$$

#### c. Menghitung volume tangki

Dirancang : Untuk operasi fase cair, volume larutan = 85% volume tangki

$$\text{Volume shell} = \frac{\text{volume larutan}}{85\%}$$

$$= \frac{6,33 \text{ m}^3}{85\%}$$

$$= 7,45 \text{ m}^3$$

#### d. Menghitung Ukuran Tangki

Direncanakan perbandingan diameter dengan panjang silinder D:H = 1:2

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

$$= \frac{\pi}{4} D^3$$

Maka,

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 7,45 \text{ m}^3}{3,14}}$$

$$= 2,12 \text{ m}$$

$$H = 2D$$

$$= 2 \times 2 \text{ m}$$

$$= 4 \text{ m}$$

### 11. Bak Penampung Air Umpan Boiler (BP-204)

Fungsi : Menampung air kebutuhan boiler

Bentuk : Bak persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

#### a. Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah beton bertulang, dengan pertimbangan:

- Harga jauh lebih murah dibandingkan menggunakan tangki.
- Dengan harga yang sama dapat menampung jauh lebih banyak air dibanding bila menggunakan tangki.

## b. Menghitung Dimensi Utama Bak

Dasar perhitungan:

$$\text{Rate aliran} = 1366,55 \text{ kg/jam} = 1.510,03 \text{ lb/jam} = 0,42 \text{ lb/s}$$

Dari App. A.2-3 Geankoplis hal 885, didapatkan:

$$\text{Densitas air} = 995,6800 \text{ kg/m}^3 = 62,1304 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate volumetric} = \frac{0,42 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{62,1304 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,0067 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 6 \text{ jam} = 21.600 \text{ s}$$

$$\text{Volume air} = \text{Rate volumetric} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 0,0067 \text{ ft}^3/\text{s} \times 21.600 \text{ s}$$

$$= 144,72 \text{ ft}^3$$

Dirancang bak penampung dengan over design = 20%, sehingga:

$$\text{Volume bak} = \text{Volume air} \times 1,2$$

$$= 144,72 \text{ ft}^3 \times 1,2 = 173,66 \text{ ft}^3$$

Bak berbentuk empat persegi panjang dengan rasio:

$$\text{Panjang} : \text{lebar} : \text{tinggi} = 5 : 3 : 2$$

$$\text{Volume bak} = p \times l \times t$$

$$\text{Volume bak} = (4x) \times (3x) \times (2x)$$

Sehingga:

$$\text{Volume bak} = 24 x^3$$

$$173,66 \text{ ft}^3 = 24 x^3$$

$$7,23 \text{ ft}^3 = x^3$$



$$x = 1,93 \text{ ft}$$

Jadi ukuran bak:

$$\text{Panjang} = 4 \times 1,93 \text{ ft} = 7,72 \text{ ft} = 2,35 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 3 \times 1,93 \text{ ft} = 5,79 \text{ ft} = 1,76 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2 \times 1,93 \text{ ft} = 3,86 \text{ ft} = 1,18 \text{ m}$$

$$\text{Luas bak (A)} \quad p \times l = 12,11 \text{ m}$$

### Spesifikasi Bak Penampung Air Umpan Boiler

Fungsi : Menampung air kebutuhan boiler

Kode : BP-204

Bentuk : Persegi panjang

Panjang : 2,35 m

Lebar : 1,76 m

Tinggi : 1,18 m

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : 1 buah

### 12. Deaerator (D-201)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air

Bentuk : Silinder tegak dengan kedua tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade C

Laju alir massa (F) : 1.366,55 kg/jam

Densitas air : 998,23 kg/m<sup>3</sup>

Viskositas air : 0,8 cP

$$= 5,38 \times 10^{-4} \text{ lbm/ft.s}$$

Faktor keamanan : 20%

**a. Penentuan volume tangki**

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{1.366,55 \text{ kg/jam}}{998,23} \times 24 \text{ jam} \\ &= 32,85 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Panas yang dibutuhkan =  $m \cdot c \cdot \Delta t$

$$\begin{aligned}&= 32,85 \text{ m}^3 \times 998,23 \times (150-30)^\circ\text{C} \\ &= 3.942,63 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah uap jenuh pada temperature  $90^\circ\text{C}$

$$\lambda = 2660,1 \text{ kJ/kg} \approx 6355,354 \text{ kkal/kg}$$

$$\text{Kebutuhan steam} = \frac{3.942,63 \text{ kkal}}{6355,354 \text{ kkal/kg}} = 38,33 \text{ kg}$$

$$\text{Silinder 75\% air, volume silinder} = \frac{100}{75} \times 32,85 \text{ m}^3 = 43,81 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan diameter dan tinggi silinder tangki,  $D:H= 2:5$

$$\begin{aligned}V &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\ 43,81 \text{ m}^3 &= \frac{1}{4} \pi D^2 \left(\frac{3}{2} D\right) \\ 43,81 \text{ m}^3 &= \frac{3}{8} \pi D^3\end{aligned}$$

Maka,

$$D = 6 \text{ ft} \approx 2 \text{ m}$$

$$H = 3 \text{ ft} \approx 1 \text{ m}$$

**b. Tebal dinding**

Direncanakan digunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA-283 GradeC*.

Dari tabel 13.1 Brownell Young (1979), diperoleh data:

- Allowable stress (s) = 12650 psi
- Efisiensi sambungan (E) = 0,8
- Umur alat (n) = 10 tahun
- Faktor korosi, (c) = 0,01 in/tahun

Tekanan operasi, Pd = Po +  $\frac{\rho(Hs - 1)}{144}$  Dimana, Po = 1 atm = 14,7 psi

$$Pd = Po + \frac{\rho(Hs - 1)}{144}$$

$$= 14,7 \text{ psi} + \frac{82,6562 \text{ lb/ft}^3 (84,8986 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} (4 \text{ ft} - 1))}{144} = 15,99 \text{ psi}$$

Faktor keamanan, Fk = 20%

Tekanan desain, P = 1,2 x Pd = 1,2 x 15,99 psi = 19,19 psi

$$\text{Tebal plat minimum, } tp = \frac{P \times D}{2SE - 0,6 \times P} + nc$$

$$= \frac{19,19 \text{ psi} \times 4 \text{ ft} \times \frac{12 \text{ in}}{1 \text{ ft}}}{2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 19,19 \text{ psi}} + 10 \times 0,01 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,10 \text{ in}$$

### Spesifikasi Deaerator

- Fungsi : Menghilangkan gas-gas terlarut dalam air
- Laju alir massa : 848,815 kg/jam
- Diameter : 1 m
- Tinggi : 4,26 m
- Tebal shell : 0,125 in

### 13. Bak Air Pendingin (BP-205)

- Fungsi : Menampung kebutuhan air boiler

Bentuk : Persegi panjang

Bahan : Beton bertulang

Kapasitas Air = 1.502,24 L/jam

Densitas air : 995,68 kg/m<sup>3</sup> ≈ 62,16 lb/ft<sup>3</sup>

Direncanakan waktu tinggal 1 jam, maka:

