

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT  
DIHIDRAT DARI ASAM NITRAT DAN GLUKOSA  
KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN**

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



**Oleh:**

**Nama : Geza Mahendra Wijaya**

**Nama : Shella Wahyu Shilvie**

**NIM : 19521035**

**NIM : 19521232**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA**

**2023**

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

## PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Geza Mahendra Wijaya                      Nama : Shella Wahyu Shilvie  
NIM : 19521035    NIM : 19521232

Yogyakarta, Oktober 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung risiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan



Geza Mahendra Wijaya

Td. Tangan



Shella Wahyu Shilvie

# LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT DARI ASAM

NITRAT DAN GLUKOSA KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN

## PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Geza Mahendra Wijaya

Nama : Shella Wahyu Shilvie

NIM 19521035

NIM 19521232

Yogyakarta, Oktober 2023

Pembimbing,



Lilis Kristivani, S.T., M.Eng

البعث الاسلامي

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT  
DIHIDRAT DARI ASAM NITRAT DAN  
GLUKOSA DENGAN KAPASITAS 2500  
TON/TAHUN  
PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh: ISLAM

Nama : Geza Mahendra Wijaya  
No. Mahasiswa : 19521035

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



Yogyakarta, 24 November 2023

Tim Penguji,

Lilis Kistriyani, S. T., M.Eng.  
Ketua Penguji

Ifa Puspasari S.T., M.Eng., Ph.D  
Penguji I

Ajeng Yuliantri Dwi Lestari, S.T., M.T.  
Penguji II

 27/11 '23  
 27/11 '23  
 29/11 2023

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik  
Kimia Fakultas Teknologi  
Industri Universitas Islam  
Indonesia

Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D

# KATA PENGANTAR

*Assalamu'alaikum Wr. Wb.*

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat serta salam selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT DARI ASAM NITRAT DAN GLUKOSA KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN**”, disusun sebagai penerapan dari ilmu Teknik Kimia yang telah didapat selama kuliah, serta merupakan sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena ini, melalui kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Karunia-Nya
2. Bapak dan Ibunda kami tercinta yang selalu memberikan doa, semangat dan motivasi selama mengenyam Pendidikan di S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Lilis Kristiyani, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan bimbingan salam penulisan dan penyusunan Tugas

Akhir ini.

5. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat serta doa.
6. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, Aamiin.

*Wassalamu 'alaikum Wr., Wb.*

Yogyakarta, Oktober 2023

Penulis

## LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan kepada:

Ayah terhebat dan Ibu terbaik saya yang tidak henti-hentinya memberikan doa, semangat, dorongan, kasih sayang, dan kepercayaan. Semoga kelak saya dapat membalas jasa yang telah diberikan. Tidak lupa juga terima kasih kepada seluruh keluarga saya tercinta yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu.

Shella Wahyu Shilvie sebagai *partner* pra rancangan pabrik saya ini, yang selama ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat dan dukungan selama ini. Semoga ilmu yang didapat menjadi bekal yang bermanfaat di dunia dan di akhirat. Semoga kita kelak menjadi pribadi yang sukses kedepannya. Aamiin.

Teman-teman terdekat saya dari Teknik Kimia, terima kasih telah menerima segala suka duka selama melewati masa-masa perkuliahan dan Tugas Akhir ini. Terima kasih telah menjadi teman hebat yang bisa melewati rintangan semasa menjalani kuliah ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses semua untuk kedepannya. Aamiin.

Teknik Kimia UII 2019, almamater tercinta, yang punya andil besar di dalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terima kasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini, semoga kalian sukses selalu. Aamiin

(Geza Mahendra Wijaya)

## LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan kepada:

Ayah terhebat dan Ibu terbaik saya yang tidak henti-hentinya memberikan doa, semangat, dorongan, kasih sayang, dan kepercayaan. Semoga kelak saya dapat membalas jasa yang telah diberikan. Tidak lupa juga terima kasih kepada seluruh keluarga saya tercinta yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu.

Geza Mahendra Wijaya sebagai *partner* pra rancangan pabrik saya ini, yang selama ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat dan dukungan selama ini. Semoga ilmu yang didapat menjadi bekal yang bermanfaat di dunia dan di akhirat. Semoga kita kelak menjadi pribadi yang sukses kedepannya. Aamiin.

Teman-teman terdekat saya dari Teknik Kimia, terima kasih telah menerima segala suka duka selama melewati masa-masa perkuliahan dan Tugas Akhir ini. Terima kasih telah menjadi teman hebat yang bisa melewati rintangan semasa menjalani kuliah ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses semua untuk kedepannya. Aamiin.

Teknik Kimia UII 2019, almamater tercinta, yang punya andil besar di dalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terima kasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini, semoga kalian sukses selalu. Aamiin

(Shella Wahyu Shilvie)



# DAFTAR ISI

<b>LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN .....</b>	<b>i</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING.....</b>	<b>ii</b>
<b>KATA PENGANTAR .....</b>	<b>iii</b>
<b>LEMBAR PERSEMBAHAN.....</b>	<b>v</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>vii</b>
<b>DAFTAR TABEL.....</b>	<b>x</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>xiii</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>	<b>xiv</b>
<b>DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN .....</b>	<b>xv</b>
<b>ABSTRAK .....</b>	<b>xviii</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>xix</b>
<b>BAB I.....</b>	<b>1</b>
<b>PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.3 Tinjauan Pustaka .....	3
1.4 Tinjauan Kinetika.....	8
1.5 Tinjauan Termodinamika .....	11
<b>BAB II .....</b>	<b>15</b>
<b>PERANCANGAN PRODUK .....</b>	<b>15</b>

2.1 Spesifikasi Produk.....	15
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	15
2.3 Pengendalian Kualitas.....	16
<b>BAB III.....</b>	<b>20</b>
<b>PERANCANGAN PROSES.....</b>	<b>20</b>
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	20
3.2 Uraian Proses .....	22
3.3 Spesifikasi Alat.....	25
3.4 Perencanaan Produksi .....	32
3.5 Neraca Massa .....	33
3.6 Neraca Panas .....	35
<b>BAB IV.....</b>	<b>38</b>
<b>PERANCANGAN PABRIK.....</b>	<b>38</b>
4.1 Lokasi Pabrik.....	38
4.2 Tata Letak Pabrik ( <i>Plant Layout</i> ).....	41
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses ( <i>Mechines Layout</i> ).....	45
4.4 Organisasi Perusahaan .....	47
<b>BAB V.....</b>	<b>67</b>
<b>UTILITAS.....</b>	<b>67</b>
5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air .....	67
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i> .....	79
5.3 Unit Pembangkit Listrik.....	79
5.4 Unit Penyedia Udara Instrumen .....	82
5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar .....	82
<b>BAB VI.....</b>	<b>83</b>

<b>EVALUASI EKONOMI.....</b>	<b>83</b>
6.1 Penaksiran Harga Alat.....	84
6.2 Dasar Perhitungan .....	88
6.3 Perhitungan Biaya .....	89
6.4 Analisa Kelayakan .....	90
6.5 Hasil Perhitungan .....	93
6.6 Hasil Analisa Kelayakan .....	95
6.7 Analisa Resiko Pabrik.....	97
6.8 Analisa Kelayakan .....	98
<b>BAB VII.....</b>	<b>100</b>
<b>KESIMPULAN DAN SARAN .....</b>	<b>100</b>
7.1 Kesimpulan .....	100
7.2 Saran.....	102
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>103</b>
<b>LAMPIRAN.....</b>	<b>105</b>

## DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1	Data Impor Asam Oksalat di Indonesia .....	2
Tabel 1. 2	Perbandingan Proses Pembuatan Asam Oksalat .....	7
Tabel 1. 3	Keuntungan dan Kerugian Proses Pembuatan Asam Oksalat .....	7
Tabel 1. 4	Data $\Delta G$ dan $\Delta H$ Masing-masing Komponen (Perry's, 1999).....	11
Tabel 2. 1	Spesifikasi Asam Oksalat Dihidrat .....	15
Tabel 2. 2	Spesifikasi Glukosa dan Asam Nitrat.....	16
Tabel 2. 3	Spesifikasi Bahan Pendukung .....	16
Tabel 3. 1	Spesifikasi Tangki Bahan Baku .....	25
Tabel 3. 2	Spesifikasi Reaktor-01 .....	25
Tabel 3. 3	Spesifikasi <i>Crystalizer</i> (CR-01) .....	26
Tabel 3. 4	Spesifikasi <i>Centrifuge</i> (CF-01) .....	27
Tabel 3. 5	Spesifikasi <i>Rotary Dryer</i> (RD-01) .....	27
Tabel 3. 6	Spesifikasi <i>Mixer</i> .....	27
Tabel 3. 7	Spesifikasi <i>Flashdrum</i> .....	28
Tabel 3. 8	Spesifikasi <i>Conveyor</i> .....	28
Tabel 3. 9	Spesifikasi <i>Belt Elevator</i> (BE) .....	29
Tabel 3. 10	Spesifikasi Silo.....	29
Tabel 3. 11	Spesifikasi <i>Blower</i> .....	29
Tabel 3. 12	Spesifikasi Pompa.....	30
Tabel 3. 13	Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> .....	30
Tabel 3. 14	Lanjutan Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> .....	31

Tabel 3. 15	Kebutuhan Bahan Baku .....	32
Tabel 3. 16	Neraca Massa Total.....	33
Tabel 3. 17	Neraca Massa <i>Mixer</i> .....	33
Tabel 3. 18	Neraca Massa Reaktor .....	33
Tabel 3. 19	Neraca Massa <i>Flash Drum</i> .....	34
Tabel 3. 20	Neraca Massa <i>Crystallizer</i> .....	34
Tabel 3. 21	Neraca Massa <i>Centrifuge</i> .....	34
Tabel 3. 22	Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> .....	35
Tabel 3. 23	Neraca Panas Reaktor .....	35
Tabel 3. 24	Neraca Panas <i>Crystallizer</i> .....	35
Tabel 3. 25	Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> .....	36
Tabel 3. 26	Neraca Panas <i>Steam</i> .....	36
Tabel 3. 27	Neraca Panas <i>Steam</i> .....	36
Tabel 3. 28	Neraca Panas <i>Cooler</i> .....	36
Tabel 3. 29	Neraca Panas <i>Steam</i> .....	37
Tabel 4. 1	Rincian Area Bangunan Pabrik Asam Oksalat .....	43
Tabel 4. 2	Daftar Jabatan Perusahaan .....	58
Tabel 4. 3	Jadwal <i>Shift</i> Kerja Karyawan.....	61
Tabel 4. 4	Rincian Gaji Karyawan.....	62
Tabel 5. 1	Syarat Air Umpan <i>Boiler</i> .....	69
Tabel 5. 2	Air Sebagai Media Pendingin .....	77
Tabel 5. 3	Air Sebagai Media Pemanas .....	77
Tabel 5. 4	Total Kebutuhan Air .....	79

Tabel 5. 5	Kebutuhan Listrik Alat Proses .....	80
Tabel 5. 6	Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	80
Tabel 5. 7	Total Kebutuhan Listrik.....	82
Tabel 6. 1	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i> .....	84
Tabel 6. 2	Harga Alat Proses pada Tahun Evaluasi.....	87
Tabel 6. 3	Harga Alat Utilitas pada Tahun Evaluasi.....	88
Tabel 6. 4	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i> .....	93
Tabel 6. 5	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i> .....	93
Tabel 6. 6	<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> .....	94
Tabel 6. 7	<i>Working Capital Investment (WCI)</i> .....	94
Tabel 6. 8	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	94
Tabel 6. 9	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	94
Tabel 6. 10	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	95
Tabel 6. 11	<i>General Expense (GE)</i> .....	95
Tabel 6. 12	Analisa Keuntungan.....	95
Tabel 6. 13	<i>Annual Fixed Cost (Fa)</i> .....	96
Tabel 6. 14	<i>Annual Regulated Cost (Ra)</i> .....	96
Tabel 6. 15	<i>Annual Variable Cost (Va)</i> .....	96
Tabel 6. 16	Parameter Resiko Pabrik.....	98
Tabel 6. 17	Analisa kelayakan .....	99
Tabel 7. 1	Evaluasi Ekonomi .....	101

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1	Grafik Data Impor Asam Oksalat Dihidrat di Indonesia .....	3
Gambar 3. 1	Diagram Alir Kualitatif .....	20
Gambar 3. 2	Diagram Alir Kuantitatif .....	21
Gambar 4. 1	Lokasi Pabrik .....	38
Gambar 4. 2	Denah Lokasi .....	44
Gambar 4. 3	Tata Letak Alat Proses Skala 1:1000 .....	46
Gambar 4. 4	Struktur Organisasi.....	49
Gambar 6. 1	Grafik Regresi Linear Index.....	86
Gambar 6. 2	Grafik Analisa Ekonomi .....	99

## DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR .....	105
LAMPIRAN B <i>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM</i> (PEFD).....	139
LAMPIRAN C KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN PABRIK .....	141



## DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: <i>Temperature</i> , °C
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$\pi$	: Jari-jari, in
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
V	: Volume, m <sup>3</sup>
m	: Massa, kg
P	: Tekanan, psia
T	: Waktu, jam
K	: Konstanta kinetika reaksi, /menit
F <sub>v</sub>	: Laju alir, m <sup>3</sup> /jam
M <sub>s</sub>	: Massa <i>steam</i> , kg
A	: Luas bidang penumpang, ft <sup>2</sup>
x	: Konversi, %
TD	: Titik didih, °C
D <sub>t</sub>	: Dimensi reaktor, m
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
t <sub>s</sub>	: Ketebalan dinding, in
t <sub>h</sub>	: Ketebalan <i>head</i> , in

P	: <i>Power motor, hP</i>
Re	: <i>Bilangan Reynold</i>
E	: <i>Efisiensi sambungan</i>
Ri	: <i>Jari-jari reaktor</i>
C	: <i>Corrision allowance</i>
f	: <i>Allowable stress, psia</i>
icr	: <i>Jari-jari sudut dalam, in</i>
W	: <i>Faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head</i>
sg	: <i>Specific gravity</i>
Di	: <i>Diameter pengaduk, m</i>
W	: <i>Tinggi pengaduk, m</i>
Wb	: <i>Lebar baffle, m</i>
L	: <i>Lebar pengaduk, m</i>
Zi	: <i>Jarak pengaduk, m</i>
ZL	: <i>Tinggi pengaduk, m</i>
N	: <i>Kecepatan pengadukan, rpm</i>
Rd	: <i>Faktor pengotor</i>
H	: <i>Efisiensi</i>
N	: <i>Jumlah banyaknya lilitan</i>
L	: <i>Panjang koil, m</i>
p	: <i>Panjang, m</i>
l	: <i>Lebar, m</i>
hi	: <i>Inside film coefficient, Btu/jam ft<sup>2</sup>°F</i>

$h_{io}$  : *Outside film coefficient, Btu/jam ft<sup>2</sup>°F*

$jH$  : *Heat transfer factor*

LMTD : *Long mean temperature different, °F*

$N_t$  : *Jumlah tube*

## ABSTRAK

Asam oksalat dihidrat mempunyai peranan yang cukup penting dalam dunia industri seperti industri pengolahan logam dan industri tekstil. Indonesia merupakan negara importir asam oksalat dihidrat dengan kebutuhan yang relatif meningkat setiap tahunnya karena belum adanya pabrik penghasil asam oksalat dihidrat di Indonesia. Berdasarkan latar belakang tersebut, dirancang pabrik asam oksalat dihidrat dengan kapasitas 2.500 ton/tahun dengan menggunakan bahan baku glukosa sebanyak 247,5 kg/jam dan asam nitrat sebanyak 1903 kg/jam. Pabrik yang akan didirikan pada tahun 2027 berlokasi di Lampung Selatan untuk memenuhi kebutuhan asam oksalat dihidrat dalam negeri serta untuk ekspor ke luar negeri. Reaksi antara glukosa dan asam nitrat memerlukan katalis  $V_2O_5$  berlangsung dalam fasa cair-cair, ekstermis dengan suhu operasi 55 °C, tekanan 1 atm, dan menggunakan reaktor fixed bed. Unit-unit utilitas pada pembangkit diharuskan menyediakan keperluan seperti air pendingin, air proses, steam, listrik, bahan bakar, press udara, dan lain-lain. Kebutuhan utilitas meliputi air sebanyak 708,58 kg/jam dan kebutuhan listrik sebesar 1,0514 kW. Pabrik ini memerlukan biaya produksi sebesar Rp. 32.968.193.469.689,5. Angka penjualan produk asam oksalat dihidrat sebesar Rp. 33.943.010.750.000,00. Untuk analisa keuntungan setelah pajak didapatkan Rp. 682.372.096.217,37.

Berdasarkan evaluasi keekonomian yang dilakukan, pabrik ini mempunyai risiko yang rendah (*low risk*) dengan nilai *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,19 tahun dan POT setelah pajak sebesar 1,62 tahun, *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 73,82% dan ROI setelah pajak sebesar 51,67%, serta *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 11% per tahun. Berdasarkan analisis ekonomi yang dilakukan, dapat disimpulkan bahwa asam oksalat dari asam nitrat dan glukosa dengan kapasitas 2.500 ton per tahun menarik secara ekonomi dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

**Kata kunci** : asam nitrat, asam oksalat dihidrat, glukosa.

## **ABSTRACT**

*Oxalic acid dihydrate has a fairly important role in the industrial world such as the metal processing industry and the textile industry. Indonesia is an importer country of oxalic acid dihydrate with relatively increasing needs annually due to the absence of factories producing oxalic acid dihydrate in Indonesia. Based on the background, the oxalic acid dihydrate factory is designed with a capacity of 2.500 tons/year using glucose raw materials as much as 247,5 kg/hour and nitric acid as much as 1903 kg/hour. The plant will be established in 2027 located in South Lampung to fulfill the needs of domestic oxalic acid dihydrate as well as for export to overseas. The reaction between glucose and nitric acid requires the  $V_2O_5$  catalyst to take place in the liquid-liquid phase, external with operating temperature  $55\text{ }^{\circ}\text{C}$ , pressure 1 atm, and using fixed bed reactor. Utility units on the plant are required to provide purposes such as cooling water, water process, steam, electricity, fuel, air press, and others. Utility needs include water as much as 708,58 kg/hour and electricity needs of 1,0514 kW.*

*This factory requires production costs of Rp. 32,968,193,469,689.5. The sales figure for dihydrate oxalic acid products is Rp. 33,943,010,750,000.00. For analysis of profit after tax, we get Rp. 682,372,096,217.37. Based on the economic evaluation conducted, this factory is low risk with the value of Pay Out Time (POT) before tax is 1,19 years and POT after tax is 1,62 years, Return On Investment (ROI) before tax of 73,82% and ROI after tax amounted to 51,67%, and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) amounted to 11% per year. Based on the economic analysis done, it can be concluded that the oxalic acid from nitric acid and glucose with a capacity of 2.500 tons per year is economically interesting and worth to be studied further.*

**Keywords :** *glucose, nitric acid, oxalic acid dihydrate.*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara berkembang yang memproduksi gula tebu. Pada industri pengolahan gula tebu terdapat produk samping berupa glukosa. Glukosa merupakan bahan baku utama pada produksi asam oksalat. Asam oksalat mempunyai rumus  $C_2H_2O_4$  yang berbentuk kristal, tidak berwarna dan transparan, tidak berbau dan higroskopis. Asam oksalat dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku utama maupun bahan pendukung industri-industri tertentu. Kebutuhan asam oksalat digunakan antara lain sebagai *metal treatment*, *oxalate coating*, pembersih tenun dan zat warna, pewarnaan wool dan sebagainya. (Faisol Asip, 2015)

Indonesia merupakan negara yang masih ketergantungan terhadap beberapa bahan- bahan kimia sebagai bahan baku utama maupun pendukung yang diimpor dari luar negeri. Salah satu contohnya adalah asam oksalat. Untuk itu, perlu dilakukan usaha dalam memenuhi kebutuhan bahan kimia dalam negeri dan untuk mengurangi konsumsi bahan kimia dari luar negeri.