Laju alir = waktu tinggal x laju alir massa kg/jam

$$= 1 \times 1.502,24 \text{ L/jam} = 1.502,24 \text{ L/jam}$$

Direncanakan air ditampung dalam 1 buah bak sehingga volume bak :

$$= \frac{1.502,24 \frac{\text{L}}{\text{jam}}}{1} = 1.502,24 \text{ L/jam}$$

Volume bak terisi 90% terisi air

$$\text{Volume total bak} = \frac{1.502,24 \text{ L}}{0,9} = 1.669,15 \text{ Liter} \approx 1,699 \text{ m}^3$$

Direncanakan perbandingan panjang : lebar = 1,5 : 1 ; tinggi 4 meter, maka:

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

$$1.699 \text{ m}^3 = p^2 \times 4$$

$$p^2 = 0,42 \text{ m}^3$$

$$P = 0,65 \text{ meter}$$

Ukuran bak:

$$\text{panjang} = 1,5 \times 0,65 \text{ m} = 1,5 \text{ meter}$$

$$\text{lebar} = 1 \times 0,65 \text{ m} = 1 \text{ meter}$$

$$\text{tinggi} = 4 \text{ meter}$$

#### 14. Cooling Tower (CT-201)

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin yang sudah digunakan

Jenis : *Mechanical induced draft fan*

Bahan : *Carbon steel*

Rate aliran = 13.520,2 kg/jam  
= 29.806,9388 lb/jam  
= 8,2797 lb/s

Dari A.2-3 Geankoplis hal 855 didapat

Densitas air pada suhu 28°C = 996,513 kg/m<sup>3</sup>  
= 0,994 kg/L  
= 62,0532 lb/ft<sup>3</sup>

Kecepatan volumetric (Q) =  $\frac{13.520,2 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,992 \frac{\text{kg}}{\text{L}}}$   
= 13.629,2339 L/jam  
 $\approx 60,007 \text{ gpm}$

Suhu air masuk, T<sub>1</sub> = 50°C = 122°F

Suhu air keluar, T<sub>2</sub> = 28°C = 82,4°F

Suhu *wet bulb*, T<sub>wb</sub> = 76°F

Suhu *approach* = T<sub>2</sub> - T<sub>wb</sub>  
= (82,4 - 75)°F  
= 6,4 °F

Suhu range = T<sub>1</sub> - T<sub>2</sub>  
= (122 - 82,4) °F  
= 39,6 °F

Kecepatan aliran pendingin (L') = 2 - 5 gal/min.ft<sup>2</sup> (Brown, hal 557)

Diambil (L') = 4 gal/min.ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Luas tower (A)} &= \frac{\text{Debit air}}{\text{Kecepatan aliran pendingin}} \\ &= \frac{483,4464 \text{ gpm}}{4 \text{ gal/min.ft}^2} \\ &= 120,8616 \text{ ft}^2 \approx 11,7446 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jika perbandingan panjang : lebar = 1 : 1

$$\begin{aligned} \text{Ukuran tower (P)} &= A^{0,5} \\ &= (120,8616 \text{ ft}^2)^{0,5} = 3,474 \text{ ft} \approx 1,061 \text{ m} \end{aligned}$$

Diperkirakan kinerja cooling tower 90%, maka luas aktualnya yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Luas tower actual} &= \frac{120,8616 \text{ ft}^2}{90\%} \\ &= 134,2907 \text{ ft}^2 \approx 12,4756 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jika direncanakan cooling tower memiliki tinggi 4 m

$$\begin{aligned} \text{Volume cooling tower} &= \text{Luas cooling tower} \times \text{tinggi} \\ &= 12,4756 \text{ m}^2 \times 4 \text{ m} \\ &= 49,9024 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perbandingan P : L = 1 : 1 dengan tinggi T = 4m

$$\begin{aligned} V &= p \times l \times t \\ V &= p \times p \times t \\ V &= p^2 \times 4 \\ P &= 3,5321 \text{ m} \\ L &= P \\ L &= 3,5321 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung daya fan

Untuk efisiensi menara 90% diperoleh horsepower/ft<sup>2</sup> tower area yaitu

$$Hp = 0,03 \text{ Hp/ft}^3$$

$$P = 134,2907 \text{ ft}^2 \times 0,03 \text{ Hp/ft}^3 = 4,03 \text{ Hp}$$

### **Spesifikasi *Cooling Tower***

Fungsi : Mendinginkan sirkulasi air pendingin setelah digunakan dari suhu 50°C ke 28°C

Kode : CT-201

Tipe : *Cooling tower induced draft*

Luas tower : 11,7446 m<sup>2</sup>

Panjang tower : 3,5321 m

Lebar tower : 3,5321 m

Tinggi tower : 4 m

Jumlah : 1 unit

Power standar : 4 Hp

### **15. Pompa**

Dalam proses utilitas ini digunakan beberapa pompa yaitu :

1. P-201 : Mengalirkan air dari Sungai menuju bak penampungan awal
2. P-202 : Mengalirkan air dari bak penampungan awal menuju tangki pengendapan
3. P-203 : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih ke air sanitasi
4. P-203 : Mengalirkan air dari bak air bersih menuju tangki kation exchanger
5. P-204 : Mengalirkan air dari tangki kation-anion ke air deaerator
6. P-205 : Mengalirkan air dari tangki umpan boiler ke boiler

7. P-207 : Mengalirkan bahan bakar boiler dari tangki penyimpanan menuju boiler

8. P-208 : Mengalirkan bahan bakar boiler dari tangki penyimpanan menuju generator

1) Pompa air Sungai (P-201)

Fungsi : Mengalirkan air sungai ke bak penampungan awal

Tipe : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

$$Q = 17.010,73 \text{ kg/jam}$$

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,8 \text{ cP} \approx 0,0005 \text{ lb/ft.s}$$

Laju alir volumetric (Qf):

$$Q_f = \frac{Q}{\rho} = \frac{267.798 \text{ lb/jam}}{62,428 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,0047 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,29 \text{ lbm/s}$$

$$= 2,12 \text{ gpm}$$

**a. Perencana Pompa**

Diasumsikan laju alir pipa sebagai aliran turbulen, maka berdasarkan Peter and Timmerhaus pers. 15 hal 496 ( $N_{re} \geq 2100$ ) maka diameter optimum ( $D_{i,opt}$ ):

$$D_{i,opt} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,03374^{0,45} \times 62,4280^{0,13}$$

$$= 1,45 \approx 2 \text{ in}$$

Dari tabel A5-1 (Geankoplis, 1997), dipilih:



Nominal size pipa = 2 in  
 Schedule Number = 40  
 Inside diameter (ID) = 2,067 in  $\approx$  0,1722 ft  
 Outside diameter (OD) = 2,372 in  
 Luas penampang (A) = 0,0233 ft<sup>2</sup>

Kecepatan linear, V:

$$V = \frac{Qf}{A} = \frac{0,03374 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0233 \text{ ft}^2} = 1,45 \text{ ft/s}$$

**b. Pemeriksaan bilangan Reynold (NRe):**

$$\begin{aligned} NRe &= \frac{\rho \times V \times ID}{\mu} \\ &= \frac{62,4280 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 1,4479 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1722 \text{ ft}}{0,0005 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}} \\ &= 31.126,9 \end{aligned}$$