Industri-industri di indonesia belum sepenuhnya dapat memenuhi sendiri kebutuhan asam oksalat sehingga masih bergantung pada negara lain dengan mengimpor dari luar negeri. Dimana untuk keperluan impor produk luar negeri akan membutuhkan pengeluaran yang lebih tinggi. Berdasarkan

permasalahan tersebut maka terdapat peluang untuk membangun pabrik asam oksalat sehingga dapat mengurangi konsumsi produk-produk impor dari luar negeri. Dengan didirikannya pabrik asam oksalat, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan asam oksalat dalam negeri dan dapat memenuhi kebutuhan ekspor luar negeri.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam penentuan kapasitas pabrik asam oksalat ada beberapa pertimbangan, yaitu prediksi kebutuhan asam oksalat di Indonesia, ketersediaan bahan baku, dan kapasitas pabrik yang sudah digunakan.

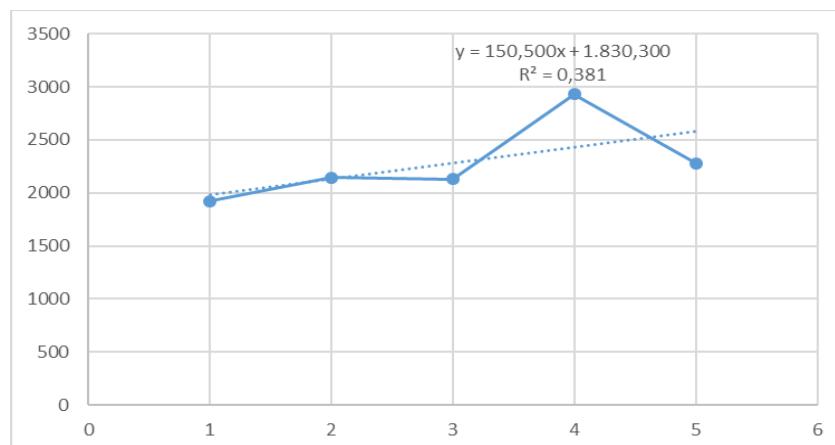
Data kebutuhan asam oksalat dalam negeri pada tahun 2017-2021 berdasarkan data Badan Pusat Statistik Indonesia ditunjukkan pada Table 1.1

**Tabel 1.1 Data Impor Asam Oksalat di Indonesia**

No	Tahun	Berat (Ton/th)
1	2017	1922
2	2018	2145
3	2019	2129
4	2020	2932
5	2021	2281

(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2022)

Berdasarkan Tabel 1.1, maka dapat diproyeksikan besarnya kebutuhan impor asam oksalat di Indonesia pada tahun 2026 dengan menggunakan metode regresi linear.



**Gambar 1. 1 Grafik Data Impor Asam Oksalat Dihidrat di Indonesia**

Hasil regresi linear dari data impor tersebut dapat ditunjukkan pada Gambar 1.1 dengan persamaan  $y = 150,500x + 1.830,300$ . Dengan menggunakan persamaan tersebut, maka didapatkan proyeksi kebutuhan impor asam oksalat di Indonesia pada tahun 2026 sebesar 3335,3 ton/tahun.

Kapasitas produksi asam oksalat yang akan didirikan pada tahun 2027 diambil berdasarkan perhitungan kapasitas produksi pabrik yaitu sebesar 3335,3 ton/tahun x *safety factory* 70% sehingga didapatkan kapasitas sebesar 2334,71 ton/tahun. Dengan adanya *safety factory* ini, dihasilkan kapasitas pabrik sebesar 2.500 ton/tahun. Didirikannya pabrik ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan asam oksalat di Indonesia sebesar 70%.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

Asam oksalat mempunyai nama lain asam etanadioat merupakan suatu senyawa yang termasuk di dalam kelompok asam dikarboksilat. Asam oksalat merupakan senyawa organik bervalensi dua dan mengandung dua gugus



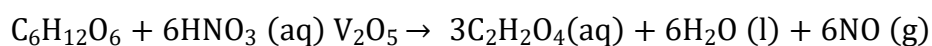
karboksilat. Asam ini merupakan senyawa organik yang keras dan bersifat toksin. Asam oksalat memiliki struktur kristal anhidrous, berbentuk piramida rombik, tidak berbau, higroskopis, dan berwarna putih. Asam oksalat banyak digunakan dalam industri sebagai bahan baku pembuatan seluloid, rayon, bahan peledak, penyamakan kulit, pemurnian gliserol dan pembuatan zat warna selain itu asam oksalat juga dapat digunakan sebagai pembersih peralatan dari besi, katalis, reagen laboratorium. (Pamilia Coniwanti, dkk, 2008)

Dalam proses produksi asam oksalat, bahan baku utamanya adalah glukosa hasil pengolahan dari gula tebu. Asam oksalat disintesa untuk pertama pada tahun 1776 oleh Schleele dengan oksidasi gula dan asam nitrat. Beberapa proses dalam pembuatan asam oksalat diuraikan dalam bagian berikut ini:

**a. Oksidasi Karbohidrat dengan Asam Nitrat**

Asam oksalat diproduksi dengan cara mengoksidasi karbohidrat dengan menggunakan asam nitrat. Biasanya bahan baku yang digunakan dalam proses ini yaitu gula, glukosa, fruktosa, tepung jagung, tepung gandum, pati, tepung kentang, tongkol jagung, tapioka dan molasse. Tergantung pada ketersediaan, ekonomi, serta optimalisasi proses reaksi. Misalnya untuk bahan baku molasse atau limbah pertanian lainnya harus melalui tahap preparasi (*pemurnian*) lebih lanjut, karena molasse sebagai residu produksi dari pemurnian gula memiliki banyak senyawa yang mengandung nitrogen yang sebagian besar harus dihilangkan selama akan memasuki proses

oksidasi menggunakan asam nitrat. Dan jika bahan baku berupa pati maka harus dihidrolisis menjadi glukosa. Oksidasi terjadi sesuai dengan persamaan berikut :

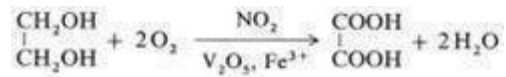


Reaksi oksidasi berlangsung pada tekanan 1 atm dan temperatur 70°C. Konsentrasi larutan glukosa yang digunakan antara 55-56 % berat dimasukkan ke dalam reaktor. Asam nitrat 90 % ditambahkan secara perlahan-lahan dan dikontrol suhunya sampai  $\pm 70^\circ\text{C}$ , reaksinya eksotermis, sehingga perlu didinginkan. Cara ini ditemukan oleh "Scheele" pada tahun 1776. Asam oksalat diproduksi dengan mengoksidasi karbohidrat seperti glukosa, sukrosa, *starch*, *dextrin* dan selulosa dengan menggunakan asam nitrat, biasanya untuk proses ini bahan yang digunakan adalah bahan yang banyak mengandung karbohidrat, misalnya glukosa. (Avira Afrianti, 2015)

#### **b. Proses Ethylene Glicol**

Oksidasi etilen glikol dengan asam nitrat adalah proses satu langkah. Oksidasi dilakukan dengan adanya garam vanadium pentoksida dan besi (III), pada suhu 50-70°C dan tekanan atmosfer. Hanya CO<sub>2</sub> yang terbentuk sebagai produk sampingan. Proses asli ini telah diperbaiki oleh Mitsubishi Gas Company di Jepang. Proses yang telah dikembangkan beroperasi pada sekitar 10 bar dalam reaktor tekanan, yang mana konsentrasi asam nitrat kurang lebih 60%, asam sulfat pada suhu 80°C, dan pada tekanan dengan oksigen pada 3-10 bar. Etilen glikol kemudian terus dipompa masuk dengan suhu dan tekanan

dipertahankan serta dengan penambahan oksigen. Persamaan keseluruhan ideal untuk reaksi ini adalah:



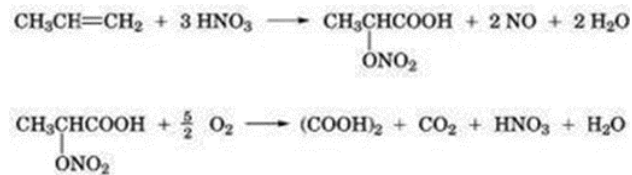
Reaksi eksotermik harus dipertahankan pada suhu 50-70°C dengan pendinginan yang efektif. Hasil asam oksalat, berdasarkan etilena glikol, adalah 90-94% dari nilai teoritis. Asam nitrat dapat digunakan kembali. Ini menunjukkan nitrogen oksida dan asam nitrat hanya bertindak sebagai katalis dan oksidasi yang sebenarnya telah dipengaruhi oleh oksigen. (Avira Afrianti, 2015)

### c. Proses Propilena

Pembuatan asam oksalat dengan oksidasi propylene, menggunakan gas bersih dari stok umpan pada operasi cracking minyak bumi. Oksidasi propilena dengan asam nitrat terjadi dua tahap proses. Pada tahap pertama, propilena bereaksi dengan NO<sub>2</sub> cair untuk menghasilkan asam intermediate, α-nitratolaktat. Tahap kedua, zat antara kemudian dioksidasi pada suhu yang lebih tinggi untuk membentuk asam oksalat. (Kirk Othmer, 2007)

*Rhone-Poulenc* (Prancis) mengembangkan versi modifikasi dari proses pembuatan asam oksalat atau asam laktat, atau keduanya, dari propilena. Pada tahun 1978, 65.000 ton/tahun asam oksalat diproduksi di seluruh dunia dengan menggunakan proses ini, walaupun pada tahun 1990an proses ini hanya dioperasikan oleh *Rhone-Poulenc* (Kirk Othmer, 2007).

Reaksi oksidasi proses *Rhone-Poulenc* adalah sebagai berikut :



Pada tahap pertama, propilena dicampurkan pada 10-40°C menjadisasam nitrat, konsentrasinya dijaga pada 50-75 wt% dan rasio molar terhadap propilena pada 0,01-0,5, sehingga terkonversi menjadi asam  $\alpha$ -nitratolaktat dan asam laktat.

Pada tahap kedua asam  $\alpha$ -nitratolaktik dioksidasi oleh oksigen dengan adanya katalis pada 45-100°C untuk menghasilkan asam oksida dihidrat. Secara keseluruhan dengan konsentrasi propylene lebih besar dari 90% untuk menghasilkan konversi propylene 77,5%. (Kirk & Othmer, 2007)

Berikut merupakan penjelasan perbandingan proses pembuatan asam oksalat yang akan dijelaskan pada Tabel 1.2.

**Tabel 1. 2 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Oksalat**

Parameter	Proses Oksidasi Karbohidrat	Proses II Etilen Glikol	Proses III Propilen
Bahan Baku	Glukosa Asam Nitrat Asam Sulfat Ferric Sulfate	Etilen Glikol Asam Nitrat Asam Sulfat $\text{NO}_2$	Propilen Asam Nitrat $\text{NO}_2$
Suhu Operasi	71°C	80° C	10-40° C 40-100°C
Tekanan Operasi	0,3-1,7 atm	2,9608 atm	
Yield	63-65%	90%	49%
Katalik	$\text{V}_2\text{O}_5$	$\text{V}_2\text{O}_5$	$\text{V}_2\text{O}_5$

**Tabel 1. 3 Keuntungan dan Kerugian Proses Pembuatan Asam Oksalat**

Metode	Keuntungan	Kerugian
Oksidasi Karbohidrat	1. Dihasilkan asam oksalat dalam jumlah yang cukup besar (yield 65%) 2. Bahan baku mudah didapat	Diperlukan katalis $\text{V}_2\text{O}_5/\text{Fe}^{3+}$

**Tabel 1.3 Keuntungan dan Kerugian Proses Pembuatan Asam Oksalat (Lanjutan)**

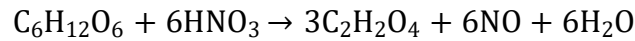
Etilen Glikol	Dihasilkan asam oksalat dengan yield > 90%	1. Menggunakan bahan baku (Etilen Glikol) yang mahal 2. Diperlukan katalis $V_2O_5/Fe^{3+}$
Propilen	Dihasilkan asam oksalat dengan konvers 75%	Proses yang digunakan cukup sulit

Dari beberapa proses pembuatan asam oksalat diatas, proses oksidasi karbohidrat dengan asam nitrat merupakan proses yang paling banyak digunakan dalam industri, karena dari aspek teknis proses ini lebih baik dibandingkan proses lainnya. Untuk skala industri, aspek ini dipilih dengan pertimbangan bahwa secara teknik ditinjau dari kondisi operasinya, reaksi berlangsung pada tekanan dan suhu yang relatif rendah, sehingga dapat memperkecil kebutuhan energi, selain itu proses ini lebih ekonomis dengan bahan baku yang mudah didapat dan lebih murah.

#### 1.4 Tinjauan Kinetika

Tinjauan Kinetika digunakan bertujuan untuk menentuka nilai kecepatan laju reaksi, agar dapat digunakan untuk merancang reactor. Laju reaksi kimia sangat dipengaruhi oleh besarnya konsentrasi reaktan. Semakin besar konsesentrasi reaktan yang digunakan, laju reaksi akan meningkat. Laju reaksi juga dipengaruhi oleh nilai konstanta laju reaksi (k). Konstanta laju reaksi merupakan perbandingan antara laju reaksi dengan konsentrasi reaktan. (Fogler, 1992)

Reaksi yang terjadi pada proses ini yaitu :



Diketahui nilai pada jurnal :

$$A \text{ (mg/ml)} = 61,17 e^{-8,62 \times 10^{-3}(t-t_0)} \quad (\text{M. Guru, A.Y. Bigelsu, V. Pamuk, 2001})$$

Untuk neraca massa pada reaktor *batch* :

$$F_{in} - F_{a0} - F_{reaksi} = F_{acc}$$

$$0 - 0 - (-r_a \cdot v) = dC_a/dt \cdot v$$

$$-k C_a \cdot v = dC_a/dt \cdot v$$

$$-k C_a = dC_a/dt$$

$$-k \cdot dt = dC_a/C_a$$

$$-k \cdot t = \ln C_a$$

$$-k (t-t_0) = \ln C_a - \ln C_{a0}$$

$$-k (t-t_0) = \ln \frac{C_a}{C_{a0}}$$

$$e^{(-k \cdot (t-t_0))} = e^{\left(\ln \left(\frac{C_a}{C_{a0}}\right)\right)}$$

$$e^{(-k \cdot (t-t_0))} = \frac{C_a}{C_{a0}}$$

$$C_a = C_{a0} \cdot e^{-k \cdot (t-t_0)}$$

Sesuai dengan penjabaran rumus diatas, untuk nilai di jurnal ( $A \text{ (mg/ml)}$ )  
 $= 61,17 e^{-8,62 \times 10^{-3}(t-t_0)}$ ), dapat disimpulkan untuk nilai kinetika reaksinya  
 sebesar  $8,62 \times 10^{-3} \text{ min}^{-1}$ .

Persamaan Laju Reaksi:

Reaksi dianggap berorde 1 secara keseluruhan.

$$(-r_A) = k \cdot C_A.$$

Dengan :

$(-r_A)$  = laju reaksi  $C_6H_{12}O_6$ ,  $\text{kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$

$K$  = konstanta laju reaksi,  $\text{min}^{-1}$ .

$C_A$  = konsentrasi  $C_6H_{12}O_6$ ,  $\text{kmol/m}^3$ .

Dibawah ini merupakan beberapa faktor yang dapat mempengaruhi harga  $k$  dalam pembuatan asam oksalat, antara lain:

a. *Temperature*

Berdasarkan hukum *Arrhenius*, bahwa suhu yang tinggi akan meningkatkan kecepatan reaksi dan memperbesar harga  $k$ . Namun, hal tersebut juga harus diperhatikan, karena suhu yang terlalu tinggi akan menguraikan asam oksalat sehingga berkurangnya jumlah asam oksalat yang dihasilkan. Sehingga suhu operasi dalam reaksi pembentukan asam oksalat harus tetap dijaga agar tetap stabil atau tetap berada dalam batas suhu dari asam oksalat yang telah ditetapkan, dalam kata lain suhu dibawah ambang batas asam oksalat dapat terurai. (Wertheim, 1951)

b. Konsentrasi

Konsentrasi yang tinggi akan menyebabkan molekul atau atom tumbukan yang terkandung semakin banyak, sehingga kecepatan reaksinyapun semakin cepat. Nilai konsentrasi yang tinggi akan menghasilkan harga  $r$  yang besar.

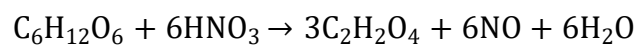
c. Tingkat pencampuran

Untuk meningkatkan homogenitas campuran atau memperbesar faktor tumbukan dalam pembuatan asam oksalat, maka dibutuhkan sebuah reaktor

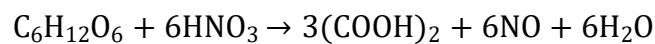
yang dirancang atau dilengkapi dengan pengaduk. Pengaduk ini berfungsi sebagai alat pembantu dalam proses homogenitas suatu campuran dengan tingkat pencampuran yang baik.

### 1.5 Tinjauan Termodinamika

Reaksi pembuatan asam oksalat yang terjadi adalah sebagai berikut:



$\Delta G$  dan  $\Delta H$  yang terjadi pada reaksi berikut adalah :



$$\Delta G = -RT \ln K \quad (J. Smith Van Ness, 2001) \quad (1.1)$$

$$\frac{d(\ln K)}{dT} = - \frac{\Delta H_r}{RT^2} \quad (J. Smith Van Ness, 2001) \quad (1.2)$$

Keterangan :

$\Delta G^\circ$  = Energi bebas gibbs standar (T = 298K) = kkal/mol

$\Delta H_r$  = Panas reaksi = kkal/mol

$K$  = Konstanta kesetimbangan

$T$  = *Temperature* = 71°C

$R$  = Tetapan gas = 1,987 kkal/mol.K

**Tabel 1.4 Data  $\Delta G$  dan  $\Delta H$  Masing-masing Komponen (Perry's, 1999)**

Komponen	$\Delta G^\circ_{289}$ (kKal/mol)	$\Delta H^\circ_f$ (kKal/mol)
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	-217.6	-304.7323
HNO <sub>3</sub>	-19.1	-41.6109
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	-166.81	-197.7055
NO	20.69	21.5703
H <sub>2</sub> O	-56.687	-68.315



$$\Delta H_r = \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r = ((3 \times (-197,7055)) + (6 \times 21,5703) + (6 \times (-68,315))) -$$

$$((-304,7323) + (6 \times -41,5703))$$

$$\Delta H_r = -319,187 \text{ kKal/mol}$$

Reaksi eksoterm adalah reaksi yang membebaskan kalor. Pada reaksi eksoterm, kalor mengalir dari sistem ke lingkungan sehingga entalpi semakin berkurang, artinya entalpi produk ( $H_p$ ) lebih kecil dari entalpi reaksi ( $H_r$ ). Oleh karena itu perubahan entalpinya ( $\Delta H$ ) bertanda negatif. Sedangkan reaksi endoterm adalah reaksi yang menyerap kalor. Pada reaksi endoterm, sistem menyerap energi. Oleh karena itu, entalpi sistem akan bertambah, artinya entalpi produk ( $H_p$ ) lebih besar dari entalpi reaksi ( $H_r$ ). Akibatnya, perubahan entalpinya ( $\Delta H$ ) bertanda positif. (Purwanti, 2012).

Dari hasil tersebut dapat diketahui bahwa harga *enthalpy* pembentukan negatif, hal tersebut berarti reaksi bersifat ekotermis.

$$\Delta G_r^\circ = \Delta G_r^\circ \text{ produk} - \Delta G_r^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta G_r^\circ = ((3 \times (-166,81)) + (6 \times 20,69) + (6 \times (-56,687))) -$$

$$((-217,6) + (6 \times -19,10))$$

$$\Delta G_r^\circ = -384,182 \text{ kKal/mol}$$

Secara termodinamika, kecepatan gerak molekul untuk bereaksi kimia disebut dengan energi Gibbs ( $\Delta G$ ). Besarnya energi Gibbs menunjukkan besarnya gerak molekul untuk bereaksi. Semakin besar energi Gibbs maka

reaksi kimia membutuhkan energi tambahan karena gerak molekul yang lambat. Reaksi kimia terjadi secara spontan jika energi Gibbs adalah kurang dari atau sama dengan nol. Jika energi Gibbs positif maka untuk terjadinya reaksi kimia diperlukan energi tambahan dari luar (reaksi endotermis). (Aries dan Majalah Sains dan Teknologi Dirgantara Vol. 9 No. 1 Juni 2014 : 35-42 38 Newton, 1955) ; (Brownell dan Young 1979).

Maka dari hasil diatas dengan nilai  $\Delta G^{\circ}_f = -384,182 \text{ kKal/mol}$ , dapat disimpulkan jika  $\Delta G^{\circ}_r < 1$  reaksinya terjadi secara spontan.

Dari persamaan (1.1) dapat dicari konstanta kesetimbangan pada  $T=298\text{K}$

$$\Delta G^{\circ}_f = -RT \ln K_1$$

$$K_1 = \exp\left(\frac{-\Delta G}{RT}\right)$$

$$K_1 = \exp\left(\frac{384,182}{1,987} \times 298\right)$$

$$K_1 = \exp(0,6842)$$

$$K_1 = 1,9133$$

Masuk dalam persamaan (1.2)

$$\frac{d(\ln K_1)}{dT} = -\frac{\Delta H_r}{RT^2}$$

$$K \quad T_2 \quad \Delta H_r$$

$$\int_{K_1}^K d \ln K = \int_{T_1}^{T_2} -\frac{\Delta H_r}{RT^2} dT$$

$$\frac{\ln K}{K_1} = -\frac{\Delta H_r}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right)$$

$$\frac{\ln K}{K_1} = -\frac{319,187}{1,987} \left(\frac{1}{344} - \frac{1}{298}\right)$$

$$\ln K = 0,13834$$

$$K = e^{0,12834}$$

$$K = 1,148$$

Harga tetapan kesetimbangan  $K$  memberikan petunjuk mengenai banyaknya hasil reaksi (zat-zat pada ruas kanan) yang dapat terbentuk pada suatu reaksi kesetimbangan. Jika harga  $K$  besar, maka hal itu berarti zat-zat ruas kanan banyak terbentuk. Akan tetapi jika harga  $K$  kecil, hal itu berarti bahwa zat-zat ruas kiri sedikit yang terurai dan menunjukkan reaksi ke arah kiri.

Dapat diambil kesimpulan dari harga  $K > 1$  dan bernilai kecil berarti tersebut termasuk reaksi bolak-balik/*reversible*, ke arah kiri.

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

Produk yang akan dihasilkan berupa asam oksalat dihidrat dengan spesifikasi yang akan dijelaskan pada Tabel 2.1 berikut ini:

**Tabel 2.1 Spesifikasi Asam Oksalat Dihidrat**

Komponen	Keterangan
Rumus molekul	$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$
Berat molekul	126 gr/mol
Wujud	Padatan Kristal (T = 30°C & P = 1 atm)
Warna	Putih
$\Delta H_f$ (18°C)	-1422 kJ/mol
Densitas	1,653 gr/cm <sup>3</sup>
Titik leleh	101,5 °C
Kemurnian	99% (1% impuritas H <sub>2</sub> O)
pH (0,1 M)	1,3
Kelarutan (25°C)	Larut dalam 14,3 gr/100 ml air
Harga	\$10.29 / kg

(Krik and Othmer, 1994) (Alibaba.com)

#### 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

##### 2.2.1 Bahan Baku

Dalam proses pembuatan asam oksalat bahan utama yang digunakan yaitu glukosa yang direaksikan dengan asam nitrat, berikut

Tabel 2.2 menjelaskan tentang spesifikasi glukosadan asam nitrat :

**Tabel 2. 2 Spesifikasi Glukosa dan Asam Nitrat**

Spesifikasi	Bahan Baku	
	Glukosa	Asam Nitrat
Rumus Molekul	$C_6H_{12}O_6$	$HNO_3$
Wujud	Cair	Cair
Berat Molekul	180,16 g/mol	63,01 g/mol
Kemurnian	80%	65%
Densitas	1033,0215 kg/m <sup>3</sup>	1500,6008 kg/m <sup>3</sup>
Kapasitas Panas	485,0654 kJ/kmol.K	110,9239 kJ/kmol.K
Viskositas	1,54 cP	0,7602 cP
Titik Didih	104 °C	120,5 °C
Harga	\$ 0.3 / kg	\$0.2676 / kg

(Chen and Chou, 1993) (PT Multi Nirotama Kimia) (Alibaba.com)

### 2.2.2

#### Bahan Pendukung

Bahan pendukung yang digunakan dalam pembuatan asam oksalat yaitu katalis vanadium pentoksida ( $V_2O_5$ ), berikut spesifikasi katalis yang akan dijelaskan pada Tabel 2.3.

**Tabel 2. 3 Spesifikasi Bahan Pendukung**

Spesifikasi	Bahan Pendukung	
	Asam Sulfat	Katalis
Rumus Molekul	$H_2SO_4$	$V_2O_5$
Wujud	Cair	Padat
Berat Molekul	98,08 g/mol	181,88 g/mol
Kemurnian	93%	98%
Densitas	1826,9712 kg/m <sup>3</sup>	3357 kg/m <sup>3</sup>
Kapasitas Panas	140,6841 kJ/kmol.K	133,8569 kJ/kmol.K
Viskositas	19,7219	2,07 cP
Titik Didih	288 °C	1.750 °C
Harga	\$0.1085 / kg	\$1.02 / kg

(Chen and Chou, 1993) (Alibaba. Com)

## 2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas bertujuan untuk mempertahankan mutu atau

kualitas dari barang yang dihasilkan, agar sesuai dengan spesifikasi produk yang telah ditetapkan berdasarkan kebijaksanaan yang telah ditentukan. (Sofjan Assauri, 1998).

Pengendalian kualitas yang dilaksanakan dengan baik akan memberikan dampak terhadap kualitas produk yang dihasilkan oleh perusahaan. Standar kualitas meliputi persiapan bahan baku, proses produksi sampai pada produk akhir dan disesuaikan dengan standar yang ditetapkan (M.N. Nasution, 2005).

Adapun pengendalian yang dilakukan:

### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas produksi asam oksalat dengan bahan baku utama berupa glukosa, asam nitrat dan vanadium pentoksida sebagai katalis dilakukan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan pada proses produksi. Oleh karenanya, diperlukan pengujian seperti densitas, viskositas, kemurnian dan kadar komposisi bahan baku.

### 2.3.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan sistem kontrol.

#### a. Alat sistem kontrol

Pengendalian proses produksi dilakukan dengan alat sistem kontrol secara otomatis maupun secara manual yang menggunakan indikator. Apabila terdapat penyimpangan indikator pada saat proses

produksi maka dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa bunyi alarm maupun nyala lampu. Berikut ini alat- alat kontrol yang digunakan antarlain:

1) *Temperature Control* (TC)

Pengendali suhu berfungsi untuk mengontrol suhu dalam alat proses, yang apabila belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan atau terjadi penyimpangan akan menimbulkan masalah dan akan ditandai dengan isyarat berupa bunyi alarm dan nyala lampu.

2) *Flow Control* (FC)

Pengendali aliran masuk dan keluar digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa atau unit proses lainnya. Perbedaan tekanan antara aliran masuk dan keluar dapat berpengaruh terhadap laju alir sehingga diperlukan *Flow Control*.

3) *Level Control* (LC)

*Level Control* digunakan untuk mengatur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve*, yaitu dengan mengatur laju cairan masuk atau keluar proses.

b. Aliran Sistem Kontrol

1) Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari

*controller* ke *actuator*. Menggunakan simbol ( $\neq$ )

2) Aliran elektrik (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller* menggunakan simbol : ( )

3) Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan *level* ) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller* . Pada proses ini sebesar 80 – 85%.

### 2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produksi merupakan kegiatan yang sangat penting dalam suatu industri. Hal ini dikarenakan semua kegiatan produksi akan dikendalikan terhadap proses yang ada dengan cara sistem kontrol agar produk yang dihasilkan sesuai dengan rencana yang telah ditetapkan dan meminimalisir penyimpangan-penyimpangan yang mungkin terjadi.

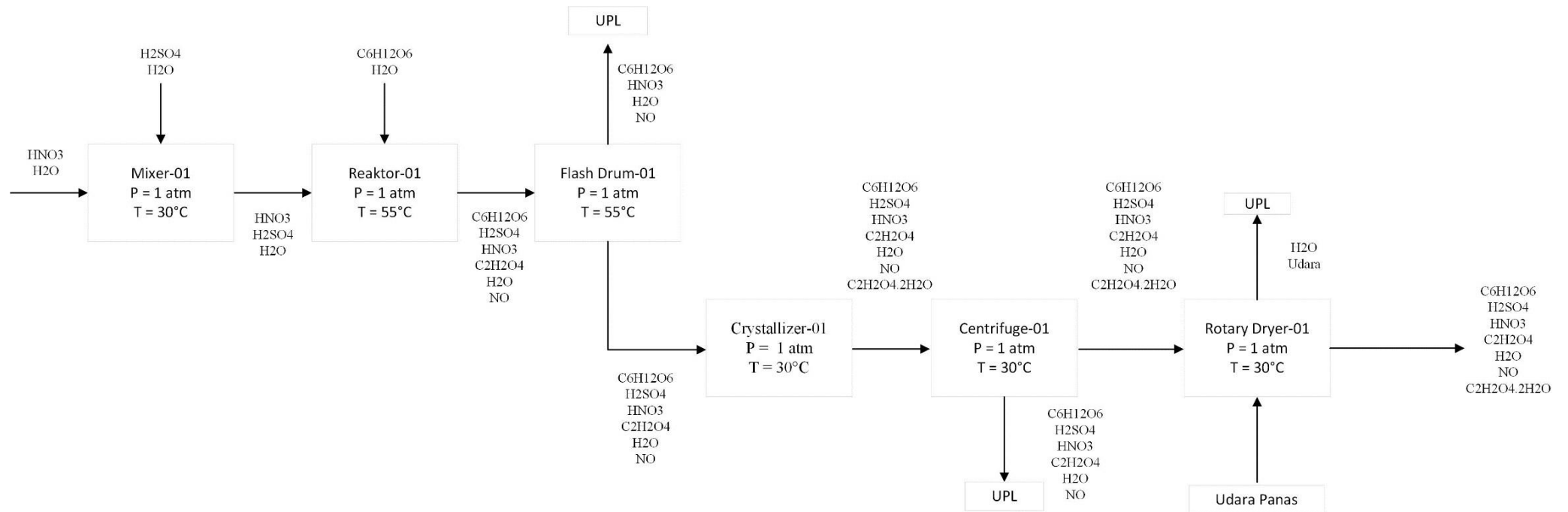


# BAB III

## PERANCANGAN PROSES

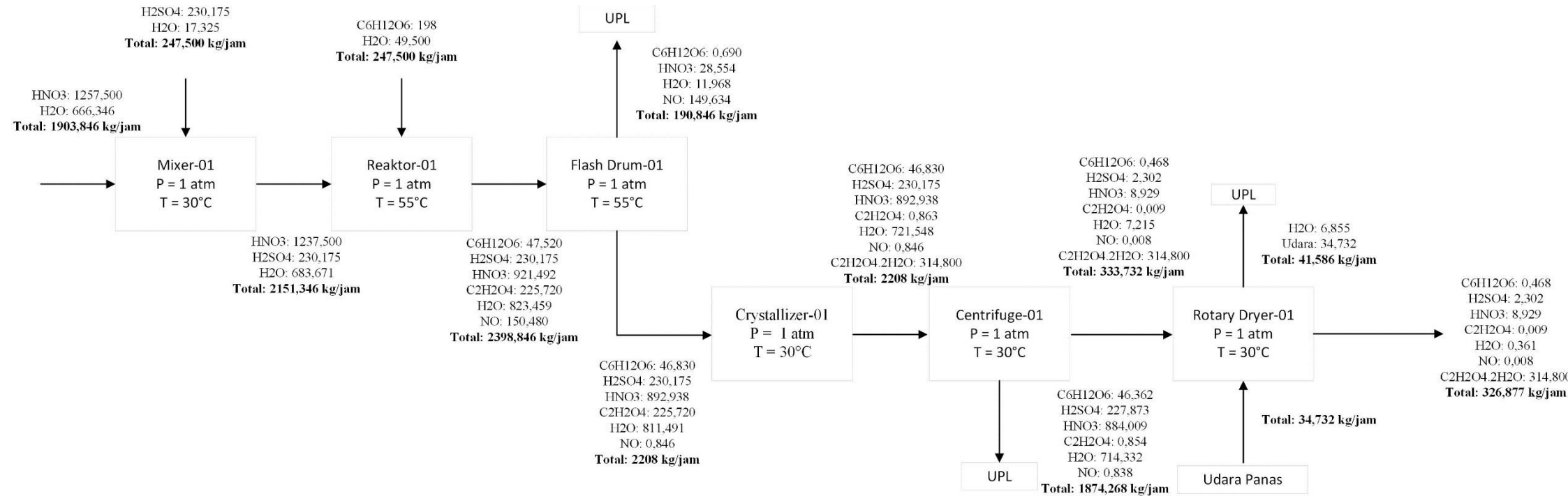
### 3.1 Diagram Alir Proses dan Material

#### a. Diagram Alir Kualitatif



**Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif**

## b. Diagram Alir Kuantitatif



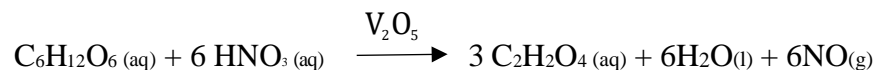
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

## 3.2 Uraian Proses

### 3.2.1 Reaksi dan Kondisi Operasi

Asam oksalat dihidrat dibuat dengan bahan baku glukosa dan asam nitrat dengan proses oksidasi karbohidrat. Reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksotermis menggunakan katalis Vanadium Pentoksida.

Reaksi pembuatan asam oksalat adalah sebagai berikut :



Reaksi berlangsung pada fase cair dengan suhu operasi 55°C, tekanan 1 atm, dan yield sebesar 76%. Produk yang dihasilkan dari reaksi tersebut adalah asam oksalat dihidrat, air, dan gas nitrogen monoksida. Karena reaksi berlangsung secara eksotermis, maka akan terjadi peningkatan suhu yang akan menyebabkan penurunan yield. Jadi, untuk mempertahankan suhu agar tetap konstan, reaktor harus dijalankan pada kondisi isothermal dengan menggunakan .

### 3.2.2 Langkah Proses

Langkah pembuatan asam oksalat dengan proses oksidasi karbohidrat dapat dikelompokkan menjadi 3 langkah proses :

#### a. Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku bertujuan untuk menyiapkan glukosa dan asam nitrat sebelum direaksikan dalam reaktor. Bahan baku yang digunakan adalah glukosa 80% dengan asam nitrat 65%.

### 1. Unit persiapan glukosa

Bahan baku glukosa 80% dialirkan dari tangki penyimpanan glukosa (T-01) dengan suhu 30 °C dan tekanan 1 atm lalu diumpankan menggunakan pompa (P-04) menuju *heater* (HE-02) untuk dinaikkan suhunya menjadi 55°C selanjutnya dialirkan ke bagian proses yaitu menuju reaktor (R-01).

### 2. Unit persiapan katalis vanadium pentoksida dan asam sulfat

Larutan asam nitrat ( $\text{HNO}_3$ ) dari tangki penyimpanan asam nitrat (T-01) dan larutan asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dari tangki penyimpanan asam sulfat (T-02) dengan kondisi operasi tangki pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm diumpankan menuju mixer (M-01) menggunakan pompa (P-01 dan P-02). Kemudian hasil keluaran *mixer* diumpankan menggunakan pompa (P-03) menuju *heater* (HE-01) untuk dinaikkan suhunya menjadi 55°C selanjutnya dialirkan ke bagian proses yaitu menuju reaktor (R-01) menggunakan pompa (P-03).

### b. Tahap Sintesis Produk

Glukosa diumpankan ke (R-01) dari tangka penyimpanan (T-01), lalu asam nitrat, asam sulfat diumpankan ke dalam mixer lalu diumpankan reaktor (R-01) setelah kondisi operasinya disesuaikan dengan kondisi operasi reactor. Jenis reactor yang digunakan adalah reaktor *fixed bed singletube*, dengan terdapat aliran udara masuk pada

reaktor (R-01). Hasil keluaran reaktor (R-01) adalah asam oksalat anhidrat, air, gas nitrogen monoksida, asam sulfat, dan katalis. Hasil keluaran reaktor diumpankan menuju *flashdrum* (FD-01) menggunakan pompa. Didalam *flashdrum* dipisahkan antara hasil atas dan bawah. Asam oksalat anhidrat dan air merupakan hasil bawah *flashdrum* yang akan diumpankan ke *crystallizer* (CR-01) sedangkan hasil atasnya berupa gas nitrogen monoksida akan diumpankan ke UPL. Hasil *flashdrum* (FD-01) selanjutnya diumpankan menuju *crystallizer* (CR-01).

c. Tahap Pemurnian Produk

Hasil bawah *flashdrum* (FD-01) berupa cairan yang terdiri dari asam oksalat anhidrat, air, gas nitrogen monoksida, dan asam sulfat diumpankan menuju *crystallizer* (CR). Pada *crystallizer* terjadi proses kristalisasi asam oksalat dihidrat ( $C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$ ). Sehingga cairan sisa glukosa, sisa sukrosa dan air yang keluar kristalizer berupa *slurry*. Keluaran *crystallizer* (CR) selanjutnya diumpankan menuju centrifuge (CF) untuk mengurangi sebagian besar kandungan larutan asam oksalat anhidrat, air, asam sulfat, glukosa dan katalis yang akan dibuang ke unit pengolahan limbah (UPL). Hasil keluaran centrifuge lalu diumpankan menuju *rotary dryer* (RD) pada suhu  $30^{\circ}C$  dengan menggunakan *belt conveyor* (BC-02). Pada *rotary dryer*, kristal asam oksalat dihidrat dikontakkan dengan udara panas yang bersuhu  $130^{\circ}C$  yang dialirkan dari

(HE-04) agar membawa kandungan air yang masih ada pada kristal asam oksalat dihidrat sehingga akan menghasilkan kristal asam oksalat dihidrat dengan kemurnian 99%. H<sub>2</sub>O keluar dari *rotary dryer* dalam fase gas yang terikat pada udara panas yang akan dibawa menuju di UPL. Hasil keluaran dari *rotary dryer* kemudian diangkat menggunakan *belt conveyor* (BC-03) dan (BE-01) menuju silo (S-01).