Karena  $NRe \leq 2100$ , maka asumsi benar

Dipilih material pipa *commercial steel*:

$$\epsilon = 0,046 \text{ mm} \approx 0,000151 \text{ ft} \text{ (Tabel 5.2 Coulson 7 richardson, 2005)}$$

$$\epsilon/ID = 0,000151/0,1722 \text{ ft} = 000088 \text{ ft}$$

$$f = 0,003 \quad \text{Fig. 5.7 (Coulson \& Richardson, 2005)}$$

Direncanakan:

$$\text{Panjang pipa lurus (L)} = 500 \text{ m} \approx 1640,42 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi pemompaan (H)} = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$$

3 elbow 90°C

$$Le/ID = 32 \quad \text{(Tabel 1 peter, hal 484)}$$

$$Le = 32 \times 3 \times ID = 40,3598 \text{ ft}$$

$$Kf = 0,17 \quad (\text{Tabel 6-4 Perry's 7 th})$$

1 gate valve, open

$$Le/ID = 7$$

$$Le = 7 \times 1 \times 0,1722 \text{ ft} = 1,20 \text{ ft}$$

$$Kf = 0,17$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang total pipa, } L &= (40,3598 + 1640,42 + 1,2053) \text{ ft} \\ &= 1.658,15 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Menentukan friction loss

Faktor konversi gravitasi,  $gc = 32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2\text{.lbf}$ . Hal-479 (Peters & Timmerhaus, 1991).

- Friksi sepanjang pipa lurus (F1)

$$\begin{aligned} F1 &= \frac{2 \times f \times V^2 \times L}{gc \times ID} \\ &= \frac{2 \times 0,003 \times (1,4479 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2 \times 1.658,15 \text{ ft}}{32,17 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lbf} \times 0,1722 \text{ ft}} = 3,76 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

- Friksi elbow 90° (F2)

$$\begin{aligned} F2 &= \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc} \\ &= \frac{3 \times 0,75 \times (1,4479)^2}{2 \times 32,17} = 0,07 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

- Friksi pada gate valve (F3)

$$\begin{aligned} F3 &= \frac{n \times Kf \times V^2}{2 \times gc} \\ &= \frac{1 \times 0,17 \times (1,4479)^2}{2 \times 32,17} = 0,00554 \text{ lbf.ft/lbm} \end{aligned}$$

Total friksi ( $\Sigma F$ ):

$$\Sigma F = (3,7655 + 0,07331 + 0,00554) \text{ lbf.ft/lbm} = 3,84 \text{ lbf.ft/lbm}$$

d. Kerja pompa / Head pompa (W)

Dengan hukum Bernoulli (Pers.10 Peters, hal 486), didapatkan kerja pompa:

$$W = \left( \frac{\Delta V^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \right) + (\Delta Z) + \left( \frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F$$

Dimana :

W = Head pompa (ft.lbf/lbm)

$\Delta P/\rho$  = Pressure head (ft.lbf/lbm)

$\Delta Z$  = Potensial head (ft.lbf/lbm)

$\Delta V^2/2 \times g_c$  = Velocity head (ft.lbf/lbm)

F = Friction head (ft.lbf/lbm)

$g_c$  = 32,17 ft.lbm mass/s<sup>2</sup>.lbf

g = 32,17 ft/s<sup>2</sup>

$\alpha$  = 1 (aliran turbulen)

Diketahui:

$$V_1 = 0; V_2 = 3,3792 \text{ ft/s} \quad \text{maka } \Delta V = 3,3792 \text{ ft/s}$$

$$P_1 = P_2, \text{ maka } \Delta P = 0,$$

Beda ketinggian ditinjau dari ketinggian bak 5 m – suction pompa 0,5 m

$$\text{Maka, } \Delta Z = 4,5 \text{ m} = 14,7638 \text{ ft}$$

$$= \frac{g \times \Delta Z}{g_c} = \frac{32,17 \times 14,7638 \text{ ft.lbf/lbm}}{32,17 \text{ ft.lbm mass/s}^2 \cdot \text{lbf}} = 14,7638 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$W = \left( \frac{(1,4479 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 1 \times 32,17 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbm}}{\text{s}^2} \cdot \text{lbf}} \right) + (16,4042 \text{ ft.lbf/lbm}) + 3,8443 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$= 18,64 \text{ ft.lbf/lbm}$$

e. Menghitung daya pompa

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} \sum F + Ws \quad (\text{Geonkoplis, pers 2.10-20 Hal 95})$$

Direncanakan :

- Z1 = 2 m
- Z2 = 16 m
- ΔP = 0
- V1 = 0 ft/dtk karena fluida diam dalam tangki penampungan
- V2 = 1,4479 ft/dtk
- α = 1 (aliran turbulen)

Sehingga,

Mencari efisiensi pompa pada fig 14.36 hal 520 (Peters & Timmerhaus, 1991)

Kapasitas pompa = 210,82 gpm

Berdasarkan kapasitas pompa diperoleh efisiensi centrifugal pump = 70%

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{-Ws}{\eta} \\
 &= \frac{18,640730}{20\%} = 393,2035 \text{ ft.lbf/lbm} \\
 \text{BHP} &= \frac{W_p \times \text{Laju alir massa}}{\eta \times 550} \\
 &= \frac{18,640730 \text{ ft.lbf/lbm} \times 2,1061 \text{ lbm/s}}{20\% \times 550} = 0,36 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dari Fig.14.38 Hal.521 (Peters & Timmerhaus, 1991), didapatkan efisiensi motor = 83%

$$\text{Daya} = \frac{\text{Broke horsepower}}{\eta} = \frac{1,6038 \text{ HP}}{83\%} = 1,93 \text{ Hp}$$

Standar = 2 Hp

Dengan melakukan perhitungan pompa diatas,maka di[eroleh hasil perhitungan untuk pompa utilitas sebagai berikut :

Tabel D. 4 Analag Perhitungan Pompa Utilitas

No	Kode pompa	Kapasitas pompa (kg/jam)	Nominal pipe size (in)	Inside Diameter (in)	Daya standar (Hp)
1	P-201	1690961	5	5,047	2
2	P-202	1690961	5	5,047	0,5
3	P-203	621,775	1/8	0,269	0,5
4	P-204	1690961	5	5,047	0,5
5	P-205	789,0577	1/8	0,269	1
6	P-206	1689416	5	5,047	2
7	P-207	28,66891	1/8	0,269	0,5
8	P-208	28,66891	1/8	0,269	0,5

### 3. Unit Penyediaan Listrik

a) Kebutuhan listrik untuk proses

Tabel D. 5 Kebutuhan Daya Alat Proses

Nama Alat	Jumlah unit	Daya (Hp)	Total Daya (Hp)
Reaktor Dehidrasi	1	5	6
Reaktor hidrogenasi	1	3	5
Pompa	9	0,5	4,5
<b>Total</b>			<b>15,5</b>

Kebutuhan listrik untuk proses (P Proses)

$$\begin{aligned}
 P \text{ proses} &= 15,5 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kW} \\
 &= 11,56 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

b) Kebutuhan listrik untuk utilitas

Tabel D. 6 Kebutuhan Daya Alat Utilitas

Nama alat	Kode Alat	Jumlah unit	Daya (Hp)	Total daya (Hp)
<i>Cooling Tower</i>		1	4	4
Pompa		1	2	2
Pompa		2	1	2
Pompa		5	0,5	2,5
<b>Total</b>				<b>10,5</b>

Kebutuhan listrik untuk utilitas (P utilitas)

$$P \text{ utilitas} = 10,5 \times 0,7457 \text{ kW}$$

$$= 7,8298 \text{ kW}$$

Total kebutuhan listrik untuk pabrikasi (P pabrikasi)

$$P \text{ pabrikasi} = P \text{ utilitas} + P \text{ proses}$$

$$= (7,8298 + 11,56 \text{ kW})$$

$$= 19,39 \text{ kW}$$

Jika faktor keamanan 20%, maka:

$$P \text{ pabrikasi} = 1,2 \times 19,39 \text{ kW}$$

$$= 23,26 \text{ Kw}$$

c) Kebutuhan listrik untuk alat kontrol (P kontrol), 20% dari P pabrikasi

$$P \text{ kontrol} = 0,2 \times 23,26 \text{ Kw} = 4,65 \text{ kW}$$

d) Kebutuhan untuk penerangan (P penerangan), 20% dari P pabrikasi

$$P \text{ penerangan} = 0,2 \times 23,26 \text{ Kw} = 4,65 \text{ kW}$$

e) Kebutuhan listrik untuk bengkel dan lain-lain (Pe), 50% dari P pabrikasi

$$P_e = 0,5 \times 23,26 \text{ Kw} = 11,63 \text{ kW}$$

f) Total Kebutuhan Listrik

$$\begin{aligned}\text{Total} &= P \text{ pabriksi} + P \text{ kontrol} + P \text{ penerangan} + P_e \\ &= (25,26 + 4,65 + 4,65 + 11,63) \text{ kW} = 44,20 \text{ kW}\end{aligned}$$

#### 4. Unit penyediaan bahan bakar

Generator disediakan untuk menyuplai kebutuhan Listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan Listrik atau PLN. Power faktor untuk generator penggerak mesin diesel diketahui sebesar 80%. Adapun bahan bakar yang akan digunakan adalah minyak solar dikarenakan lebih efisiensi dan memiliki nilai bakar yang tinggi.

$$\begin{aligned}\text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{\text{total kebutuhan listrik}}{\text{power factor}} \\ &= \frac{44,20 \text{ kW}}{0,80} = 55,26 \text{ kW} = 188.542,6 \text{ btu/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Nilai bahan bakar solar} = 19,860 \text{ btu/lb} \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Densitas bahan bakar} = 0,89 \text{ kg/l}$$

Jumlah solar yang dibutuhkan untuk bahan bakar :

$$\begin{aligned}&= \frac{\text{daya yang dibutuhkan (btu/jam)}}{\text{nilai bahan bakar (btu/lb)}} \\ &= \frac{188.542,6}{19,860 \text{ btu/lb}} = 9,49 \text{ lb/jam} \approx 4,31 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan solar} &= \frac{4,31 \text{ kg/jam}}{0,89 \text{ kg/l}} = 4,84 \text{ L/jam}\end{aligned}$$

Diperkirakan total gangguan Listrik dari PLN selama 1 tahun produksi sebanyak 2 minggu atau 336 jam.

$$\begin{aligned}\text{Bahan bakar untuk kebutuhan generator} &= 336 \text{ jam/tahun} \times 4,84 \text{ l/jam} \\ &= 1.627,18 \text{ L/tahun.}\end{aligned}$$

## LAMPIRAN E ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	: 5.000 ton/tahun
Nilai Tukar Rupiah	: Rp 14.892,52,-/US \$
Pengadaan Alat	: 2025
Lama konstruksi	: 4 tahun
Mulai beroperasi, tahun	: 2028

### 1.1 Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan mengalami perubahan tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa mendatang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga tahun sekarang}}{(\text{indeks harga tahun } x)} x (\text{Harga tahun } x)$$

Perhitungan pada analisa ekonomi, berdasarkan:

Tahun pengadaan alat = 2025

Tahun pabrik selesai didirikan = 2028

Tabel E. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

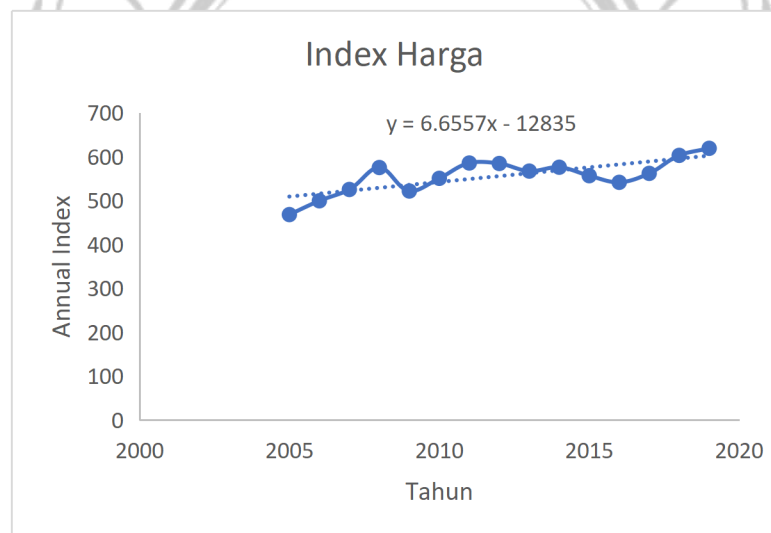
Tahun	Annual Index
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7



2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	562.1
2018	603.1
2019	619.2

Sumber : [www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci)

Untuk mengetahui *annual index tahun 2025* maka dilakukan regresi linear seperti berikut.



Dari grafik tersebut didapatkan persamaan  $y = 6,6557x - 12835$  sehingga untuk *annual index tahun 2025* sebagai berikut:

$$y = 6,6557 \quad x \quad + \quad -12835$$

$$2025 = 6,6557 \quad x \quad + \quad -12835$$

$$y = 663,65$$

**Jadi *annual index* untuk tahun 2025 adalah 663,65**

## 1.2 Perhitungan Harga Peralatan

Harga peralatan proses pada perhitungan Analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2025.

Contoh perhitungan:

### 1. Tangki Penyimpanan Glycerol

Harga tahun 2014 = \$ 2.000 (sumber:www.matche.com)

Harga tahun 2025 =  $\frac{\text{Indeks tahun 2025}}{\text{indeks tahun 2014}} \times \text{harga tahun 2014}$

=  $\frac{663,65}{576,10} \times \$ 2.00$

= \$ 2.303,94

Cost total (2025) = \$ 2.303,94 x jumlah alat

= \$ 2.303,94 x 1 buah

= \$ 2.303,94

Tabel E. 2 Harga Peralatan Alat Proses

Nama Alat	Jumlah Unit	Harga		Total Harga
		Harga 2014	Harga 2025	
Tangki penampung Gliserol	1	\$ 2,000.00	\$ 2,248.43	\$ 2,248.43
Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1	\$ 877,400.00	\$ 986,384.6	\$ 986,384.61
Tangki H <sub>2</sub>	1	\$ 4,200.00	\$ 4,721.70	\$ 4,721.70
Tangki Penampung sisa	1	\$ 13,100.00	\$ 14,727.19	\$ 14,727.19
Tangki Asetol	1	\$ 46,400.00	\$ 52,163.49	\$ 52,163.49
Tangki produk propilene	1	\$ 48,100.00	\$ 54,074.65	\$ 54,074.65