### 3.3 Spesifikasi Alat

#### 3.3.1 Spesifikasi Tangki Bahan Baku

**Tabel 3.1 Spesifikasi Tangki Bahan Baku**

Tangki	Tangki-01	Tangki-02	Tangki-03
Kode	T-03	T-02	T-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku glukosa (C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> ) 80% selama 14 hari.	Menyimpan bahan baku asam nitrat (HNO <sub>3</sub> ) 65% selama 14 hari.	Menyimpan bahan pembantu asam sulfat(H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) 93% selama 14 hari.
Jenis	Silinder Tegak dengan alas datar dan tutup <i>conical</i>	Silinder Tegak dengan alas datar dan tutup <i>Conical</i>	Silinder Tegak dengan alas datar dan tutup <i>Conical</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i> SA-240 tipe 304	<i>Stainless Steel</i> SA-240 tipe 304	<i>Stainless Steel</i> SA-240 tipe 304
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Temperatur	30 <sup>0</sup> C	30 <sup>0</sup> C	30 <sup>0</sup> C
DiameterTangki	5,48 m	10,67 m	6,096 m
TinggiTangki	4,32 m	6,99 m	4,48 m
Volumetangki	38,93 m <sup>3</sup>	304,18 m <sup>3</sup>	75,03 m <sup>3</sup>
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 108.572	\$ 456.968	\$ 151.759

#### 3.3.2 Spesifikasi Alat Proses

**Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor-01**

Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan glukosa (C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> ) dengan asam nitrat (HNO <sub>3</sub> ) menjadi asam oksalat (C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub> )

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor-01 (Lanjutan)

Jenis	Reator <i>Fixed Bed Singletube</i>
Bahan	<i>Stainless Stell SA-167 Grade 10 tipe 310 Cr-20 Ni</i>
Tekanan	1 atm
Temperatur	55 <sup>0</sup> C
Dimensi Reaktor	
- Diameter Reaktor	0,8 m
- Tinggi Reaktor	1,39 m
- Volume Reaktor	0,79 m <sup>3</sup>
- Volume Katalis (V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	0,44 m <sup>3</sup>
- Diameter Katalis	0,4762
- Tebal Shell	0,25 in
- Tebal Head	0,25 in
- Tebal Isolator	1,19 ft
Tipe Pendingin	Isolator
Jumlah	1
Harga	\$ 319.867

Tabel 3.3 Spesifikasi *Crystalizer* (CR-01)

Kode	CR-01
Fungsi	Mengkristalkan asam oksalat cair menjadi asam oksalat padat
Jenis	<i>Continous Stirred Tank Crystallizer</i>
Bahan	<i>Stainless Stell</i>
Tekanan	1 atm
Temperatur	30 <sup>0</sup> C
Spesifikasi	
- Tinggi	0,85 m
- Volume	0,23 m <sup>3</sup>
- Diameter	0,76 m
- Pengaduk	
- Jenis <i>impeller</i>	<i>Turbin with 6 flat blade</i>
- Diameter pengaduk	0,3 m
- Kecepatan pengadukan	3,45 rpm
<i>Power</i>	1/20 Hp
Tipe Pendingin	Jaket Pendingin
Jumlah	1
Harga	\$ 59.473

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Centrifuge* (CF-01)

Kode	CF-01
Fungsi	Memisahkan padatan dari <i>Crystalizer</i> sebelum diumpankan ke <i>Rotary Dryer</i>
Jenis	<i>Disc Centrifuge</i>
Bahan	<i>Stainless Stell</i>
Tekanan	1 atm
Temperatur	30 <sup>0</sup> C
Spesifikasi	
-Diameter <i>bowl</i>	13 in
-Panjang <i>bowl</i>	39 in
-Kecepatan putar <i>bowl</i>	7500 rpm
<i>Power</i> motor penggerak	6 Hp
Jumlah	1
Harga	\$ 50.667

Tabel 3. 5 Spesifikasi *Rotary Dryer* (RD-01)

Kode	RD-01
Fungsi	Mengurangi kadar cairan di kristal $C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$
Jenis	<i>Direct contact counter current rotary dryer</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-302 Grade B</i>
Tekanan	1 atm
<i>Temperature</i> masuk	30 <sup>0</sup> C
<i>Temperature</i> keluar	70 <sup>0</sup> C
Spesifikasi	
- Diameter <i>rotary</i>	0,57 m
- Panjang <i>rotary</i>	3,65 m
- Tebal <i>shell rotary</i>	0,18 in
<i>Power</i>	0,25 Hp
Jumlah	1
Harga	\$ 116.654

Tabel 3. 6 Spesifikasi *Mixer*

Kode	M-01
Fungsi	Mencampurkan katalis asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dan ( $HNO_3$ )
Jenis	Tangki silinder vertikal berpengaduk
Bahan	<i>Stainless Stell</i>
Tekanan	1 atm
Temperatur	30 <sup>0</sup> C
Spesifikasi	
- Tinggi	2,17 m
- Volume	1,96 m <sup>3</sup>



Tabel 3.6 Spesifikasi Mixer (Lanjutan)

- Diameter	1,12 m
Pengaduk	
- Jenis <i>impeller</i>	<i>Turbin with 6 flat blade</i>
- Diameter pengaduk	0,33 m
- Kecepatan pengadukan	214 rpm
<i>Power</i>	1/20 Hp
Jumlah	1

Tabel 3.7 Spesifikasi Flashdrum

Kode	<i>Flashdrum</i>
Fungsi	Memisahkan cairan dan gas keluaran reaktor (R-01)
Jenis	<i>Separator Flash Drum</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Tekanan	1 atm
Temperatur	30 <sup>0</sup> C
Spesifikasi	
- Diameter	0,30 m
- Tinggi	1,61 m
- Volume	0,38 m <sup>3</sup>
- Tebal shell	0,1875
Tebal head	0,1875
Jumlah	1
Harga	\$ 6.393

Tabel 3.8 Spesifikasi Conveyor

Conveyor	BC-01	BC-02	BC-03
Kode	BC-01	BC-02	BC-03
Fungsi	Mengangkut produk kristal asam oksalat dihidrat dari CR-01 menuju CF-01	Mengangkut produk kristal asam oksalat dihidrat dari CF-01 menuju RD-01	Mengangkut produk asam oksalat ke <i>Belt Elevator</i> (BE- 02)
Jenis	<i>Belt conveyor</i>	<i>Belt conveyor</i>	<i>Belt conveyor</i>
Spesifikasi			
-Panjang	4,5 m	4,5 m	4,5 m
-Lebar	0,36 m	0,36 m	0,36 m
<i>Power</i>	0,05 Hp	0,13 Hp	0,05 Hp
Bahan	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 6.634	\$ 6.634	\$ 6.634

Tabel 3. 9 Spesifikasi *Belt Elevator* BE)

Kode	BE-01
Fungsi	Mengangkut produk dari BC-03 ke gudang penyimpanan (silo-01)
Jenis	<i>Continous - Belt Elevator</i>
Spesifikasi	
-Tinggi	7,62 m
-Lebar	0,19 m
Power	1,5 Hp
Jumlah	1
Harga	\$ 14.838

Tabel 3. 10 Spesifikasi Silo

Kode	S-01
Fungsi	Menyimpan produk asam okslat dihidrat
Jenis	<i>Cilindrical Vessel dengan dasar conical</i>
Bahan	<i>Stainless Steel SA-240 tipe 316</i>
Diameter	2,85 m
Tinggi <i>Shell</i>	5,71 m
Tinggi <i>bottom</i>	1,36 m
Tinggi total	7,08 m
Jumlah	1
Harga	\$ 21.593

Tabel 3. 11 Spesifikasi *Blower*

Kode	BL-01
Fungsi	Mengalirkan udara ke <i>rotary dryer</i>
Jenis	<i>Blower Centrifugal</i>
Bahan	6 m
Kapasitas	11,56 cuft/menit
<i>Power</i>	2/3 Hp
Jumlah	1 alat
Harga	\$ 241,27

## 3.3.3 Spesifikasi Pompa

Tabel 3. 12 Spesifikasi Pompa

Pompa	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04	Pompa-05	Pompa-06
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan bahan baku H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (asam sulfat) dari tangki penyimpanan (T-03) menuju mixer (M-01)	Mengalirkan bahan baku HNO <sub>3</sub> (asam nitrat) dari tangki penyimpanan (T-02) menuju mixer (M-01)	Mengalirkan hasil keluaran darimixer (M-01) menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan bahan baku C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> (Glukosa) dari (HE-01) menuju reaktor (R-01)	Mengalirkan hasil keluaran reaktor (R-01) menuju flashdrum (FD-01)	Mengalirkan hasil keluaran dari flashdrum (FD-01) menuju kristalizer (CR-01)
Jenis	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Suhu	30 C	30 C	30 C	30 C	55 C	55 C
Total Head	5,55 m	5,31 m	5,37 m	5,53 m	9,40 m	5,95 m
Kapasitas	0,08 m <sup>3</sup> /jam	1,64 m <sup>3</sup> /jam	11.6899 gpm	8.8238 gpm	44.3298 gpm	1,64 m <sup>3</sup> /jam
Power Pompa	0,01 Hp	0,09 Hp	0,33 Hp	0,012 Hp	1,03 Hp	0,11 Hp
Power Motor	0,05 Hp	0,25 Hp	0,5 Hp	0,05 Hp	1,5 Hp	0,16 Hp
Jumlah	1	1	1	1	1	1
Harga	\$ 6.634	\$ 6.996	\$ 6.996	\$ 10.736	\$ 13.752	\$ 6.996

Tabel 3. 13 Spesifikasi Heat Exchanger

<i>Heat Exchanger</i>	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>
Kode	HE-01	HE-02
Fungsi	Menaikkan temperatur umpan larutan HNO <sub>3</sub> 65%, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 93% dari 30 <sup>o</sup> C menjadi 55 <sup>o</sup> C menuju R-01	Menaikkan temperatur umpan larutan glukosa 80% dari 30 <sup>o</sup> C menjadi 55 <sup>o</sup> C menuju R-01
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel type 304</i>	<i>Stainless Steel type 316</i>
Jumlah Hairpin	1	1
Tin Fluida dingin	30 <sup>o</sup> C	30 <sup>o</sup> C
Tout Fluida dingin	55 <sup>o</sup> C	55 <sup>o</sup> C
Tipe Pemanas	Saturated Steam	Saturated Steam
<i>Annulus</i>		
- IPS	2 in	2 in
- OD	2,38 in	2,38 in
- ID	2,067 in	2,067 in

Tabel 3.12 Spesifikasi *Heat Exchanger* (Lanjutan)

- Panjang	12 ft	12 ft
<i>Inner Pipe</i>		
- IPS	1,25 in	1,25 in
- OD	1,66 in	1,66 in
- ID	1,38 in	1,38 in
- Panjang	12 ft	12 ft
A	7 ft <sup>2</sup>	15 ft <sup>2</sup>
Ud	77 Btu/jam.ft <sup>0</sup> F	114 Btu/jam.ft <sup>0</sup> F
Uc	538,23 Btu/jam.ft <sup>0</sup> F	173 Btu/jam.ft <sup>0</sup> F
Rd	0,01	0,52
Rd min	0,003	0,003
Jumlah	1	1
Harga	\$ 2.050	\$ 1.568

Tabel 3. 14 Lanjutan Spesifikasi *Heat Exchanger*

<i>Heat Exchanger</i>	<i>Heat Exchanger-03</i>	<i>Heat Exchanger-04</i>
Kode	HE-03	HE-04
Fungsi	Mendinginkan larutan keluaran flashdrum menuju <i>crystalizer</i>	Memanaskan udara lingkungan menuju (RD-01)
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel type 304</i>	<i>Stainless Steel type 304</i>
Jumlah Hairpin	1	1
Tin Fluida	55 <sup>0</sup> C	30 <sup>0</sup> C
Tout Fluida	30 <sup>0</sup> C	130 <sup>0</sup> C
Tipe Pemanas	Saturated Steam	Saturated Steam
<i>Annulus</i>		
-IPS	2 in	2 in
-OD	2,38 in	2,38 in
-ID	2,067 in	2,067 in
-Panjang	12 ft	12 ft
<i>Inner Pipe</i>		
-IPS	1,25 in	1,25 in
-OD	1,66 in	1,66 in
-ID	1,38 in	1,38 in
-Panjang	12 ft	12 ft
A	19 ft <sup>2</sup>	5 ft <sup>2</sup>
Ud	107 Btu/jam.ft <sup>0</sup> F	41,86 Btu/jam.ft <sup>0</sup> F
Uc	20,88 Btu/jam.ft <sup>0</sup> F	300,82 Btu/jam.ft <sup>0</sup> F
Rd	0,004	0,02
Rd min	0,003	0,003
Jumlah	1	1
Harga	\$ 6.514	\$ 2.653

### 3.4 Perencanaan Produksi

#### 3.4.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisa kebutuhan bahan baku dilakukan untuk mengetahui ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku Asam Nitrat diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kimia di Jalan Jend A. Yani Cikampek, Desa Dawuan Tengah, Karawang, Jawa Barat. Sedangkan untuk bahan baku glukosa diperoleh dari PT. Budi *Starch and Sweetener* di daerah Gn. Agung, Terusan Nunyai, Kabupaten Lampung Tengah.

**Tabel 3. 15 Kebutuhan Bahan Baku**

Komponen	Ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Kebutuhan Asam Nitrat (9.342) kg/jam	150.000
Kebutuhan Glukosa (1.495) kg/jam	108.000

Berdasarkan tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku asam nitrat dan glukosa di Indonesia dapat memenuhi kebutuhan bahanbaku.

#### 3.4.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses

Analisa kebutuhan peralatan proses dilakukan untuk mengetahui kemampuan peralatan proses dan umur atau jam kerja dari peralatan yang digunakan, serta untuk mengetahui perawatan yang tepat untuk masing-masing peralatan yang digunakan. Dengan adanya analisis kebutuhan alat proses makadapat diketahui berapa banyak biaya yang dibutuhkan untuk membeli peralatanproses dan untuk perawatannya.

### 3.5 Neraca Massa

#### a. Neraca Massa Total

**Tabel 3. 16 Neraca Massa Total**

Komponen	<i>Input</i> (Kg/Jam)	<i>Output</i> (Kg/Jam)
$C_6H_{12}O_6$	339.649	189.169
$H_2SO_4$	1153.177	1153.177
$HNO_3$	5191.298	4875.290
$C_2H_2O_4$	452.311	453.174
$H_2O$	3780.556	3780.901
NO	152.181	302.661
Kristal $C_2H_2O_4 \cdot H_2O$	629.600	944.400

#### b. Neraca Massa Mixer

**Tabel 3. 17 Neraca Massa Mixer**

Komponen	<i>Input</i> (Kg/Jam)		<i>Output</i> (Kg/Jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
$HNO_3$	1237,500		1237,500
$H_2SO_4$		230,175	230,175
$H_2O$	666,346	17,325	683,671
TOTAL	1903,846	247,500	2151,346
	2151,346		2151,346

#### c. Neraca Massa Reaktor

**Tabel 3. 18 Neraca Massa Reaktor**

Komponen	<i>Input</i> (Kg/Jam)		<i>Output</i> (Kg/Jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
$C_6H_{12}O_6$		198	47,520
$H_2SO_4$	230,175		230,175
$HNO_3$	1237,500		921,492
$C_2H_2O_4$			225,720
$H_2O$	683,671	49,500	823,459
NO			150,480
TOTAL	2151,346	247,500	2398,846
	2398,846		2398,846

#### d. Neraca Massa Flash Drum

**Tabel 3. 19 Neraca Massa Flash Drum**

Komponen	<i>Input (Kg/Jam)</i>	<i>Output (Kg/Jam)</i>	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	47,520	0,690	46,830
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	230,175		230,175
HNO <sub>3</sub>	921,492	28,554	892,938
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	225,720		225,720
H <sub>2</sub> O	823,459	11,968	811,491
NO	150,480	149,634	0,846
TOTAL	2398,846	190,846	2208
	2398,846	2398.846	

## e. Neraca Massa Crystallizer

**Tabel 3. 20 Neraca Massa Crystallizer**

Komponen	<i>Input (Kg/Jam)</i>	<i>Output (Kg/Jam)</i>
	Arus 7	Arus 8
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	46,830	46,830
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	230,175	230,175
HNO <sub>3</sub>	892,938	892,938
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	225,720	0,863
H <sub>2</sub> O	811,491	721,548
NO	0,846	0,846
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub> . 2H <sub>2</sub> O		314,800
TOTAL	2208	2208

## f. Neraca Massa Centrifuge

**Tabel 3. 21 Neraca Massa Centrifuge**

Komponen	<i>Input (Kg/Jam)</i>	<i>Output (Kg/Jam)</i>	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	46,830	46,362	0,468
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	230,175	227,873	2,302
HNO <sub>3</sub>	892,938	884,009	8,929
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,863	0,854	0,009

**Tabel 3.20 Neraca Massa Centrifuge (Lanjutan)**

H <sub>2</sub> O	721,548	714,332	7,215
------------------	---------	---------	-------

NO	0,846	0,838	0,008
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub> . 2H <sub>2</sub> O	314,800		314,800
	2208	1874,268	333,732
<b>TOTAL</b>	2208	2208	

g. Neraca Massa Rotary Dryer

**Tabel 3. 22 Neraca Massa Rotary Dryer**

Komponen	<i>Input (Kg/Jam)</i>	<i>Output (Kg/Jam)</i>	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	0,468		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,302		
HNO <sub>3</sub>	8,929		
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,009		0,009
H <sub>2</sub> O	7,215	6,855	0,361
NO	0,008		
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub> . 2H <sub>2</sub> O	314,800		314,800
Udara	34,732	34,732	
Terakumulasi		11,7079	
<b>TOTAL</b>	368,464	53,2944	315,17
	368,464	368,464	

### 3.6 Neraca Panas

a. Reaktor

**Tabel 3. 23 Neraca Panas Reaktor**

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
<i>Q in</i>	5859,9257	
<i>Q out</i>		1721335,9385
$\Delta HR$	1715476,0128	
<b>Total</b>	<b>1721335,9385</b>	<b>1721335,9385</b>

b. Crystallizer

**Tabel 3. 24 Neraca Panas Crystallizer**



<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
H1	2847	
H2		7691
Pengkristal	4844	
<b>Total</b>	<b>7691</b>	<b>7691</b>

c. *Rotary Dryer*

**Tabel 3. 25 Neraca Panas Rotary Dryer**

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Arus 11	2666,2080	
Arus 12		15219,9343
Arus 13		36617,3396
QUdara	197097,0019	147925,9360
<b>Total</b>	<b>199763,2099</b>	<b>199763,2099</b>

d. *Heater (HE-01)*

**Tabel 3. 26 Neraca Panas Steam**

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
<i>Q feed</i>	12522	63266
<i>Q air</i>	120902	19413,4
<b>Total</b>	<b>7732,33</b>	<b>7732,33</b>

e. *Heater (HE-02)*

**Tabel 3. 27 Neraca Panas Steam**

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
<i>Q feed</i>	1794	6738
<i>Q air</i>	5889,821	945,7369
<b>Total</b>	<b>7732,33</b>	<b>7732,33</b>

f. *Cooler (HE-03)*

**Tabel 3. 28 Neraca Panas Cooler**

<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
<i>Q feed</i>	1037	180
<i>Q air</i>	7301,532	1172,417
<b>Total</b>	<b>7732,33</b>	<b>7732,33</b>

g. *Heater* (HE-04)

Tabel 3. 29 Neraca Panas *Steam*

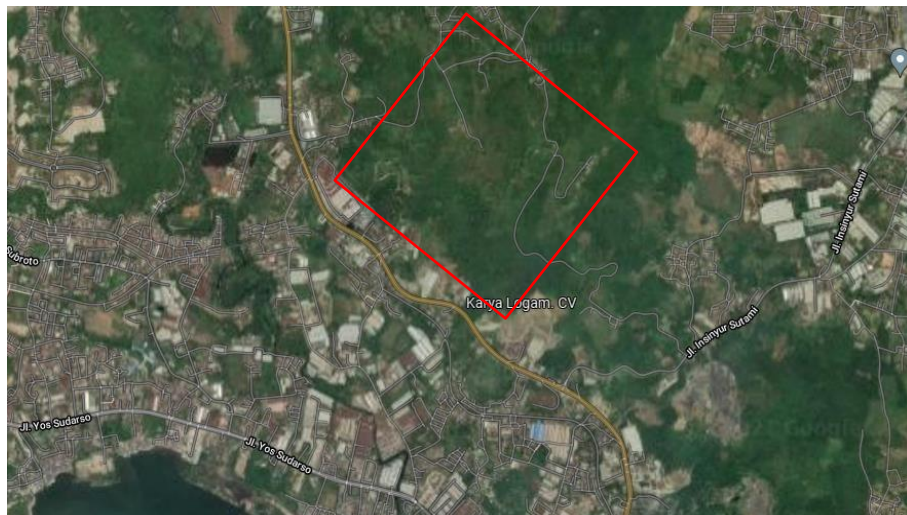
<b>Komponen Energi</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
<i>Q feed</i>	866	18045
<i>Q air</i>	20465,15	3286,118
<b>Total</b>	<b>7732,33</b>	<b>7732,33</b>

## BAB IV

# PERANCANGAN PABRIK

### 4.1 Lokasi Pabrik

Salah satu faktor penting dalam perancangan pabrik adalah penentuan lokasi pabrik. Lokasi pabrik sangat mempengaruhi kegiatan pabrik, baik produksi produk maupun distribusi produk. Nilai ekonomi dari pabrik yang akan didirikan juga berkaitan dengan penentuan dan pemilihan lokasi pabrik. Maka dari itu, pertimbangan yang utama dalam perancangan pabrik adalah penentuan dan pemilihan lokasi pabrik harus menjadikan produksi dan distribusi produk agar minimum.



**Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik**

Perencanaan Pabrik Asam Oksalat dengan kapasitas 2.500 ton/tahun akan didirikan di Lampung dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

a. Penyediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu faktor penting sebagai penunjang proses produksi suatu pabrik. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan asam oksalat adalah asam nitrat dan glukosa. Bahan baku asam nitrat yang akan digunakan di peroleh dari PT. MultiNitrotama Kimia di Jalan Jend A. Yani Cikampek, Desa Dawuan Tengah, Karawang, Jawa Barat dengan kapasitas produksi 150.000 ton/tahun. Sedang untuk bahan baku glukosa diperoleh dari PT. Budi *Starch and Sweetener* di daerah Gn. Agung, Terusan Nunyai, Kabupaten Lampung Tengah, Lampung yang memiliki kapasitas produksi sebesar 108.000 ton/tahun. Dengan demikian untuk rancangan pabrik asam oksalat yang berkapasitas 2.500 ton/tahun dapat diperkirakan jika bahan baku yang dibutuhkan masih dapat dipenuhi.

b. Pemasaran

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat mempengaruhi studi kelayakan proses. Jika pemasaran tepat sasaran, maka akan menghasilkan keuntungan dan menjamin kelangsungan proyek. Produk asam oksalat yang telah diproduksi akan ditujukan pada pemenuhan kebutuhan dalam negeri dan untuk ekspor. Seperti yang diketahui bahwa produksiasam oksalat dihidrat sendiri belum dilakukan di dalam negeri, sehingga dengan didirikannyapabrik ini dapat membantu pemenuhan kebutuhan asam oksalat dihidrat yang sebelumnya masih impor dari negara lain. Untuk sasaran ekspor produk asam oksalat diorientasikan pada negara ASEAN khususnya Malaysia. Untuk pemasaran produk dapat dilakukan melalui jalur darat dan jalur laut sebab

lokasi pendirian pabrik yang dekat dengan pelabuhan Bakauheni akan mempermudah pemasaran produk baik di dalam maupun di luar negeri.

c. Utilitas

Kebutuhan air untuk utilitas seperti air proses, air pendingin, dan air kebutuhan lainnya dapat dipenuhi dengan mudah dan murah karena lokasi pendirian pabrik tidak terlalu jauh darilaut.

d. Tenaga Kerja

Kawasan industri merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Sebagian besar dari tenaga kerja yang dibutuhkan di pabrik ini adalah tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sebagian sarjanasesuai dengan kebutuhan. Faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja pada tenaga kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga tenaga kerja yang diterima saat perekrutan merupakan tenaga kerja yang berkualitas dan berkerja sebagaimana mestinya.

e. Transportasi

Pembelian bahan baku dan pendistribusian produk dapat dilakukan melalui jalur darat maupun laut. Untuk mempermudah lalu lintas pendistribusian produk dan pemasarannya, pabrik didirikan di Lampung. Wilayah Lampung terletak pada geografis yang strategis. Sarana dan prasarana lebih mudah untuk dijangkau seperti jaringan jalan, bandara, kereta api, angkutan umum serta pelabuhan. Berdasarkan pertimbangan diatas, penentuan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting agar perusahaan dapat berjalan dengan lancar dalam menjalankan operasinya, dan wilayah

Lampung memenuhi persyaratan untuk pembangunan Pabrik Asam Oksalat.

#### **4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)**

Tata letak pabrik merupakan suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi pabrik, sehingga terjadi hubungan yang efisien dan efektif antara karyawan, peralatan dan proses material dari bahan baku menjadi produk dan sarana prasarana seperti utilitas, taman, mushola, tempat parkir, dan lain-lain. Untuk memperoleh kondisi yang maksimal, maka ada hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letakpabrik, yaitu:

- a. Pabrik Asam Oksalat yang akan didirikan merupakan pabrik baru sehingga penentuan tata letak pabrik tidak dibatasi oleh bangunan yang sudah ada.
- b. Berdasarkan data penggunaan Asam Oksalat yang terus meningkat dari tahun ke tahun maka sangat diharapkan akan ada pengembangan pabrik dimasa mendatang, untuk itu sebaiknya area perluasan pabrik disediakan.
- c. Faktor keselamatan dan keamanan terutama bahaya kebakaran. Dalam perancangan tata letak pabrik selalu diusahakan untuk memisahkan dengan jarak yang aman antara sumber api dan sumber panas dari bahan-bahan yang mudah terbakar dan meledak. Mengelompokkan unit-unit proses agar memudahkan pengalokasian bahaya kebakaran yang mungkin bisa terjadi.

- d. Pendistribusian yang ekonomis pada pengadaan air, steam proses, tenaga listrik dan bahan baku.
- e. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin yang ada, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tetap ekonomis.
- f. Penyediaan *service area* seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan lain-lain diatursedemikian rupa sehingga tetap terjangkau dari tempat kerja.

Secara garis besar, tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

a. Daerah Perkantoran, Laboratorium dan Fasilitas Pendukung

Daerah perkantoran sebagai pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi dan keuangan pabrik. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan baku yang akan diproses dan produk yang akan dijual. Fasilitas-fasilitas Pendukung bagi karyawan seperti: klinik, kantin, mushola/masjid, dan aula.

b. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Daerah Proses merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Sedangkan ruang kontrol sebagai tempat pusat pengendalian berlangsungnya proses.

c. Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran

Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran merupakan lokasi pusat

kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan untuk menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

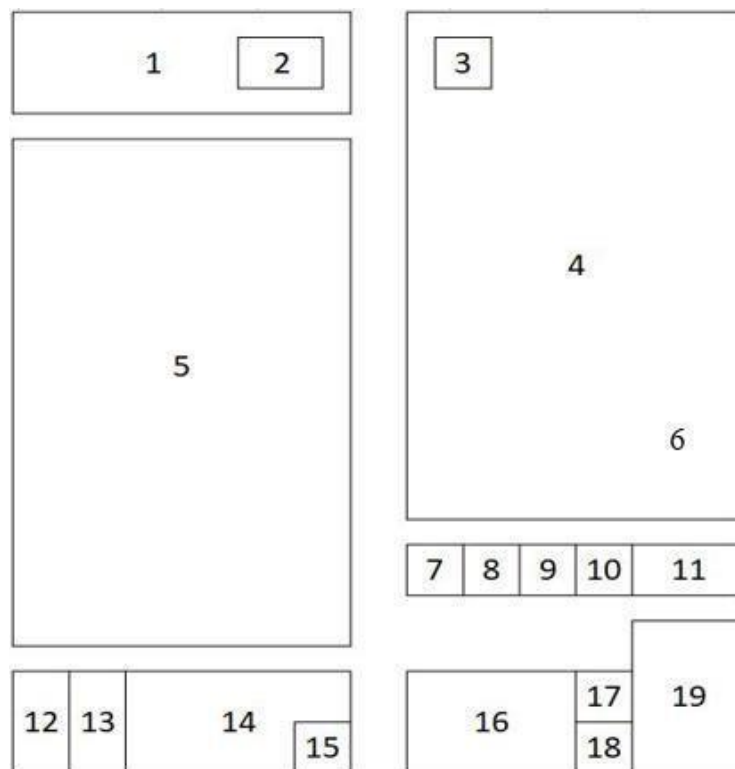
d. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi.

Rincian luas area pabrik Asam Oksalat sebagai bangunan pabrik ditunjukkan pada Tabel 4.1 sebagai berikut:

**Tabel 4.1 Rincian Area Bangunan Pabrik Asam Oksalat**

Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
Satuan	m	m	m <sup>2</sup>
Area Proses	60	50	3000
Area Utilitas	60	20	1200
Gudang Peralatan	10	20	200
Bengkel	10	20	200
Area Parkir	40	20	800
Kantor	30	20	600
Musholla	10	10	100
Kantin	10	10	100
Mess Area	20	30	600
Area Pemadam Kebakaran	10	10	100
Laboratorium	10	10	100
Poliklinik	10	10	100
Perpustakaan	10	10	100
Taman	20	10	200
Area Perluasan	60	50	3000
Jalan	0	0	3100
Luas Tanah	0	0	13500
Luas Bangunan	0	0	7200
Total	370	300	20700





Gambar 4. 2 Denah Lokasi

Keterangan :

1. Area Utilitas
2. Unit Pengolahan Limbah
3. Generator
4. Area Proses
5. Area Perluasan
6. Control Room
7. Unit Pemadam Kebakaran
8. Laboratorium
9. Poliklinik
10. Perpustakaan
11. Taman

12. Masjid
13. Bengkel
14. Area Parkir
15. Pos Penjagaan
16. Kantor
17. Kantin
18. Gudang Peralatan
19. Area *Mess*

#### **4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Mechines Layout*)**

Tata letak mesin/alat proses merupakan suatu pengaturan yang maksimum dari komponen-komponen fasilitas pabrik. Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

a. Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalur aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

b. Aliran Udara

Kelancaran aliran udara didalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan. Halini dilakukan dengan tujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara atau keadaanberhenti pada suatu tempat berupa akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan karyawan. Selain itu arah hembusan angin juga perlu diperhatikan.

c. Pencahayaan

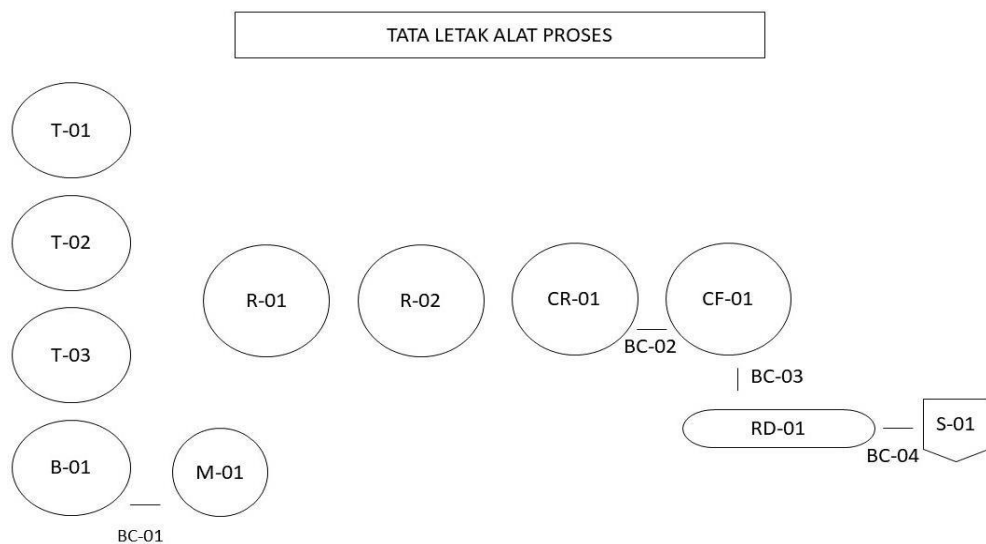
Pencahayaan atau penerangan pada seluruh area pabrik harus memadai. Perlu diberi penerangan tambahan pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

d. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *layout* peralatan, perlu diperhatikan supaya karyawan dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Apabila terjadi gangguan pada alat proses segera diperbaiki. Selain itu, keamanan dan keselamatan karyawan selama menjalankan tugasnya perlu menjadi prioritas yang tinggi.

e. Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan dapat meminimalisir biaya operasi dan tetap menjamin kelancaran serta keamanan produk pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.



**Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Skala 1:1000**

## **4.4 Organisasi Perusahaan**

### **4.4.1 Bentuk Perusahaan**

Bentuk perusahaan yang direncanakan untuk pabrik asam fosfat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang modal awalnya diperoleh dari penjualan saham, dimana tiap pemegang saham turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan bentuk perusahaan ini adalah sebagai berikut.

#### **a. Mudah Mendapatkan Modal**

Dalam perseroan terbatas, modal diperoleh melalui penjualan saham di pasar modal. Modal terbagi dalam saham-saham, sehingga hal ini menjadi mungkin apabila ada orang yang ingin ikut serta menanamkan modal dalam jumlah kecil namun tidak menghalangi pemasukan modal dalam jumlah besar. Sehingga akan memudahkan pergerakan di pasar modal dan pengumpulan modal dengan penjualan saham menjadi efektif.

#### **b. Wewenang dan Tanggungjawab Pemegang Saham Terbatas**

Dalam perseroan terbatas, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah modal yang disebutkan dalam tiap-

tiap saham tanpa ikut andil dalam mengelola perusahaan. Hal ini membuat kelancaran produksi relatif lebih stabil karena pengelolaan perusahaan hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

c. **Pemilik dan Pengurus Perusahaan Terpisah Satu Sama Lain**

Pemilik perusahaan merupakan para pemegang saham, sementara pengurus perusahaan adalah direksi beserta jajarannya yang diawasi oleh Dewan Komisaris.

d. **Kelangsungan Hidup Perusahaan Lebih Terjamin**

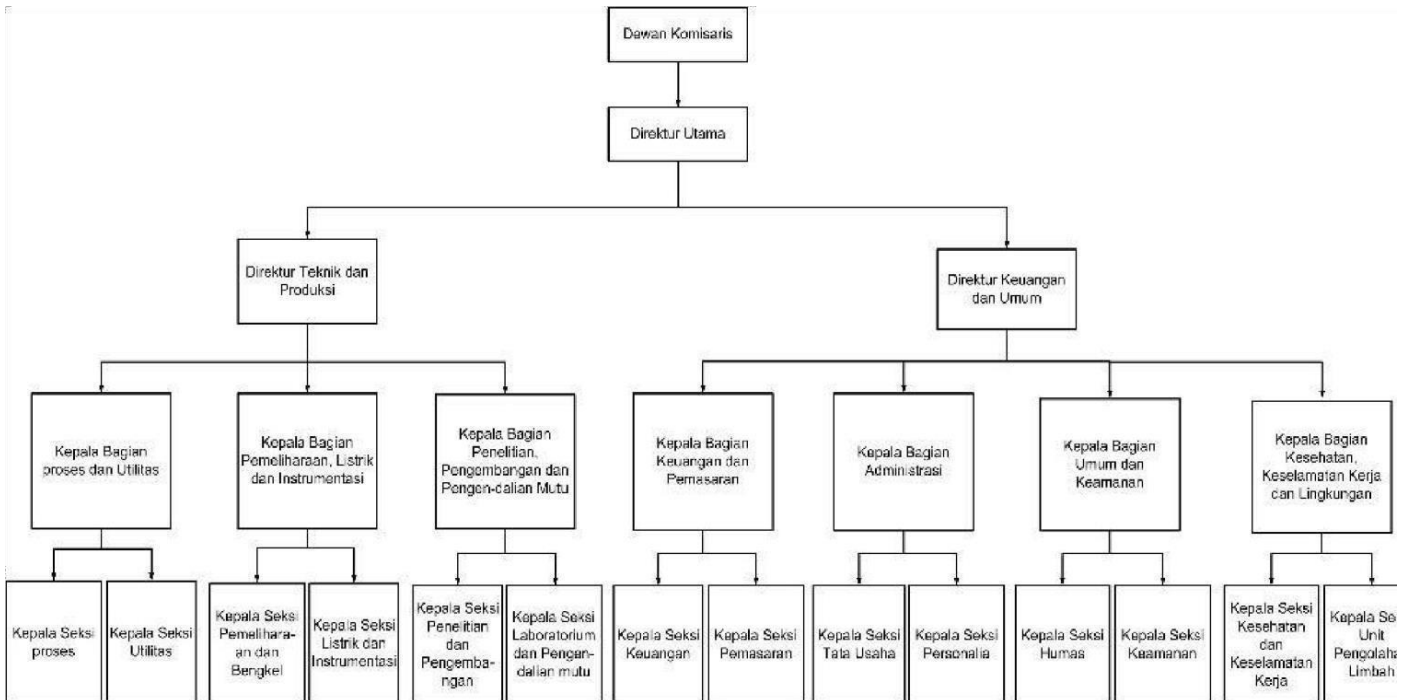
Jika terjadi pergantian pemegang saham dari jabatannya, tidak akan berpengaruh terhadap direksi, staf, maupun karyawan yang bekerja didalamnya. Hal ini dikarenakan para pemilik saham tidak ikut andil secara langsung dalam mengelola perusahaan.

#### **4.4.2 Struktur Organisasi**

Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik agar dapat memahami posisi masing-masing. Berikut merupakan jenjang kepemimpinan dalam perusahaan, yaitu:

- a. Pemegang Saham
- b. Dewan Komisaris
- c. Direktur Operasi dan Produksi

- d. Direktur Administrasi dan Umum
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator



**Gambar 4. 4 Struktur Organisasi**

### 4.4.3

#### Tugas dan Wewenang

- a. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan orang yang memberikan modal untuk perusahaan dengan cara membeli saham perusahaan. Sehingga, para pemilik saham juga merupakan pemilik perusahaan. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur.

2. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
3. Mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham minimal satu kali dalam setahun.

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham dan bertanggung jawab penuh kepada pemegang saham. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah sebagai berikut.

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahannya pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direksi.
3. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting.

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab penuh terhadap jalannya perusahaan kepada Dewan Komisaris. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah sebagai berikut.

1. Mengatur dan melaksanakan kebijakan perusahaan.
2. Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.
3. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta

karyawan.

4. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan para pemegang saham.
5. Mengkoordinir kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

Direktur Utama membawahi beberapa direktorat, antara lain:

1. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum

Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum memiliki tugas dan wewenang dalam hal yang berhubungan dengan administrasi, personalia, humas, keamanan, dan keselamatan kerja. Direktorat Sumber Daya Manusia dan Umum membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan, Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia, serta Bagian Umum dan Keamanan.

2. Direktorat Keuangan dan Pemasaran

Direktorat Keuangan dan Pemasaran memiliki tugas dan wewenang dalam menyusun dan mengalokasikan anggaran dan pendapatan perusahaan serta melaksanakan kebijakan pemasaran. Direktorat Keuangan dan Pemasaran membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Keuangan dan Bagian Pemasaran.

3. Direktorat Teknik dan Produksi

Direktorat Teknik dan Produksi memiliki tugas dan wewenang dalam merumuskan kebijakan teknik operasi serta



mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Direktorat Teknik dan Produksi membawahi beberapa bagian, antara lain Bagian Proses dan Utilitas, Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi, serta Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu.

d. Bagian

Setiap bagian memiliki tugas dan wewenang dalam mengatur, mengkoordinir dan mengawal pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan dan bertanggung jawab kepada direktorat yang menaunginya. Bagian-bagian tersebut terdiri dari:

a. Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan administrasi, kesekretariatan dan pengembangan sumber daya manusia.

b. Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan.

Bertanggung jawab terhadap kesehatan dan keselamatan kerja karyawan serta pelestarian lingkungan.

c. Bagian Umum dan Keamanan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan masyarakat umum serta menjaga keamanan perusahaan.

d. Bagian Keuangan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pengelolaan keuangan, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

e. Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab terhadap kegiatan distribusi dan pemasaran produk.

f. Bagian Proses dan Utilitas

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku dan utilitas.

g. Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan, perawatan dan penyediaan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

h. Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

e. Seksi

Setiap seksi memiliki tugas dan wewenang dalam melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan seksinya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing. Setiap seksi bertanggung jawab kepada bagian yang menaunginya. Seksi-seksi tersebut terdiri dari:

#### 1. Seksi Personalia

Bertanggung jawab dalam melaksanakan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian dan pengembangan sumber dayamanusia.

#### 2. Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab dalam mengurus kebijakan teknis di bidang administrasi, kesekretariatan, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan serta aset perusahaan.

#### 3. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab dalam memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

#### 4. Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi.

#### 5. Seksi Hubungan Masyarakat

Bertanggung jawab menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan dengan pemerintah, masyarakat dan industri-industri lain.

#### 6. Seksi Keamanan

Bertanggung jawab dalam menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

#### 7. Seksi Proses

Bertanggung jawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik.

#### 8. Seksi Utilitas

Bertanggung jawab dalam penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

#### 9. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab dalam memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

#### 10. Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi.

#### 11. Seksi Hubungan Masyarakat

Bertanggung jawab menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan dengan pemerintah, masyarakat dan industri-industri lain.

#### 12. Seksi Keamanan

Bertanggung jawab dalam menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

13. Seksi Proses

Bertanggung jawab dalam melaksanakan dan memastikan kelancaran kegiatan produksi di pabrik.

14. Seksi Utilitas

Bertanggung jawab dalam penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

15. Seksi Pemeliharaan dan bengkel

Bertanggung jawab dalam melakukan perawatan, pemeliharaan dan penggantian alat- alat serta fasilitas pendukung proses produksi.

16. Seksi Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab dalam memastikan ketersediaan energi listrik dan instrumentasi yang dibutuhkan agar proses produksi dapat berjalan dengan baik.

17. Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengendalian mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk.

18. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan penelitian dan pengembangan perusahaan.

f. Staf Ahli

Staf Ahli bertugas memberi masukan, baik berupa saran, nasihat, dan pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan. Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik, keuangan dan pemasaran maupun sumber daya manusia dan umum. Staf ahli bertanggung jawab kepada direktur utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang sebagai berikut:

1. Memberikan nasihat dan saran dalam perencanaan dan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Mempertinggi efisiensi kerja.