Reaktor 01	1	\$ 48,100.00	\$ 54,074.65	\$ 54,074.65
Reaktor 02	1	\$ 75,500.00	\$ 84,878.09	\$ 84,878.09
Kondensor 01	1	\$ 35,000.00	\$ 39,347.46	\$ 39,347.46
Kondensor 02	1	\$ 113,400.00	\$ 127,485.8	\$ 127,485.77
Kondensor 03	1	\$ 115,000.00	\$ 129,284.5	\$ 129,284.51
Destilasi fraksionasi 01	1	\$ 255,000.00	\$286.674,35	\$286.674,35
Destilasi Fraksionasi 02	1	\$ 14,500.00	\$ 16,301.09	\$ 16,301.09
Heater 01	1	\$ 33,600.00	\$ 37,773.56	\$ 37,773.56
Heater 02	1	\$ 48,600.00	\$ 54,636.76	\$ 54,636.76
Cooler	1	\$ 53,700.00	\$ 60,370.25	\$ 60,370.25
Pompa 01	1	\$ 4,300.00	\$ 4,834.12	\$ 4,834.12
Pompa 02	1	\$ 2,500.00	\$ 2,810.53	\$ 2,810.53
Pompa 03	1	\$ 2,700.00	\$ 3,035.38	\$ 15,176.88
Pompa 04	1	\$ 8,500.00	\$ 9,555.81	\$ 9,555.81
Pompa 05	1	\$ 1,200.00	\$ 1,349.06	\$ 1,349.06
Pompa 06	1	\$ 900.00	\$ 1,011.79	\$ 1,011.79
Pompa 07	1	\$ 2,000.00	\$ 2,248.43	\$ 2,248.43
Pompa 08	1	\$ 877,400.00	\$ 986,384.6	\$ 986,384.61
Blower 01	1	\$ 4,200.00	\$ 4,721.70	\$ 4,721.70
Blower 02	1	\$ 13,100.00	\$ 14,727.19	\$ 14,727.19
Kompresor	1	\$ 46,400.00	\$ 52,163.49	\$ 52,163.49
<b>Total</b>				<b>\$ 1.964.787,31</b>

#### Harga Peralatan Utilitas

Peralatan utilitas meliputi:

- a. *Steam*
- b. Listrik
- c. Bahan bakar
- d. Pengolahan air

Tabel E. 3 Harga Peralatan Alat Utilitas

Nama Alat	Jumlah Unit	Harga		Total Harga
		2014	2025	
Pompa air sungai	1	5,900.00	6,743.03	6,743.03
Bak penampung awal	4	3,900.00	50,172.68	200,690.72
Pompa clarifier	1	4,900.00	5,600.14	5,600.14
Clarifier	1	63,000.00	72,001.80	144,003.59
Sand filer	1	18,700.00	21,371.96	21,371.96
Pompa air sanitasi	1	8,300.00	9,485.95	9,485.95
Bak air sanitasi	1	2,300.00	2,628.64	2,628.64
Pompa air bersih	1	8,600.00	9,828.82	9,828.82
Bak air bersih	3	89,300.00	102,059.69	306,179.06
Kation exchanger	1	28,627.00	32,717.39	32,717.39
Anion exchanger	1	28,627.00	32,717.39	32,717.39
Pompa umpan boiler	1	10,200.00	11,657.43	11,657.43
Tangki umpan boiler	1	12,600.00	14,400.36	14,400.36
Pompa air pendingin	1	13,000.00	14,857.51	14,857.51
Tangki air pendingin	1	2,300.00	2,628.64	2,628.64
Pompa air proses	1	5,900.00	6,743.03	6,743.03
Tangki air proses	1	26,100.00	29,829.32	29,829.32
Cooling tower	1	292,400.00	334,179.76	334,179.76
Generator	1	131,152.00	149,891.74	149,891.74
Tangki bahan bakar	1	6,100.00	6,971.60	6,971.60
Pompa bahan bakar	1	7,700.00	8,800.22	8,800.22
Boiler	1	290,300.00	331,779.70	331,779.70
<b>Total</b>	<b>28</b>		<b>1,257,066.8</b>	<b>1,683,705.99</b>

## 2. Harga Bahan dan Penjualan Produk

Tabel E. 4 Perhitungan Biaya Bahan Baku

Bahan Baku	Jumlah (kg/jam)	Harga/kg (Rp)	Total
$C_3H_8O_3$	928	18.000	11.363.636
$H_2SO_4$	46,4	11.000	510,400
$H_2$	16,8	12.500	210.000
<b>Total Biaya Bahan Baku</b>			<b>12.084.036</b>

Bahan Baku	Jumlah (kg/jam)	Harga/kg (Rp)	Total
$Al_2(SO_4)_3$	1,8	18.000	11.363.636
$H_2SO_4$	32,9	11.000	510,400
NaOH	3,1	12.500	210.000
Kaporit	0,31		
Solar	27,62		
<b>Total Biaya Bahan Baku</b>			<b>12.084.036</b>

Tabel E. 5 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

No	Produk	Jumlah (kg/jam)	Harga	Harga Rp/tahun
1	$C_3H_8O_2$	634,18	128000	81.174.656
2	$C_3H_6O_2$	64,22	15000	963.326
3	$C_3H_8O_3$	130,24	5000	651.215,5
<b>Total</b>				<b>655.690.440.240</b>

Total biaya hasil penjualan produk per tahun = Rp 82.789.197 x 24 x 330

$$= \text{Rp } 655.690.440.240$$

### 3. Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan:

Tabel E. 6 Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Rp)	Total
1	Dewan komisaris	1	50.000.000	50.000.000
2	Direktur utama	1	45.000.000	45.000.000
3	Manajer Administrasi & Umum	1	30.000.000	30.000.000
4	Manajer Pemasaran	1	30.000.000	30.000.000
5	Manajer Keuangan	1	30.000.000	30.000.000
6	Manajer Teknik dan Produksi	1	30.000.000	30.000.000
7	Kepala Bagian Produksi	1	15.000.000	15.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	15.000.000	15.000.000
9	Staf Ahli	2	10.000.000	20.000.000
10	Kepala Bagian Umum	1	6.500.000	6.500.000
11	Kepala Bagian Keuangan	1	6.500.000	6.500.000
12	Kepala Bagian Pengendalian	1	6.500.000	6.500.000
13	Kepala Bagian Proses	1	6.500.000	6.500.000
14	Kepala Bagian Proses	1	6.500.000	6.500.000
15	Kepala Bagian Laboratorium	1	6.500.000	6.500.000
16	Kepala Bagian K3	1	6.500.000	6.500.000
17	Kepala Bagian Pemeliharaan	1	6.500.000	6.500.000
18	Kepala Bidang Utilitas	1	6.500.000	6.500.000
19	Kepala Bidang Pemasaran	1	6.500.000	6.500.000
20	Kepala Bidang Administrasi	1	6.500.000	6.500.000
21	Kepala Bidang Humas	1	6.500.000	6.500.000
22	Kepala Bidang Kas	1	6.500.000	6.500.000
23	Kepala Bidang Pembelian	1	6.500.000	6.500.000
24	Kepala Bidang Personalia	1	6.500.000	6.500.000
25	Kepala Bidang Keamanan	1	6.500.000	6.500.000

26	Sekretaris	5	5.500.000	27.500.000
27	Karyawan Humas	2	5.000.000	10.000.000
28	Karyawan Personalia	2	5.000.000	10.000.000
29	Karyawan Keuangan	2	5.000.000	10.000.000
30	Karyawan Penjualan	2	5.000.000	10.000.000
31	Karyawan Administrasi	3	5.000.000	15.000.000
32	Dokter Umum	1	6.500.000	6.500.000
33	Perawat	2	5.000.000	10.000.000
34	Supir	5	3.500.000	17.500.000
35	Cleaning Service	7	3.500.000	24.500.000
36	Pengawas Perkebunan	2	3.500.000	7.000.000
37	Security	10	3.500.000	35.000.000
38	Operator Proses	18	5.000.000	90.000.000
39	Operator Bengkel & Pemeliharaan	8	5.000.000	40.000.000
40	Operator Utilitas	10	5.000.000	50.000.000
41	Karyawan Laboratorium	6	5.000.000	30.000.000
42	Karyawan Quality Control	3	5.000.000	15.000.000
	<b>Total</b>	<b>114</b>	<b>440,000,000</b>	<b>777.000.000</b>

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan = Rp 777.000.000

Biaya untuk gaji karyawan selama satu tahun = Rp 9.324.000.000

#### 4. Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui pabrik yang direncanakan, layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini:

Menurut Aries & Newton (1955) perhitungan ekonomi meliputi:

A. *Production Cost* (Biaya Produksi)

1. *Capital Investment*

- a. Modal tetap / *Fixed Capital Investment* (FCI)
- b. Modal kerja / *Working Capital Investment* (WCI)

2. *Manufacturing Cost*

- a. Biaya produksi langsung / *Direct Manufacturing Cost*
- b. Biaya produksi tetap / *Indirect Manufacturing Cost*
- c. *Fixed Manufacturing Cost*

3. *General Expense*

- a. Administrasi
- b. *Sales*
- c. *Research*
- d. *Finance*

B. Analisa Kelayakan

1. Keuntungan (*Profit*)
2. *Return On Investment* (ROI)
3. *Pay Out Time* (POT)
4. *Profit On Sales* (POS)
5. *Break Even Point* (BEP)
6. *Shut Down Point* (SDP)
7. *Discounted Cash Flow* (DCF)



## Penentuan INvestasi Total (Total Capital Investment, TCI)

- Modal Tetap

### A. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

1. Harga peralatan	E	Rp 39.857.540.690.06	
2. Instrumentasi dan pengendalian 40%	E	Rp 15.943.016.276.02	
3. Instalasi	15% E	Rp 5.978.631.103	
4. Perpipaan	35% E		Rp
13,950,139,241			
5. Listrik		Rp 13.936.855.680	
= kebutuhan Listrik x tarif Listrik/kWh			
= 4,645,618.560 x 2.000			
= 13.936.855.680			
6. Harga FOB (ad. 1-5)	F	Rp 53.794.396.370	
7. Ongkos angkutan kapal laut	17% F		Rp
8.069.159.455			
8. Harga C dan FG		Rp 61.863.555.825	
9. Biaya asuransi	1% G		Rp
618.635.558			
10. Harga CIF (ad. 8-9)			H Rp
70.053.461.690			
11. Biaya angkut barang ke plant	25% H	Rp 15.620.547.845	
12. Pemasangan alat	40% E	Rp 15.943.016.276	

13. Bangunan pabrik	25%	E	Rp
15.620.547.845			
14. Improvement	50%	E	Rp 19.928.770.345
15. Tanah			Rp 54.000.000.000
<b>Total Biaya Langsung (DC)</b>			<b>Rp 397.607.003.897</b>

**B. Biaya tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*)**

1. Engineering and supervision	20%	E	Rp
7.971.508.138			
2. Construction Expenses	40%	E	Rp
15.943.016.276			
3. Legal Expenses	5%	E	Rp
1.992.877.034			
4. Ongkos kontraktor	20%	E	Rp
7.971.508.138			
5. Biaya tak terduga	45%	E	Rp
17.935.893.310			
<b>Total Indirect Cost (IC)</b>			<b>Rp 51.814.802.897</b>

**C. Fixed Capital Investment (FCI)**

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= \text{Rp } 397.607.003.897 + \text{Rp } 51.814.802.897 \\
 &= \text{Rp } 449.421.806.794
 \end{aligned}$$

**D. Modal Kerja (Working Capital Investment, WCI)**

$$\text{WCI} = 30\% \text{ TCI}$$

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 449.421.806.794 + 30\% \text{ TCI}$$

$$\text{TCI} = \frac{\text{Rp } 449.421.806.794}{70\%}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 642.031.152.563$$

$$\text{WCI} = 30\% \times \text{Rp } 642.031.152.563$$

$$= \text{Rp } 192.609.345.769$$

Jadi,

$$\text{Modal Tetap (FCI)} = \text{Rp } 449.421.806.794$$

$$\text{Modal Kerja (WCI)} = \text{Rp } 192.609.345.769 -$$

$$\text{Total Investasi (TCI)} = \text{Rp } 642.031.152.563$$

Modal Investasi terbagi atas:

1. Modal sendiri (equity) 40% = Rp 256.812.461.025
2. Modal pinjaman bank (loan) 60% = Rp 385.218.691.538

• **Penentuan Biaya Produksi**

**A. Biaya produksi langsung (Direct Production Cost, DPC)**

1. Bahan baku (1 tahun)			Rp 197.839.142.424
2. Tenaga kerja (L)			Rp 9.324.000.000
3. Biaya supervise	10%	L	Rp 932.400.000
4. Utilitas	10%	TPC	Rp 92.040.504.779
5. Perawatan perbaikan (M)	2%	FCI	Rp 8.988.436.135
6. Operating supplies	50%	FCI	Rp 2.247.109.033
7. Laboratorium	8%	L	Rp 745.920.000
8. Paten dan <i>royalty</i>	1%	TPC	Rp 9.204.050.478

**Total biaya produksi langsung (DPC) Rp 321.321.562.850**

**B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)**

1. Depresiasi (peralatan,bangunan)	10%	FCI	Rp 44.492.180.679
2. Pajak	1%	FCI	Rp 4.494.218.067
3. Asuransi	0,2%	FCI	Rp 898.843613
4. Bunga 15% loan			Rp 57.782.803.730

**Total biaya tetap (FC) Rp 108.118.046.091**

**C. Biaya plant overhead (Plant Overhead cost)**

Plant Overhead Cost (POC) 5% TPC

**D. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)**

1. Biaya administrasi	5%	TPC
2. Biaya distribusi dan penjualan	2%	TPC
3. Biaya R & D	5%	TPC

**Total pengeluaran umum (GE) 12% TPC**

**Total Biaya Pembuatan (Manufacturing Cost, MC)**

**MC = DPC + FC + POC, Dimana**

**DPC = Rp 321.321.562.850 + 11% TPC**

**FC = Rp 120.940.791.587**

**POC = 5% TPC +**

**MC = Rp 690.303.785,66 + 16% TPC**

**TPC = MC + GE**

**MC = Rp 690.303.785,66 + 16% TPC**

**GE = 9% TPC +**

$$\text{TPC} = \text{Rp } 690.303.785,66 + 25\% \text{ TPC}$$

$$\begin{aligned}\text{TPC} &= \frac{\text{Rp } 690.303.785,66}{75\%} \\ &= \text{Rp } 920.405.047.786\end{aligned}$$

Sehingga,

$$\text{MC} = \text{Rp } 147.955.111.431$$

$$\text{GE} = \text{Rp } 82.836.454.300$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 920.405.047.786$$

#### 4.1 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut:

1. Modal

$$\text{Modal sendiri} = 40\%$$

$$\text{Modal pinjaman} = 60\%$$

2. Bunga bank = 15%

3. Laju inflasi = 5%

4. Masa konstruksi 4 tahun

Tahun pertama menggunakan 40% modal sendiri dan 60% modal pinjaman. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit sebagai berikut:

- Pada awal masa konstruksi tahun pertama dan tahun kedua dilakukan pembayaran sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.