#### **4.4.4 Status Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan**

a. Status Karyawan

Berdasarkan statusnya karyawan dibedakan menjadi beberapa golongan, antara lain:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

## 2. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) dari direksi. Dan mendapat gaji harian yang dibayar tiap akhir pekan.

## 3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang bekerja di pabrik atau perusahaan jika diperlukan saja. Karyawan ini menerima gaji borongan untuk suatu pekerjaan yang telah disetujui.

### b. Penggolongan Karyawan

Jabatan dalam struktur organisasi perusahaan diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan dan keahlian sesuai jabatan dan tanggungjawabnya. Karyawan pada perusahaan ini terdiri dari beragam jenjang pendidikan, mulai dari lulusan Sekolah Menengah Pertama (SMP) hingga Magister (S-2).

**Tabel 4. 2 Daftar Jabatan Perusahaan**

<b>Jabatan</b>	<b>Pendidikan</b>
Komisaris Utama	S2
Direktur Utama	S2
Kepala Bagian	S1
Kepala Seksi	S1
Staff Ahli	S1
Sekretaris	S1
Karyawan dan Operator	D3/S1
Dokter	S1
Perawat	D3/S1
Supir	SMP-SMA
<i>Cleaning Service</i>	SMP-SMA

c. Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada perusahaan harus diperhitungkan secara cermat agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif dan efisien. Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada kebutuhan.

#### 4.4.5 Pembagian Jam Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

a. Pembagian Jam Kerja

Pabrik asam fosfat akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan *non-shift* (harian) dan karyawan *shift*.

##### 1. Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk para karyawan *non shift* adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta seluruh yang tugasnya berada di kantor. Karyawan *non shift* dalam satu minggu bekerja selama 5 hari dengan jam kerja sebagai berikut:

Senin s.d. Kamis : 08.00 s.d. 17.00 WIB (istirahat 12.00 s.d.  
13.00)

Jumat : 08.00 s.d. 17.00 (istirahat 11.30 s.d. 13.30)

Sabtu s.d. Minggu : Hari libur, termasuk hari libur nasional



## 2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi sehingga tidak dapat ditinggalkan. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian utilitas, pengendalian, laboratorium, termasuk petugas keamanan yang menjaga keamanan selama proses produksi berlangsung. Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam 3 *shift* dengan pengaturan sebagai berikut :

*Shift* Pagi : 08.00 s.d. 17.00

*Shift* Sore : 17.00 s.d. 00.00

*Shift* Malam : 00.00 s.d. 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali *shift*. Setiap kelompok mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Berikut adalah jadwal kerja karyawan *shift*:

Tabel 4.3 Jadwal *Shift* Kerja Karyawan

Hari/Regu	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	P	P	P	P	P	L	L	S	S	S	S	S	L	M	M
B	L	L	S	S	S	S	S	L	M	M	M	M	M	L	L
C	S	S	L	M	M	M	M	M	L	L	P	P	P	P	P
D	M	M	M	L	L	P	P	P	P	P	L	L	S	S	S

Keterangan :

P = Pagi

S = Siang

M = Malam

L = Libur

b. Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji pada perusahaan ini terbagi menjadi tiga jenis, yaitu:

1. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan dan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya.

2. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian dan karyawan borongan.

3. Gaji Lembur

Gaji tambahan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Tabel 4. 4 Rincian Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji	Gaji	Gaji
			(/orang/bulan)	(/bulan)	(/tahun)
1	Direktur Utama	1	Rp 45,000,000	Rp 45,000,000	Rp 540,000,000
2	Direktur Produksi & Teknik	1	Rp 35,000,000	Rp 35,000,000	Rp 420,000,000
3	Direktur Keuangan & Umum	1	Rp 35,000,000	Rp 35,000,000	Rp 420,000,000
4	Staff Ahli	1	Rp 40,000,000	Rp 40,000,000	Rp 480,000,000
5	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 30,000,000	Rp 30,000,000	Rp 360,000,000
6	Ka. Bag. Teknik	1	Rp30,000,000	Rp 30,000,000	Rp 360,000,000
7	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
8	Ka. Bag. Keuangan & Administrasi	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
9	Ka. Bag. Umum	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
10	Ka. Bag. K3 & Litbang	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
11	Ka. Sek. Proses	1	Rp 25,000,000	Rp 5,000,000	Rp 300,000,000
12	Ka. Sek. Pengendalian	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
13	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
14	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
15	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
16	Ka. Sek. Pembelian	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
17	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
18	Ka. Sek. Administrasi	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
19	Ka. Sek. Kas	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
20	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
21	Ka. Sek. Humas	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
22	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
23	Ka. Sek. K3	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
24	Ka. Sek. Litbang	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
25	Karyawan Proses	6	Rp 10,000,000	Rp 60,000,000	Rp 720,000,000
26	Karyawan Pengendalian	3	Rp 10,000,000	Rp 30,000,000	Rp 360,000,000
27	Karyawan Laboratorium	4	Rp 9,000,000	Rp 36,000,000	Rp 432,000,000
28	Karyawan Pemeliharaan	3	Rp 9,000,000	Rp 27,000,000	Rp 324,000,000
30	Karyawan Utilitas	5	Rp 9,000,000	Rp 45,000,000	Rp 540,000,000
31	Karyawan Pembelian	2	Rp 8,000,000	Rp16,000,000	Rp 192,000,000
32	Karyawan Pemasaran	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
33	Karyawan Administrasi	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
34	Karyawan Kas	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
35	Karyawan Personalia	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
36	Karyawan Humas	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
37	Karyawan Keamanan	4	Rp 8,000,000	Rp 32,000,000	Rp 384,000,000
38	Karyawan K3	3	Rp 8,000,000	Rp 24,000,000	Rp 288,000,000
39	Karyawan Litbang	3	Rp 8,000,000	Rp 24,000,000	Rp 288,000,000

**Tabel 4.4 Rincian Gaji Karyawan (Lanjutan)**

40	Operator	64	Rp 6,000,000	Rp 384,000,000	Rp 4,608,000,000
41	Supir	3	Rp 3,600,000	Rp 10,800,000	Rp 129,600,000
42	Librarian	1	Rp 3,750,000	Rp 3,750,000	Rp 45,000,000
43	<i>Cleaning service</i>	5	Rp 3,600,000	Rp 18,000,000	Rp 216,000,000
44	Dokter	2	Rp 10,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
45	Perawat	4	Rp 5,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
	Total	146	Rp 770,950,000	Rp 1,450,550,000	Rp 17,406,600,000

#### 4.4.6 Ketenagakerjaan

Setiap karyawan mempunyai hak dalam hal ketenagakerjaan seperti yang tertuang dalam peraturan perundang-undangan. Hak-hak tersebut antara lain:

a. Tunjangan

Tunjangan karyawan terdiri dari:

1. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
3. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
4. Tunjangan hari raya (THR), diberikan sebesar nilai satu bulan gaji kepada karyawan setiap tahunnya saat menjelang hari raya Idul Fitri.

b. Hari Libur Nasional

Untuk karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional dihitung sebagai hari libur kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur

nasional dihitung sebagai kerja lembur (*overtime*).

c. Hak Cuti

Hak cuti karyawan terdiri dari:

1. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun tersebut.
2. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter, termasuk kepada karyawanwanita yang melahirkan.

d. Fasilitas Karyawan

Dalam rangka meningkatkan produktivitas karyawan, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas yang dapat digunakan oleh karyawan untuk menjaga kondisi jasmani dan rohani karyawan, sehingga mereka tidak merasa jenuh dalam menjalankan pekerjaan sehari-hari dan kegiatan dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Fasilitas yang disediakan perusahaan meliputi:

1. Poliklinik

Poliklinik disediakan bertujuan untuk menjaga kesehatan karyawan yang merupakan salah satu hal yang berpengaruh dalam efisiensi produksi pabrik. Poliklinik yang disediakan ditangani oleh dokter dan perawat.

## 2. Tempat Ibadah

Tempat ibadah yang disediakan perusahaan berupa masjid, agar karyawan tetap dapat melaksanakan kewajiban rohani dan aktivitas keagamaan lainnya.

## 3. Pakaian Kerja

Perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya kepada semua karyawan untuk menghindari kesenjangan antar karyawan. Selain itu, perusahaan menyediakan masker dan berbagai alat pelindung diri (APD) lain sebagai alat pengaman kerja.

## 4. Makan dan Minum

Makan dan minum disediakan sebanyak satu kali dalam sehari oleh perusahaan yakni pada jam makan siang. Makanan dan minuman direncanakan akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk perusahaan.

## 5. Transportasi

Untuk meringankan beban pengeluaran karyawan, perusahaan menyediakan alat transportasi bagi karyawan yang tidak menggunakan transportasi pribadi berupa *shuttle bus*. Bus akan beroperasi di beberapa titik tempat tinggal karyawan untuk mengantar dan menjemput karyawan saat akan berangkat dan pulang bekerja.

e. Jaminan Ketenagakerjaan

Perusahaan menyediakan asuransi pertanggung jawaban jiwa dan asuransi kecelakaan kerja bagi karyawan yang dikelola oleh Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial (BPJS).

## **BAB V**

### **UTILITAS**

Dalam menjalankan proses produksi di suatu pabrik, fasilitas penunjang sangat diperlukan. Utilitas menjadi sarana penunjang yang sangat penting untuk memastikan kelancaran proses produksi pada pabrik agar berjalan sesuai dengan harapan. Unit utilitas didalam sebuah pabrik terdiri atas berbagai komponen yang mendukung berbagai kebutuhan operasional. Unit utilitas terdiri dari :

- a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
- b. Unit Pembangkit *Steam*
- c. Unit Pembangkit Listrik
- d. Unit Penyedia Udara Tekan
- e. Unit Penyedia Bahan Bakar
- f. Unit Pengolahan Limbah

#### **5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air**

##### **5.1.1 Unit Penyedia Air**

Air adalah salah satu komponen penting baik sebagai bahan baku maupun penunjang yang sangat esensial dalam proses produksi. Unit pengadaan dan pengolahan air berperan sebagai penyedia kebutuhan air yang digunakan untuk semua aktivitas di dalam pabrik. Unit ini tidak hanya berperan sebagai penyedia air, tetapi juga melakukan pengolahan air untuk berbagai keperluan seperti proses produksi, pendinginan,



sanitasi dan pemadam kebakaran sehingga air tersebut siap untuk digunakan. Di dalam industri untuk memenuhi kebutuhan air pada umumnya menggunakan air sungai, air sumur, air danau hingga air laut. Dalam perancangan pabrik asam oksalat sumber air yang digunakan merupakan sumber air yang berasal dari sungai Kalibalok Garuntang. Pertimbangan menggunakan sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air yaitu:

- a. Air yang berasal dari sungai memiliki proses pengolahan yang lebih mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya lebih terjangkau.
- b. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya tinggi sehingga persediaan air dapat tercukupi.
- c. Letak sungai berada didekat lokasi pabrik.

Air yang dihasilkan oleh unit utilitas ini dimanfaatkan untuk :

- a. Air Proses

Air proses digunakan secara langsung dalam proses pembuatan produk. Kriteria untuk menggunakan air secara langsung adalah air harus dalam kondisi yang cukup murni, bebas dari segala pengotor, mineral dan oksigen.

- b. Air Umpan *Boiler* (*Boiler Feed Water*)

Uap atau *steam* dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Air umpan *boiler* disediakan dengan *excess* 20%. *Excess* merupakan pengganti *steam* yang hilang karena kebocoran transmisi 10% serta

faktor keamanan sebesar 20%. Air yang digunakan untuk *boiler* harus memenuhi persyaratan agar air tidak merusak *boiler*. Berikut adalah persyaratan air umpan *boiler* menurut Perry's edisi 6 halaman 976 ditunjukkan dalam Tabel 5.1.

**Tabel 5.1 Syarat Air Umpan Boiler**

Parameter	Total (rpm)
Total Padatan ( <i>Total Dissolved Solid</i> )	3500
Alkinitas	700
Padatan Terlarut	300
Silika	60-100
Besi	0,1
Tembaga	0,5
Oksigen	0,007
Kesadahan	0
Kekeruhan	175
Minyak	7
Residu Fosfat	140

Adapun hal yang harus diperhatikan untuk mencegah *scalling*, *fouling*, dan *foaming* diantaranya adalah :

1. Korosi yang terjadi dalam *boiler* disebabkan oleh air yang mengandung larutan asam dan gas terlarut seperti  $O_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$ , dan  $NH_3$ .  $O_2$  masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.
2. Pembentukan kerak yang terjadi akibat kesadahan air dan suhu tinggi, umumnya berupa endapan garam karbonat dan silika.
3. Air yang diambil kembali dari proses pemanasan dapat menyebabkan *foaming* pada boiler dikarenakan adanya zat

organik yang tidak dapat larut dalam jumlah besar. Efek *foaming* terutama terjadi pada alkalitas yang tinggi.

c. Air Pendingin

Air pendingin dihasilkan oleh menara pendingin (*cooling tower*).

Unit air pendingin ini mengolah air dengan proses pendinginan, untuk dapat digunakan sebagai air dalam proses pendinginan pada alat pertukaran panas (*heat exchanger*) dari alat yang membutuhkan pendinginan. Air pendingin pada umumnya air yang digunakan sebagai media pendingin karena:

1. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
2. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
3. Dapat menyerap jumlah panas yang relative tinggi persatuan volume.
4. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperature pendingin.
5. Tidak terdekomposisi

d. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi seperti kebutuhan di perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid dan lainnya. Kualitas air sanitasi harus sesuai dengan standar tertentu, termasuk:

1. Syarat Fisik
  - a) Suhu di bawah suhu udara

- b) Berwarna jernih
- c) Tidak berasa
- d) Tidak berbau

## 2. Syarat Kimia

- a) pH netral (6,5 – 7,5).
- b) Tidak mengandung zat organik dan non anorganik yang terlarut dalam air.
- c) Tidak mengandung logam berat yang berbahaya seperti air raksa (Hg) dan timbal (Pb).

## 3. Syarat Bakteriologis

- a) Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen.
- b) Tidak mengandung mikroba penghasil toksin (nafiatud, 2008).

### **5.1.2 Unit Pengolahan Air**

Dalam perancangan pabrik asam oksalat sumber air yang digunakan berasal dari air sungai yang berlokasi relative dekat dengan lokasi pabrik. Air sungai yang digunakan dalam lingkungan pabrik harus melekukan proses pengolahan terlebih dahulu untuk memenuhi standar kualitas air yang diinginkan. Adapun tahapan dalam pengolahan air sungai meliputi :

a. Penyaringan Awal

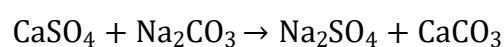
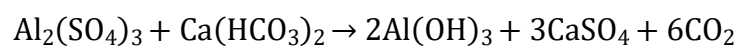
Sebelum melakukan proses pengolahan, air yang berasal dari sungai harus melalui penyaringan awal untuk memisahkan air dengan kotoran yang berukuran besar seperti sampah, ranting, daun dan benda lainnya yang terbawa oleh air. Setelah dilakukan proses penyaringan awal air dialirkan menggunakan pompa PU- menuju bank pengendapan.

b. Bak Pengendapan

Setelah mengalami tahap penyaringan awal, air akan melalui proses sedimentasi. Sedimentasi adalah proses pemisahan partikel kotoran dengan menggunakan gaya gravitasi. Pada proses ini, partikel-partikel kecil yang tidak bisa berhasil tersaring pada tahap penyaringan sebelumnya, seperti lumpur dan pasir akan mengendap pada bagian bawah bak dikarenakan adanya gaya gravitasi.

c. Bak Pencampuran Cepat

Bak pencampuran cepat bertujuan untuk membentuk gumpalan dari koloid yang masih terdispersi dalam larutan dan tidak mengendap di bak pengendapan, dengan menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan seperti tawas ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ) dan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . Adapun reaksi yang terjadi pada bak pencampuran cepat adalah :



d. *Clarifier*

Air hasil dari proses bak pencampuran cepat akan mengalir menuju *clarifier* untuk melakukan pemisahan gumpalan dengan cara sedimentasi. Air yang telah dialirkan menuju *clarifier* dengan aliran yang telah diatur akan diaduk menggunakan pengaduk. Air yang keluar dari *clarifier* akan melalui *overflow* dibagian tepi, sedangkan endapan yang terbentuk akan mengendap secara alami dikarenakan pengaruh gravitasi. Endapan ini akan hilang secara berkala dengan proses *blowdown* sesuai dengan waktu yang telah ditentukan.

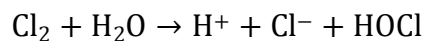
e. Bak Penyaringan

Setelah melalui tahap *clarifier*, air yang dihasilkan akan mengalir ke bak penyaringan yang bertujuan untuk menyaring partikel halus yang masih tersisa dalam air dan belum mengendap. Penyaringan dilakukan dengan menggunakan *sand filter* yang terbuat dari antrasit, pasir dan kerikil sebagai media penyaring.

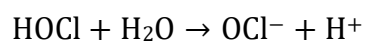
f. Bak Air Bersih

Air yang telah melewati bak penyaringan selanjutnya dialirkan menuju bak air bersih dengan menggunakan pompa PU-. Pada bak air bersih dilakukan penambahan klorin ( $Cl_2$ ) sebagai oksidator dan disinfektan. Klorin berperan sebagai oksidator untuk menghilangkan bau dan rasa pada proses pengolahan air bersih. Sementara itu, sebagai disinfektan klorin digunakan untuk membunuh kuman dan

mikroorganisme seperti amuba, ganggang, dan mikroba lainnya yang terdapat didalam air sehingga air tersebut aman untuk dikonsumsi. Dalam proses ini, klorin yang terlarut dalam air akan menghasilkan asam hipoklorit dengan reaksi sebagai berikut :



Kemudian, asam hipoklorit mengalami dekomposisi sesuai dengan reaksi berikut :



g. Tangki Deklorinasi

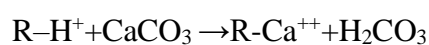
Tangki deklorinasi bertujuan untuk menghilangkan klorin ( $\text{Cl}_2$ ). Penambahan klorin dalam bentuk gas dapat menurunkan pH air dan menyebabkan pembentukan asam kuat. Klorin juga memiliki sifat yang sangat beracun yang dapat membahayakan Kesehatan. Setelah klorin dihilangkan, air dapat didistribusikan sebagai air untuk pabrik dan lingkungan sekitarnya.

h. Demineralisasi

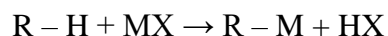
Demineralisasi merupakan salah satu metode dalam pengolahan air yang bertujuan untuk menghilangkan mineral dari air. Proses demineralisasi khususnya digunakan pada proses pertukaran ion dan eliminasi kontaminan mineral ion hingga mencapai tingkat yang sangat rendah mendekati nol. Proses ini melibatkan penggunaan resin pada penukaran kation (*cation exchanger*) dan penukaran anion (*anion exchanger*).

i. Tangki *Cation Exchanger*

Air yang berasal dari bak air bersih berperan sebagai *make up boiler* yang selanjutnya air dialirkan menuju tangki *cation exchanger*. Air yang dialirkan menuju tangki *cation exchanger* berisi resin yang bermuatan positif sehingga ion positif di dalam air akan bertukar dengan ion positif pada resin. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Dalam periode tertentu, kation resin akan mencapai titik jenuh sehingga memerlukan proses regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan menggunakan *Dowex* dikarenakan resin *Dowex* dapat meningkatkan efisiensi proses regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan jumlah regenerant. Proses regenerasi *Dowex* melibatkan penggunaan HCl 33% dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Dengan :

R : Resin *Dowex*

R - H : Resin *Dowex* mengikat kation

MX : Mineral yang terkandung dalam air

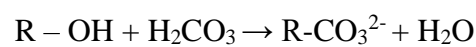
R - M : Resin dalam kondisi mengikat kation

HX : Asam mineral yang terbentuk setelah air melewati resin kation

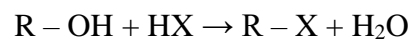


j. Tangki *Anion Exchanger*

Air yang telah melewati tangki *kation exchanger* selanjutnya dialirkan menuju tangki *anion exchanger*. Tangki *anion exchanger* berperan untuk menangkap ion negative (anion) yang terlarut dalam air menggunakan resin yang bersifat basa. Reaksi yang terjadi pada proses ini adalah sebagai berikut :



Dalam periode tertentu, kation resin akan mencapai titik jenuh sehingga memerlukan proses regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan menggunakan *Dowex* dikarenakan resin *Dowex* dapat meningkatkan efisiensi proses regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan jumlah regenerant. Proses regenerasi *Dowex* melibatkan penggunaan NaOH 40% dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Dengan :

R : Resin *Dowex*

R - OH : Resin *Dowex* mengikat anion

R - X : Resin dalam kondisi mengikat anion

### 5.1.3 Kebutuhan Air

Dalam perancangan pabrik kebutuhan air terbagi menjadi beberapa kategori seperti air sebagai media pendingin, air sebagai media *steam*, air untuk kantor dan air untuk lingkungan.