- Pada akhir tahun ketiga dan keempat masa konstruksi dibayarkan sisa modal pinjaman

1. Pengembalian pinjaman dalam 10 tahun, sebesar = 10% per tahun.
2. Umur peralatan pabrik diperkirakan 10 tahun dengan depresiasi = 10%
3. Pajak pendapatan = 30%

*Pajak pendapatan (UU. 36, tahun 2008)*

- **Perhitungan biaya total produksi**

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} &= \text{TPC} - \text{depresiasi} \\
 &= \text{Rp}954.310.242.093 - \text{Rp} \\
 &44.942.180.679 \\
 &= \text{Rp} 909.368.061.414
 \end{aligned}$$

- **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 tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah:

Tabel E. 7 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa kons.	%	Modal Pinjaman	Bunga	Jumlah
-4	25%	Rp 642.031.152.563	0	Rp 642.031.152.563
-3	25%	Rp 642.031.152.563	Rp14.445.700.932	Rp 656.476.853.496
-2	25%	Rp 642.031.152.563	Rp14.445.700.932	Rp 656.476.853.496

-1	25%	Rp 642.031.152.563	Rp14.445.700.932	Rp 656.476.853.496
0			Rp43.337.102.798	Rp43.337.102.798
<b>Modal pinjaman akhir masa konstruksi</b>				<b>Rp 2.654.798.815.849</b>

Tabel E. 8 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa kons.	%	Modal Sendiri	Inflasi	Jumlah
-4	25%	Rp 64.203.115.256		Rp 71,817,572,201
-3	25%	Rp 64.203.115.256	Rp 3.210.155.762	Rp 67.413.271.019
-2	25%	Rp 64.203.115.256	Rp 3.210.155.762	Rp 67.413.271.019
-1	25%	Rp 64.203.115.256	Rp 3.210.155.762	Rp 67.413.271.019
0			Rp 9.630.467.288	Rp 9.630.467.288
<b>Modal pinjaman akhir masa konstruksi</b>				<b>Rp 276.073.395.602</b>

Total investasi pada akhir masa konstruksi = modal sendiri + modal pinjaman  
= Rp 2.930.872.211.451

#### Perhitungan harga penjualan

Dari *cash flow*, maka untuk 100% didapatkan harga penjualan:

Produk Propilen Glikol = Rp 665.735.803.820

#### 4.2 Keuntungan Profit

Tabel E. 9 Proyeksi Rugi – Laba selama 10 Tahun Produksi

Tahun Ke-	Kapasitas	Laba pajak (Rp)	sebelum Pajak (Rp)	Laba pajak (Rp)	sesudah pajak
-4	0%				
-3	0%				
-2	0%				
-1	0%				

0	0%			
1	40%	Rp 42.664.411.068	Rp 12.799.323.320	Rp 29.865.087.748
2	60%	Rp 10.478.997.095	Rp 3.143.699.128	Rp 7.335.297.967
3	80%	Rp 47.443.220.214	Rp 14.232.966.064	Rp 33.210.254.150
4	100%	Rp 84.407.443.332	Rp 25.322.232.999	Rp 59.085.210.333
5	100%	Rp 91.688.076.603	Rp 27.506.422.981	Rp 64.181.653.622
6	100%	Rp 97.772.605.835	Rp 29.331.781.751	Rp 68.440.824.085
7	100%	Rp 105.209.252.675	Rp 31.562.775.803	Rp 73.646.476.873
8	100%	Rp 105.209.252.675	Rp 31.562.775.803	Rp 73.646.476.873
9	100%	Rp 105.209.252.675	Rp 31.562.775.803	Rp 73.646.476.873
10	100%	Rp 105.209.252.675	Rp 31.562.775.803	Rp 73.646.476.873
<b>Rata- rata</b>		<b>Rp 70.996.294.271</b>		<b>Rp 49.697.405.989</b>

Keterangan :

Pajak sebesar 30% sesuai dengan pasal 17 UU PPh no. 17, 2012

Rata-rata laba sebelum pajak = Rp 70.996.294.271

Rata-rata setelah pajak = Rp 49.697.405.989

Harga penjualan = Rp 665.735.803.920

Sehingga didapatkan nilai-nilai sebagai berikut:

*Percent Profit on Sales (POS)* sebelum pajak :

$$= \frac{\text{Profit sebelum pajak}}{\text{Harga penjualan}} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{Rp 70.996.294.271}}{\text{Rp 665.735.803.920}} \times 100\%$$

$$= 10,66\%$$

*Percent Profit on Sales (POS)* sesudah pajak:

$$= \frac{\text{Profit setelah pajak}}{\text{Harga penjualan}} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{Rp 49.697.405.989}}{\text{Rp 665.735.803.920}} \times 100\%$$



$$= 7,47\%$$

#### 4.3 Percent Return On Investment (RI)

Return on Investment adalah tingkat keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{Pay Out Time} = \frac{\text{FCI}}{\text{Profit+DEpresiasi}}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Rp } 449.421.806.794}{\text{Rp } 70.996.294.271 + \text{Rp } 449.421.806.794}$$

$$= 3,88 \text{ tahun} \approx 4 \text{ tahun}$$

$$\text{POT setelah paajak} = \frac{\text{Rp } 449.421.806.794}{\text{Rp } 49.697.405.989 + \text{Rp } 449.421.806.794}$$

$$= 4,75 \text{ tahun} \approx 5 \text{ tahun}$$

#### 4.5 Perhitungan Internal Rate of Return (IRR)

Internal rate of return berdasarkan discounted cash flow adalah suatu tingkat bunga tertentu Dimana seluruh penerimaan akan tetap menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan trial I, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n}$$

Keterangan :

n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke-n

Tabel E. 10 Trial Laju Bunga

Tahun Ke-n	Net Cashflow	Discount factor i= 52%
---------------	--------------	---------------------------

1	Rp 546.036.856.102	
2	Rp 583.237.241.816	Rp 252.439.941.922
3	Rp 609.112.197.999	Rp 173.446.896.300
4	Rp 634.987.154.182	Rp 118.957.160.158
5	Rp 640.083.597.471	Rp 78.889.419.173
6	Rp 113.383.004.764	Rp 9.193.617.572
7	Rp 118.588.657.552	Rp 6.326.128.906
8	Rp 118.588.657.552	Rp 4.161.926.912
9	Rp 118.588.657.552	Rp 2.738.109.810
10	Rp 118.588.657.552	Rp 1.801.388.033
<b>Total</b>		<b>Rp 647.954.588.784</b>

Total Investasi (TCI) = Rp 642.031.152.563

Trial I hingga ratio total *present value*/TCI = 1

Harga I yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal bank . Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga sebesar = 15% per tahun.