#### a. Kebutuhan Air Pendingin

**Tabel 5.2 Air Sebagai Media Pendingin**

<b>Kode</b>	<b>Keterangan Kebutuhan</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
CR-01	Jaket Pendingin	3,2719
HE-03	Media Pendingin	2,7979
<b>Total</b>		<b>6,0698</b>

Kebutuhan air pendingin pada perancangan dibuat *over design*

sebesar 20%. Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Pendingin} &= 1,2 \times 6,0698 \text{ kg/jam} \\ &= 7,28376 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

#### b. Kebutuhan Air *Steam*

**Tabel 5.3 Air Sebagai Media Pemanas**

<b>Kode</b>	<b>Keterangan Kebutuhan</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
HE-01	Media Pendingin	2,2569
HE-02	Media Pendingin	46,3282
HE-04	Media Pendingin	5,3065
<b>Total</b>		<b>53,8916</b>

Kebutuhan air pemanas pada perancangan dibuat *over design*

sebesar 20%. Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Steam} &= 1,2 \times 53,8916 \text{ kg/jam} \\ &= 64,67004 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestic meliputi :

1. Kebutuhan air karyawan

Menurut standar *World Health Organization* (WHO) kebutuhan air setiap orang adalah 100 hingga 120 liter/hari. Sehingga kebutuhan air setiap orang adalah :

Kebutuhan air/orang = 100 liter/hari

= 4 kg/jam

Jumlah karyawan = 146 orang

Kebutuhan air semua karyawan = 624 kg/jam

2. Kebutuhan air untuk *mess*

Jumlah *mess* = 20 *mess*

Jumlah penghuni tiap *mess* = 40 orang

Kebutuhan air/ orang = 100 liter/hari

Jumlah air untuk *mess* = 333 kg/jam

Kebutuhan total air domestic = 3957 kg/jam

d. Kebutuhan *service water*

Kebutuhan air untuk pemakaian umum, meliputi :

Poliklinik = 1350 kg/hari

Laboratorium = 1700 kg/hari

Pemadam kebakaran = 361 kg/hari

Kantin, mushola dan taman	= 115 kg/hari
Total kebutuhan <i>service water</i>	= 3526 kg/hari
	= 147 kg/jam

**Tabel 5.4 Total Kebutuhan Air**

No	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Cooling Water</i>	7,28376
2	<i>Steam Water</i>	64,67004
3	<i>Domestic Water</i>	3957
4	<i>Service Water</i>	147
	<b>Total</b>	4175,9538

## 5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Air dari tangki umpan *boiler* diumpankan menuju *boiler* untuk membangkitkan *steam*. Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi yaitu dengan menyediakan *boiler* dengan kebutuhan *steam* sebanyak 64,67004 kg/jam. *Steam* yang berasal dari *boiler* digunakan sebagai media pemanas yang hasilnya berupa uap dan dimasukkan ke alat *heat exchanger* untuk memanaskan, kemudian hasilnya yang berupa embunan dimasukkan ke dalam tangki kondensat dan diumpankan kembali ke tangki umpan *boiler*.

## 5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik asam oksalat dipenuhi oleh PLN, selain itu cadangan listrik dihasilkan dari generator pabrik apabila ada gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga

listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN.

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak konsisten. Sebaliknya, jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap terjaga, akan tetapi biaya bahan bakar dan pemeliharannya perlu diperhatikan. Energi listrik diperlukan pada pabrik asam oksalat meliputi :

**Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses**

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa	P-01	0,05	37,29
Pompa	P-02	0,5	372,85
Pompa	P-03	0,5	372,85
Pompa	P-04	0,5	372,85
Pompa	P-05	0,75	559,28
Pompa	P-06	0,17	126,77
Pompa	P-07	0,25	186,43
<i>Mixer</i>	M	0,083	61,89
<i>Crystalizer</i>	CR	0,75	559,28
<i>Belt Conveyor</i>	BC-01	0,05	37,2850
<i>Belt Conveyor</i>	BC-02	0,13	93,215
<i>Belt Conveyor</i>	BC-03	0,05	37,2850
<i>Buckett Elevator</i>	BE-01	1,5	1118,55
<i>Centrifuge</i>	CF	1,5	1118,55
<i>Blower</i>	BL	0,05	37,29
<b>Total</b>		<b>6,83</b>	<b>5095,37</b>

**Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas**

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa Utilitas	PU-01	0,05	37,29
Pompa Utilitas	PU-02	0,05	37,29
Pompa Utilitas	PU-03	0,05	37,29

**Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas (Lanjutan)**

Pompa Utilitas	PU-04	0,05	37,29
Pompa Utilitas	PU-05	0,05	37,29
Pompa Utilitas	PU-06	0,05	37,29
Pompa Utilitas	PU-07	0,05	37,29
Pompa Utilitas	PU-08	0,05	37,29
<i>Compressor</i>	C	0,16	119,31
Tangki NaOH	T	0,17	124,28
Tangki NaCl	T	0,33	248,57
<i>Cooling Tower</i>	CT	0,05	37,29
<i>Clarifier</i>	CL	0,25	186,43
Bak Pencampuran Cepat	BPC	0,05	37,29
<b>Total</b>		<b>1051,44</b>	<b>1,0514</b>

Kebutuhan listrik untuk menggerakkan alat control, kantor, dan penerangan

adalah sebagai berikut :

- a. Untuk alat control diperkirakan 25% dari kebutuhan listrik  
(sebagai penggerak motor) = 0,1537 kW
- b. Untuk penerangan diperkirakan 15% dari kebutuhan listrik  
(sebagai penggerak motor) = 0,0922 kW
- c. Untuk peralatan kantor diperkirakan 15% dari kebutuhan listrik  
(sebagai penggerak motor) = 0,0922 kW
- d. Untuk peralatan lainnya sebesar 15% dari kebutuhan listrik  
(sebagai penggerak motor) = 0,0922kW
- e. Kebutuhan listrik perumahan  
Setiap rumah membutuhkan listrik = 1000 watt  
Jumlah rumah = 20  
Kebutuhan listrik perumahan = 20000 watt  
= 20 kW

Tabel 5.7 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant :	
	a. Proses	5095,37
2	b. Utilitas	1,0514
	a. Alat control	0,1537
	b. Listrik penerangan	0,0922
	c. Peralatan kantor	0,0922
3	d. Peralatan lainnya	0,0922
	Listrik Perumahan	20.000
<b>Total</b>		<b>25096,8517</b>

Berikut merupakan spesifikasi generator diesel yang digunakan :

Kapasitas : 31371,064625

Jenis : Silinder Tegak

Bahan bakar : Solar

#### 5.4 Unit Penyedia Udara Instrumen

Udara yang digunakan untuk pemakaian alat *pneumatic control* disebut udara tekan. Total udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan sebesar 2 m<sup>3</sup>/jam.

#### 5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar dibutuhkan untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan pada *generator* dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan adalah solar. Keperluan solar dari *boiler* sebanyak 2230,97 kg/jam dan untuk *generator* sebanyak 1,0358 L/jam.

## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Dalam perancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu juga, analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi terdapat beberapa faktor yang ditinjau, antara lain:

- a. *Return On Investment* (ROI);
- b. *Pay Out Time* (POT);
- c. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR);
- d. *Break Even Point* (BEP); dan
- e. *Shut Down Point* (SDP).

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut.

- a. Penentuan modal industri (*total capital investment*)

Dalam penentuan modal industri meliputi modal tetap (*fixed capital investment*) dan modal kerja (*working capital investment*).

- b. Penentuan biaya produksi total (*total production cost*)



Dalam penentuan biaya produksi total meliputi biaya pembuatan (*manufacturing cost*) dan biaya pengeluaran umum (*general expenses*).

c. Pendapatan modal

Dalam pendapatan modal, untuk mengetahui titik impas diperlukan perkiraan terhadap biaya tetap (*fixed cost*), biaya variabel (*variable cost*) dan biaya mengambang (*regulated cost*).

## 6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik *Potassium carbonate* beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 300 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2027. Di dalam analisa ekonomi, harga alat maupun harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa maka dilakukan pencarian indeks pada tahun analisa. Harga indeks dapat ditentukan dengan persamaan regresi linier. Berikut adalah indeks harga yang ada dalam teknik kimia.

**Tabel 6. 1** *Chemical Engineering Plant Cost Index*

<b>Tahun (x)</b>	<b>Index (y)</b>	<b>Tahun ke- (x<sub>1</sub>)</b>
1963	102,40	1
1964	103,30	2
1965	104,20	3
1966	107,20	4

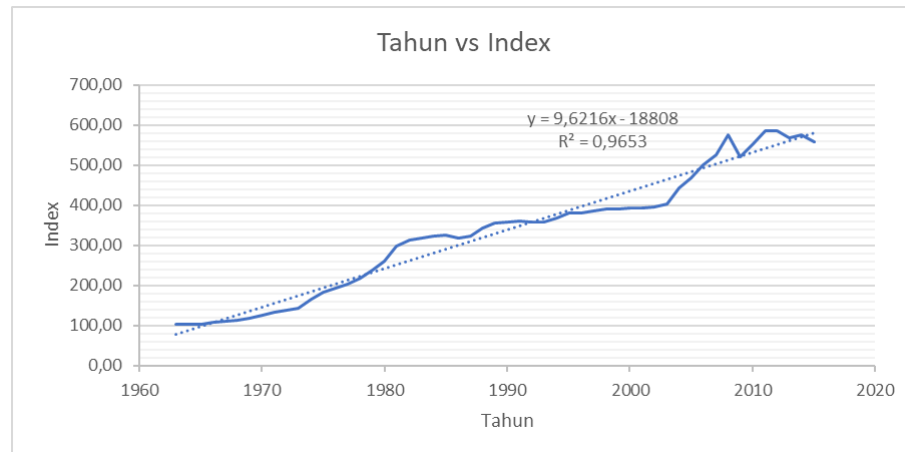
**Tabel 6.1** *Chemical Engineering Plant Cost Index (Lanjutan)*

1967	109,70	5
1968	113,70	6
1969	119,00	7
1970	125,70	8
1971	132,30	9
1972	137,20	10
1973	144,10	11
1974	165,40	12
1975	182,40	13
1976	192,10	14
1977	204,10	15
1978	218,80	16
1979	238,70	17
1980	261,20	18
1981	297,00	19
1982	314,00	20
1983	317,00	21
1984	322,70	22
1985	325,30	23
1986	318,40	24
1987	323,80	25
1988	342,50	26
1989	355,40	27
1990	357,60	28
1991	361,30	29
1992	358,20	30
1993	359,20	31
1994	368,10	32
1995	381,10	33
1996	381,70	34
1997	386,50	35
1998	389,50	36
1999	390,60	37
2000	394,10	38
2001	394,30	39
2002	395,60	40
2003	402,00	41
2004	444,20	42
2005	468,20	43
2006	499,60	44
2007	525,40	45
2008	575,40	46
2009	521,40	47
2010	550,80	48

**Tabel 6.1** *Chemical Engineering Plant Cost Index (Lanjutan)*

2011	585,70	49
2012	584,60	50
2013	567,30	51
2014	576,10	52
2015	556,80	53

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

**Gambar 6. 1 Grafik Regresi Linear Index**

Berdasarkan data index, diperoleh persamaan regresi linear yaitu  $y = 9,6216 x - 18808$ . Dengan menggunakan persamaan tersebut dapat dicari harga index pada tahun perancangan, sehingga index pada tahun 2027 sebesar = 694,983. Harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan dengan dengan referensi (Klaus D. Timmerhaus & Max S. Peters, 1991). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan berikut.

$$E_x = E_y \cdot \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana:

$E_x$  : Harga tahun pembelian

$E_y$  : Harga tahun referensi

$N_x$  : Index harga pada tahun pembelian

$N_y$  : Index harga pada tahun referensi

Dari analisis perhitungan untuk mengetahui index pada tahun perencanaan pendirian pabrik, maka untuk harga alat pada tahun tersebut dapat dilihat pada Tabel 6.2 dan Tabel 6.3.

**Tabel 6. 2 Harga Alat Proses pada Tahun Evaluasi**

Kode Alat Proses	Jumlah	NY	NX	EY	EX
		2014	2027	2014	2027
S-01	1	576,10	694,98	\$ 17.900,00	\$ 21.593,82
T-03	1	576,10	694,98	\$ 90.000,00	\$ 108.572,28
T-02	1	576,10	694,98	\$378.800,00	\$ 456.968,64
T-01	1	576,10	694,98	\$125.800,00	\$ 151.759,91
M-01	1	576,10	694,98	\$335.000,00	\$ 404.130,14
R-01	1	576,10	694,98	\$265.151,00	\$ 319.867,19
EV-01	1	576,10	694,98	\$ 5.300,00	\$ 6.393,70
CR-01	1	576,10	694,98	\$ 49.300,00	\$ 59.473,48
CF-01	1	576,10	694,98	\$ 42.000,00	\$ 50.667,06
RD-01	1	576,10	694,98	\$ 96.700,00	\$ 116.654,88
P-01	1	576,10	694,98	\$ 5.500,00	\$ 6.634,97
P-02	1	576,10	694,98	\$ 5.800,00	\$ 6.996,88
P-03	1	576,10	694,98	\$ 5.800,00	\$ 6.996,88
P-04	1	576,10	694,98	\$ 8.900,00	\$ 10.736,59
P-05	1	576,10	694,98	\$ 11.400,00	\$ 13.752,49
P-06	1	576,10	694,98	\$ 5.800,00	\$ 6.996,88
HT-01	1	576,10	694,98	\$ 1.700,00	\$ 2.050,81
HT-02	1	576,10	694,98	\$ 1.300,00	\$ 1.568,27
HT-03	1	576,10	694,98	\$ 1.100,00	\$ 2.653,99
CL-01	1	576,10	694,98	\$ 1.800,00	\$ 6.514,34
BC-01	1	576,10	694,98	\$ 5.500,00	\$ 6.634,97
BC-02	1	576,10	694,98	\$ 5.500,00	\$ 6.634,97
BC-03	1	576,10	694,98	\$ 5.500,00	\$ 6.634,97
BE-01	1	576,10	694,98	\$ 12.300,00	\$ 14.838,21
BL-01	1	576,10	694,98	\$ 200,00	\$ 241,27

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas pada Tahun Evaluasi

Kode Alat Utilitas	Jumlah	NY	NX	EY	EX
		2014	2027	2014	2027
Screener	1	576,10	694,98	\$ 5.900,00	\$ 7.000,86
Bak Pengendap Awal	1	576,10	694,98	\$ 51.800,00	\$ 61.465,14
Bak Pencampur Cepat	1	576,10	694,98	\$ 20.000,00	\$ 23.731,71
Klarifier	1	576,10	694,98	\$ 6.700,00	\$ 7.950,12
Saringan Pasir	1	576,10	694,98	\$ 9.700,00	\$ 11.509,88
Bak Air Bersih	1	576,10	694,98	\$ 20.100,00	\$ 23.850,37
Bak Air Minum	1	576,10	694,98	\$ 40.000,00	\$ 47.463,42
Tangki Umpan Boiler	1	576,10	694,98	\$ 97.000,00	\$ 115.098,81
Cooling Tower	1	576,10	694,98	\$ 13.600,00	\$ 16.137,56
Tangki Kation	1	576,10	694,98	\$ 2.100,00	\$ 2.491,83
Tangki Anion	1	576,10	694,98	\$ 2.100,00	\$ 2.491,83
Pompa 1	1	576,10	694,98	\$ 13.600,00	\$ 16.137,56
Pompa 2	1	576,10	694,98	\$ 13.600,00	\$ 16.137,56
Pompa 3	1	576,10	694,98	\$ 5.500,00	\$ 6.526,22
Pompa 4	1	576,10	694,98	\$ 13.600,00	\$ 16.137,56
Pompa 5	1	576,10	694,98	\$ 13.600,00	\$ 16.137,56
Pompa 6	1	576,10	694,98	\$ 5.800,00	\$ 6.882,20
Pompa 7	1	576,10	694,98	\$ 5.500,00	\$ 6.526,22
Pompa 8	1	576,10	694,98	\$ 5.800,00	\$ 6.882,20
Tangki NaCl	1	576,10	694,98	\$ 2.100,00	\$ 2.491,83
Tangki NaOH	1	576,10	694,98	\$ 2.100,00	\$ 2.491,83
Tangki Kondensat	1	576,10	694,98	\$391.000,00	\$ 463.954,98
Kompressor	1	576,10	694,98	\$ 5.000,00	\$ 5.932,93
Tangki Silika	1	576,10	694,98	\$ 2.100,00	\$ 2.491,83
Tangki Udara Tekan	1	576,10	694,98	\$ 2.100,00	\$ 2.491,83

## 6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk Asam Oksalat Dihidrat= 2500 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Tahun pabrik didirikan = 2027

Kurs rupiah tahun 2023 = 1US\$ = Rp. 15.369,35,-

### 6.3 Perhitungan Biaya

Untuk memperhitungkan biaya yang diperlukan dalam mendirikan suatu pabrik, diperlukan beberapa tahapan perhitungan agar pabrik tersebut dapat dikatakan layak secara ekonomis. Beberapa tahapannya antara lain:

#### 6.3.1 *Capital Investment*

*Capital investment* merupakan banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk pengoperasiannya. *Capital investment* terdiri dari beberapa biaya, antara lain:

a. *Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* (FCI) merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas yang ada dalam pabrik.

b. *Working Capital Investment*

*Working Capital Investment* (WCI) merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

#### 6.3.2 *Manufacturing Cost*

*Manufacturing Cost* merupakan jumlah yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton pada tabel 23, *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*, merupakan pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

- b. *Indirect Cost*, merupakan pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. *Fixed Cost*, merupakan biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi.

### 6.3.3 *General Expense*

*General Expense* atau pengeluaran umum meliputi beberapa pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

## 6.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan antara lain:

### 6.4.1 *Percent Return on Investment (ROI)*

*Return On Investment* atau biasa disingkat dengan ROI merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

Keuntungan dihitung berdasarkan penjualan tahunan atau *annual sales* (Sa) dan total *manufacturing cost*. Keuntungan akan dihitung sebagai komponen yang berisi pengembalian hutang selama

pembangunan pabrik. Keuntungan akan berkontribusi terhadap *cash flow* dari pabrik. Pabrik dengan resiko yang cenderung rendah memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 11%, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 44%.

#### 6.4.2 Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* atau bisa disingkat dengan POT merupakan perkiraan jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan yang diperoleh (Aries, Newton. 1954). Pabrik dengan resiko rendah memiliki nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi memiliki nilai POT maksimal 2 tahun. Untuk menghitung POT dapat menggunakan persamaan berikut.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{(\text{Profit} + \text{Depresiasi})}$$

#### 6.4.3 Break Even Point (BEP)

*Break Even Point* merupakan titik impas, dengan besarnya kapasitas produksi dapat menutupi biaya keseluruhan dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan namun tidak menderita kerugian (Peters & Timmerhaus. 2003). Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40% hingga 60%. Untuk menghitung nilai BEP, dapat menggunakan persamaan berikut.

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



Dimana:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi minimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi minimum

#### 6.4.4 Shut Down Point (SDP)

*Shut Down Point* (SDP) merupakan suatu titik dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *Fixed Cost* yang menyebabkan pabrik harus tutup (Peters & Timmerhaus. 2003). Nilai SDP menjadi suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi pada suatu pabrik. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan). Nilai SDP pada umumnya berkisar antara 20% hingga 30%. Untuk menghitung SDP dapat menggunakan persamaan berikut.