#### 4.6 Analisa Titik Impas (Break Event Point, BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kepastian Dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan:

Tabel E. 11 Biaya FC, VC, SVC dan S

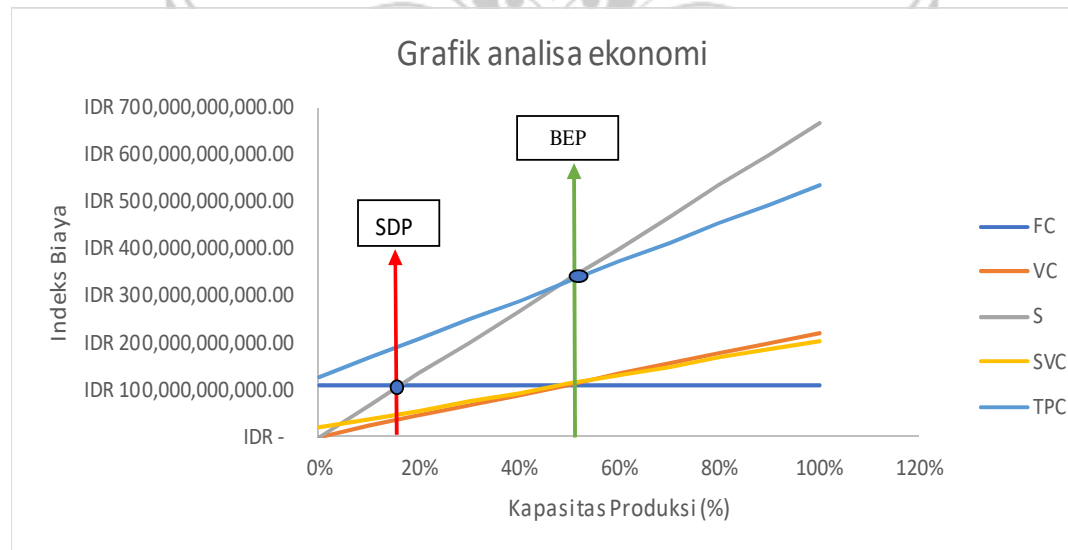
No	Keterangan	Jumlah
1	Biaya Tetap (FCI)	Rp 502.723.005.409
2	Biaya Variabel (VC)	
	- Bahan baku	Rp 197.839.142.424
	- Utilitas	Rp 13.968.163.225
	- Royalti	Rp 9.543.102.421

	<b>Total</b>	<b>Rp 221.350.408.070</b>
3.	Biaya Semi Variabel (SVC)	
	- Gaji karyawan	Rp 9.324.000.000
	- Biaya perawatan, 10% FCI	Rp 44.942.180.679
	- Laboratorium	Rp 745.920.000
	- Operating <i>supplies</i>	Rp 2.247.109.034
	- Pengeluaran umum	Rp 82.836.454.301
	- <i>Plant Overhead Cost</i>	Rp 46.020.252.389
	- <b>Total</b>	<b>Rp 186.115.916.403</b>
4.	Total penjualan (S)	Rp 665.735.803.920

---



Kap.	FC (Rp)	VC (Rp)	S (Rp)	SVC (Rp)	TPC (Rp)
0	108.118.046.092	0	0	18.611.591.640	126.729.637.732
10%	108.118.046.092	22.135.040.807	66.573.580.392	37.223.183.281	167.476.270.179
20%	108.118.046.092	44.270.081.614	133.147.160.784	55.834.774.921	208.222.902.627
30%	108.118.046.092	66.405.122.421	199.720.741.176	74.446.366.562	248.969.535.074
40%	108.118.046.092	88.540.163.228	266.294.321.568	93.057.958.202	289.716.167.521
50%	108.118.046.092	110.675.204.035	332.867.901.960	111.669.549.842	330.462.799.969
60%	108.118.046.092	132.810.244.842	399.441.482.352	130.281.141.482	371.209.432.416
70%	108.118.046.092	154.945.285.649	466.015.062.744	148.892.733.123	411.956.064.863
80%	108.118.046.092	177.080.326.456	532.588.643.136	167.504.324.763	452.702.697.311
90%	108.118.046.092	199.215.367.263	599.162.223.528	186.115.916.403	493.449.329.758
100%	108.118.046.092	221.350.408.070	665.735.803.920	204.727.508.044	534.195.962.205



**TABEL NET CASH FLOW**

Tah.	Kapasitas	Modal Sendiri				Modal Pinjaman				Investasi Total (Rp)	Pengembalian Pinjaman (Rp)	Sisa Pinjaman (Rp)
		Pengeluaran (Rp)	Inflasi (Rp)	Jumlah (Rp)	Akumulasi (Rp)	Pengeluaran (Rp)	Bunga (Rp)	Jumlah (Rp)	Akumulasi (Rp)	(4)+(8)		(11)-(10)
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
-4	0%	64203115256.33		64203115256.33	64203115256.33	642031152563	0	642031152563	642031152563	706234267820		
-3	0%	64203115256.33	3210155762.82	67413271019.15	131616386275.5	642031152563	14445700933	656476853496	1298508006059	1430124392335		
-2	0%	64203115256.33	3210155762.82	67413271019.15	131616386275.5	642031152563	1444570093	656476853496	1298508006059	1430124392335		
-1	0%	64203115256.33	3210155762.82	67413271019.15	67413271019.15	642031152563	14445700933	656476853496	1298508006059	1365921277079		
0	0%		3210155762.82	3210155762.82	64203115256.33	642031152563	43337102798	43337102798	685368255361	749571370618		685368255361
1	40%										137073651072	548294604289
2	60%										137073651072	411220953217
3	80%										137073651072	274147302145
4	100%										137073651072	137073651072
5	100%										137073651072	
6	100%										137073651072	
7	100%										137073651072	
8	100%										137073651072	
9	100%										137073651072	
10	100%										137073651072	





Hasil penjualan	Depresiasi	Bunga dari Sisa Pinjaman	Fixet Cost	variable cost	Semi variable cost	Total	Laba		
				(18)+(14)	17		(13)+(14)+(15)+(16)+(17)	sebelum pajak	pajak
12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
266294321568	44942180679	57782803731	43247218437	88540163228	74446366561	308958732636	-42664411068	-12799323320	-29865087748
399441482352	44942180679	34669682238	64870827655	132810244842	111669549842	388962485257	10478997095	3143699129	7335297967
532588643136	44942180679	27735745791	86494436873	177080326456	148892733123	485145422922	47443220214	14232966064	33210254150
665735803920	44942180679	27735745791	108118046092	221350408070	186115916403	588262297035	77473506885	23242052065	54231454819
665735803920	44942180679	27735745791	108118046092	221350408070	186115916403	588262297035	77473506885	23242052065	54231454819
665735803920	44942180679	27735745791	108118046092	221350408070	186115916403	588262297035	77473506885	23242052065	54231454819
665735803920	44942180679		108118046092	221350408070	186115916403	560526551245	105209252675	31562775803	73646476873
665735803920	44942180679		108118046092	221350408070	186115916403	560526551245	105209252675	31562775803	73646476873
665735803920	44942180679		108118046092	221350408070	186115916403	560526551245	105209252675	31562775803	73646476873
665735803920	44942180679		108118046092	221350408070	186115916403	560526551245	105209252675	31562775803	73646476873