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

#### 6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

*Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) adalah *interest rate* yang diperoleh saat seluruh modal yang ada digunakan semuanya untuk proses produksi. DCF dari suatu pabrik dinilai menguntungkan jika melebihi satu setengah kali bunga pinjaman bank. DCF (i) dapat dihitung dengan metode *Present Value Analysis* dan *Future Value Analysis* (Peter & Timmerhaus. 2003).

*Present Value Analysis:*

$$(FC + WC) = \frac{C}{(1+i)} + \frac{C}{(1+i)^2} + \dots + \frac{C}{(1+i)^n} + \frac{WC}{(1+i)^n} + \frac{SV}{(1+i)^n}$$

*Future Value Analysis:*

$$(FC + WC)(1+i)^n = (WC + SV) + [(1+i)^{n-1} + \dots + 1] \times C$$

Dengan *trial solution*, diperoleh nilai  $i = \%$ .

## 6.5 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik Asam Oksalat ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan. Hasil perhitungan ditunjukkan pada Tabel 6.4 sampai dengan Tabel 6.15.

**Tabel 6.4** *Physical Plant Cost (PPC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp41.292.369.292,93	\$2.686.381,45
<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp10.323.092.323,23	\$671.595,36
<i>Installation Cost</i>	Rp6.836.158.453,50	\$444.743,90
<i>Piping Cost</i>	Rp22.885.695.945,95	\$1.488.887,90
<i>Instrumentation Cost</i>	Rp10.340.293.223,67	\$672.714,41
<i>Insulation Cost</i>	Rp1.597.208.239,92	\$103.910,50
<i>Electrical Cost</i>	Rp4.129.236.929,29	\$268.638,15
<i>Building Cost</i>	Rp465.000.000.000,00	\$30.251.772,82
<i>Land and Yard Improvement</i>	Rp290.700.000.000,00	\$18.912.237,33
<b>Total</b>	Rp853.104.054.408,50	\$55.500.881,82

**Tabel 6.5** *Direct Plant Cost (DPC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Engineering and Construction</i>	Rp170.620.810.881,70	\$11.100.176,36
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	Rp1.023.724.865.290,20	\$66.601.058,18
<b>Total</b>	Rp1.194.345.676.171,90	\$77.701.234,54

**Tabel 6. 6** *Fixed Capital Investment (FCI)*

<b>Jenis</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	Rp1.023.724.865.290,20	\$66.601.058,18
<i>Contractor's fee</i>	Rp40.948.994.611,61	\$2.664.042,33
<i>Contingency</i>	Rp255.931.216.322,55	\$16.650.264,55
<b>Total</b>	Rp1.320.605.076.224,35	\$85.915.365,05

**Tabel 6. 7** *Working Capital Investment (WCI)*

<b>Jenis</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Raw Material Inventory</i>	Rp1.099.563.802.124,70	\$71.534.955,57
<i>In Process Inventory</i>	Rp623.614.313.935,37	\$40.570.835,60
<i>Product Inventory</i>	Rp2.672.632.774.008,71	\$173.875.009,69
<i>Extended Credit</i>	Rp1.028.576.083.333,33	\$66.916.666,67
<i>Available Cash</i>	Rp2.672.632.774.008,71	\$173.875.009,69
<b>Total</b>	Rp8.097.019.747.410,81	\$526.772.477,22

**Tabel 6. 8** *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

<b>Jenis</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Raw Material</i>	Rp25.918.289.621.510,90	\$1.686.181.095,67
<i>Labor</i>	Rp17.406.600.000,00	\$1.132.431,20
<i>Supervision Cost</i>	Rp1.740.660.000,00	\$113.243,12
<i>Maintenance Cost</i>	Rp79.236.304.573,46	\$5.154.921,90
<i>Plant Supplies Cost</i>	Rp11.885.445.686,02	\$773.238,29
<i>Royalty and Patents Cost</i>	Rp339.430.107.500,00	\$22.082.500,00
<i>Utilities</i>	Rp1.162.294.990.116	\$75.616.094,60
<i>Wastewater Treatment Plant</i>	Rp1.311.988	\$85,35
<b>Total</b>	Rp27.530.282.417.448,80	\$1.791.053.439,43

**Tabel 6. 9** *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

<b>Jenis</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.610.990.000,00	\$169.864,68
<i>Laboratory Cost</i>	Rp1.740.660.000,00	\$113.243,12
<i>Plant Overhead Cost</i>	Rp8.703.300.000,00	\$566.215,60
<i>Shipping and Packaging</i>	Rp1.697.150.537.500,00	\$110.412.500,00
<b>Total</b>	Rp1.710.205.487.500,00	\$111.261.823,40

Tabel 6. 10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	Rp132.060.507.622,44	\$8.591.536,51
<i>Property Taxes</i>	Rp13.206.050.762,24	\$859.153,65
<i>Insurance Cost</i>	Rp13.206.050.762,24	\$859.153,65
<i>Manufacturing Cost</i>	Rp158.472.609.146,92	\$10.309.843,81
<b>Total</b>	Rp132.060.507.622,44	\$8.591.536,51

Tabel 6. 11 *General Expense (GE)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	Rp881.968.815.422,87	\$57.378.753,20
<i>Sales Expense</i>	Rp1.469.948.025.704,79	\$95.631.255,33
<i>Research</i>	Rp1.028.963.617.993,35	\$66.941.878,73
<i>Finance</i>	Rp188.352.496.472,70	\$12.253.756,85
<i>General Expense (GE)</i>	Rp3.569.232.955.593,72	\$232.205.644,11
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		
+ <i>General Expense (GE)</i>	Rp32.968.193.469.689,5	\$2.144.830.750,74

Tabel 6. 12 *Analisa Keuntungan*

Jenis	Biaya (Rp)
Total Penjualan	Rp 33.943.010.750.000,00
Total Produksi	Rp 32.968.193.469.689,50
Total Keuntungan	Rp974.817.280.310,527
Keuntungan setelah pajak dikurangi dengan pajak 30%	Rp682.372.096.217,37

## 6.6 Hasil Analisa Kelayakan

### 6.6.1 *Return on Investment (ROI)*

Dari hasil analisa, diperoleh nilai ROI antara lain sebagai berikut:

ROI sebelum pajak = 73,83 %

ROI setelah pajak = 51,67 %

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

Dari hasil analisa, diperoleh nilai POT antara lain sebagai berikut:

POT sebelum pajak = 1,19 tahun

POT setelah pajak = 1,62 tahun

### 6.6.3 Break Even Point (BEP)

**Tabel 6. 13 Annual Fixed Cost (Fa)**

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	Rp132.060.507.622,44	\$8.591.536,51
<i>Property Taxes</i>	Rp13.206.050.762,24	\$859.153,65
<i>Insurance</i>	Rp13.206.050.762,24	\$859.153,65
<b>Total</b>	Rp158.472.609.146,92	\$10.309.843,81

**Tabel 6. 14 Annual Regulated Cost (Ra)**

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Labor Cost</i>	Rp17.406.600.000,00	\$1.132.431,20
<i>Payroll Overhead</i>	Rp2.610.990.000,00	\$169.864,68
<i>Supervision Cost</i>	Rp1.740.660.000,00	\$113.243,12
<i>Plant Overhead</i>	Rp8.703.300.000,00	\$566.215,60
<i>Laboratorium Cost</i>	Rp1.740.660.000,00	\$113.243,12
<i>General Expense (GE)</i>	Rp3.569.232.955.593,72	\$232.205.644,11
<i>Maintenance Cost</i>	Rp79.236.304.573,46	\$5.154.921,90
<i>Plant Supplies</i>	Rp11.885.445.686,02	\$773.238,29
<b>Total</b>	Rp3.692.556.915.853,20	\$239.455.563,73

**Tabel 6. 15 Annual Variable Cost (Va)**

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Cost</i>	Rp25.918.289.621.510,90	\$1.686.181.095,67
<i>Royalties and Patent</i>	Rp1.697.150.537.500,00	\$110.412.500,00
<i>Utilities Cost</i>	Rp1.162.293.678.178	\$75.616.009,25
<i>Packaging and Shipping</i>	Rp339.430.107.500,00	\$22.082.500,00
<b>Total</b>	Rp29.117.163.944.689,40	\$1.894.292.104,92

Total penjualan yang diperoleh sebesar = Rp33.943.010.750.000,00

Maka diperoleh untuk BEP sebesar:

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

$$= 56,50 \%$$

#### 6.6.4 Shut Down Point (SDP)

Dari hasil analisa, diperoleh nilai SDP sebesar:

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \\ &= 49,43 \% \end{aligned}$$

#### 6.6.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik (n) = 10 tahun

SV (Depresiasi) = Rp132.060.507.622,44

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow} &= \text{Annual profit} + \text{Depreciation} + \text{Finance} \\ &= (\text{Rp } 682.372.096.217,37) + (\text{Rp } \\ &\quad 132.060.507.622,44) + (\text{Rp}188.352.496.472,70) \\ &= \text{Rp. } 1.002.785.100.312,51 \end{aligned}$$

Maka, untuk memperoleh nilai DCFR dapat menggunakan persamaan berikut.

$$(FC + WC)(1 + i)^n = (WC + SV) + [(1 + i)^{n-1} + \dots + 1] \times C,$$

dengan  $i = 11 \%$

### 6.7 Analisa Resiko Pabrik

Untuk mendirikan suatu pabrik, resiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut memiliki resiko yang rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Adapun parameter untuk menentukan pabrik Asam Oksalat Dihidrat yang akan berdiri. Parameter yang digunakan dapat dilihat pada Tabel 6.16.

Tabel 6. 16 Parameter Resiko Pabrik.

Parameter Resiko	Deskripsi	Risk	
		Low	High
Kondisi Operasi	Suhu tertinggi: 55 <sup>0</sup> C Tekanan tertinggi: 1 atm	✓	
Karakteristik Bahan Baku dan Produk	Bahan Baku Glukosa	✓	
	- Memiliki tingkat bahaya rendah - Tidak mudah terbakar - Tidak menyebabkan iritasi kulit atau mata.		
	Asam Nitrat		✓
	- Dapat menyebabkan iritasi kulit. - Dapat menyebabkan kerusakan mata - Dapat merusak logam.		
	Produk Asam Oksalat Dihidrat		✓
	- Memiliki tingkat bahaya tinggi - Dapat menyebabkan iritasi pada kulit dan mata serta saluran pernafasan yang serius		

Berdasarkan beberapa parameter di atas yaitu dari sisi kondisi operasi, sifat atau karakteristik bahan baku serta produk, dan sumber bahan baku, pabrik ini tergolong memiliki resiko yang rendah (*low risk*).

## 6.8 Analisa Kelayakan

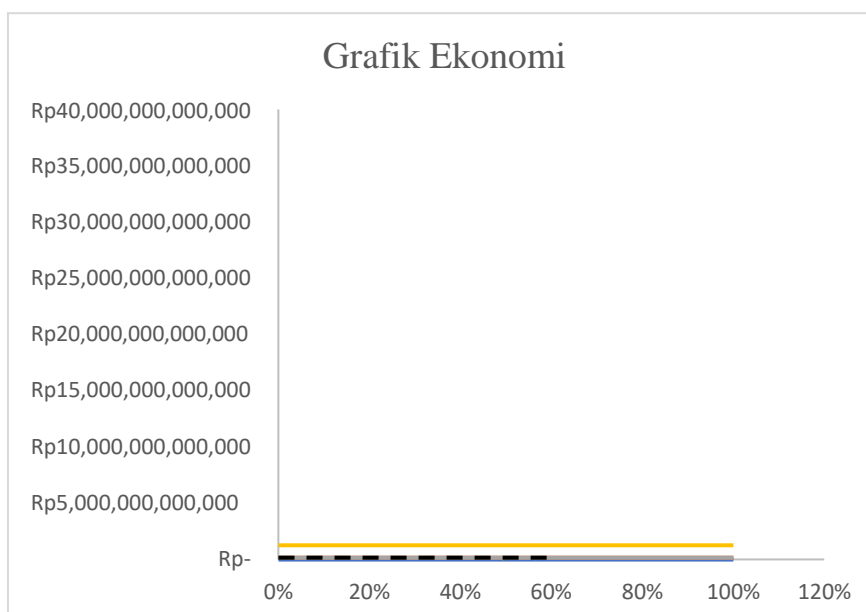
Berdasarkan Tabel 6.17, analisa kelayakan ekonomi pada pabrik Asam Oksalat Dihidrat memenuhi semua parameter kelayakan ekonomi. Dari hasil analisis ekonomi pabrik dan analisis resiko tersebut, dapat disimpulkan

bahwa pabrik yang akan berdiri termasuk ke dalam pabrik yang memiliki resiko rendah (*low risk*).

**Tabel 6. 17 Analisa kelayakan**

Parameter	Terhitung	Keterangan
ROI sebelum pajak	73,82 %	Dari Aries dan Newton, pabrik <i>industrial chemical</i> dengan resiko rendah dikatakan layak jika minimal ROI sebelum pajak sebesar 11%. Jadi dapat disimpulkan bahwa ROI pabrik ini memenuhi persyaratan untuk disebut layak.
POT sebelum pajak	1,19 tahun	Dan juga dikutip dari buku Aries dan Newton, untuk pabrik <i>Industrial chemicals</i> memiliki nilai maksimal 5 tahun untuk <i>low risk</i> . Jadi dapat disimpulkan bahwa POT pabrik ini masih belum memenuhi persyaratan untuk disebut layak.
BEP	56,50%	Menurut Aries dan Newton, nilai BEP di-rentang angka dari 40% hingga 60%. Nilai tersebut sudah memenuhi persyaratan untuk disebut layak.
SDP	49,43%	Nilai SDP dari hasil perhitungan memenuhi kriteria (karena nilai SDP nilai minimal 20% dan maksimal 50%).
DCFR	11%	Diketahui suku bunga bank sebesar 5,50%. Dari perhitungan didapatkan suku bunga bank minimum sebesar 8,25%. Sehingga, perhitungan DCF yang telah didapatkan di atas nilai minimum.

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian pabrik dapat dipahami melalui grafik *Break Even Point* berikut.



**Gambar 6. 2 Grafik Analisa Ekonomi**



## BAB VII

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 7.1 Kesimpulan

- a. Alasan pendirian pabrik *Oxalic Acid Dihydrate* dari *Glucose* dan *Nitric Acid* dengan kapasitas 2.500 ton/tahun adalah kebutuhan bahan kimia *oxalic acid* yang makin naik tiap tahunnya dan masih belum di produksi di dalam negeri, dengan begitu dapat mengurangi ketergantungan impor *oxalic acid*. Disisi lain juga untuk meningkatkan pemasukan negara dengan melakukan produksi & mengimpornya.
- b. Pabrik *Oxalic Acid Dihydrate* dari *Glucose* dan *Nitric Acid* dengan kapasitas 2.500 ton/tahun membutuhkan bahan baku berupa Nitric Acid dengan jumlah sebesar 247,5 kg/jam dan Glucose sebesar 1903,84 kg/jam.
- c. Pabrik *oxalic acid* dirancang dengan bentuk Perseroan Terbatas yang beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan akan didirikan pada tahun 2027 di Lampung Selatan dengan luas tanah 34200 m<sup>2</sup> dan luas bangunan 31000 m<sup>2</sup> yang jumlah karyawannya sebanyak 146 orang.
- d. Berdasarkan perhitungan utilitas yang dilakukan terhadap kebutuhan air, listrik dan *steam* didapat bahwa kebutuhan air pabrik secara keseluruhan sebesar 708,58 kg/jam yang terbagi sesuai dengan kebutuhan pabrik, meliputi :
  1. Kebutuhan media pendingin sebesar 7,28 kg/jam,

2. Kebutuhan media *steam* sebesar 67,71 kg/jam,
  3. Kebutuhan air umum sebesar 633,58 kg/jam.
  4. Kebutuhan untuk bahan bakar sebesar 2.230,97 liter/jam.
- e. Ditinjau dari proses produksi, sifat bahan baku, kondisi operasi dan evaluasi ekonomi, maka pabrik *oxalic acid dihydrate* dari *nitric acid* dan *glucose* tergolong pada pabrik dengan resiko yang rendah (*low risk*).
- f. Dari hasil analisa ekonomi pada pabrik asam oksalat dihidrat dengan kapasitas 2.500 ton/tahun dapat dilihat pada Tabel di bawah ini :

**Tabel 7.1 Evaluasi Ekonomi**

<b>Keterangan</b>	<b>Terhitung</b>	<b>Persyaratan</b>
ROI sebelum pajak	73,70%	ROI sebelum pajak minimum 11% dan maksimum 44%
ROI setelah pajak	51,59%	
POT sebelum pajak	1,19 tahun	POT sebelum pajak rendah 2 tahun dan tinggi 5 tahun
POT setelah pajak	1,62 tahun	
BEP	56,52%	40% hingga 60%
SPD	49,44%	> 20%
DCFR	11,55%	Minimum 1,5 dari bunga bank

Berdasarkan hasil analisa di atas, dapat ditarik kesimpulan bahwa pabrik asam oksalat dihidrat dari asam nitrat dan glukosa dengan kapasitas 2.500 ton/tahun layak untuk didirikan.

## 7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahan dalam konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

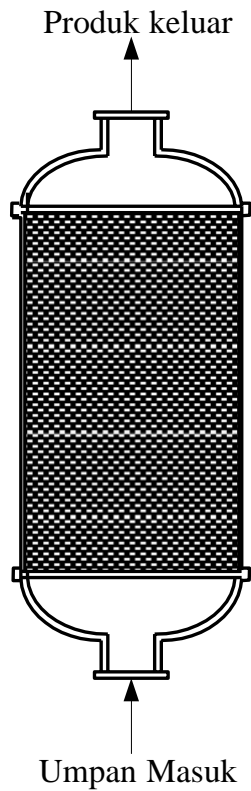
- a. Optimasi pemilihan seperti alat proses, alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang di peroleh.
- b. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
- c. Pabrik asam oksalat dihidrat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., and R. D. Newton. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw Hill Book Company.
- Badan Pusat Statistik. 2018. Statistic Indonesia. [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id). Diakses pada 17 Oktober 2022 pukul 15.00 WIB
- Brown, G. G. 1973. *Unit Operations*. Modern Asia ed. Tokyo, Japan: Tuttle Company Inc. Brownell, L. E., and E. H. Young. 1979. *Equipment Design*. New Delhi: Wiley Eastern Limited
- Bussiness, ICIS Chemical. 2013. *Tabel Kapasitas Pabrik Minimal*. Diakses 27 Maret 2023 di <http://www.scribd.com/document/332982809/BAB-I>.
- Burdick, Edward. 2018 *Process for production of Alkyl Acrylates*. United States. TheInterscience Encyclopedia
- Chopey, N. P., and G. H. Tyler. 1994. *Chemical Engineering Calculations*, 4<sup>th</sup> ed. New York: The McGraw – Hill Companies, Inc.
- Coulson, J. M., and J. F. Richardson. 1983. *Chemical Equipment Design*, Vol.6. New York: John Wiley and Sons. Inc.
- Geankoplis, C. J. 1978. *Transport Processes and Unit Operations*, 3<sup>rd</sup> ed. Englewood Cliffs, New Jersey: Prentice-Hall International, inc.
- Ghoshna, Jyoti. Amit Keshav. 2015. *Experimental and Kinetic Study of Esterification of Acrylic Acid with Ethanol Using Homogeneous Catalyst*. Raipur Chhattisgarh India

- Hart, Harold. 1990. *Kimia Organik Suatu Kuliah Singkat*, Edisi 6. Jakarta: Erlangga.
- Hershberger et al. 2005. *United States Patent Application Publication*. United States of America.
- Independent Chemical Information services. 2020. *Petrochemical*. <http://www.icis.com> diakses pada 22 Juli 2023 pukul 17.00 wib
- Kern, D. Q. 1983. *Process Heat Transfer*. New York: Mc Graw Hill Book Co. Ltd.
- Kirk, R. E., and D. F. Othmer. 1979. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*. Vol III, XV. Vol. 3. New York: John Willey and Sons Inc.
- Matche equipment cost. <http://www.matche.com/EquioCost> Diakses pada 20 September 2023 pukul 18.00 WIB.
- McCabe, W. L. and J. C. Smith. 1976. *Unit Operation of Chemical Engineering*, 3<sup>rd</sup> ed. Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha, Ltd.
- Perry, R.H. and D. W. Green. 1997, *Perry's Chemical Engineering Handbooks*, 7<sup>th</sup> edition, McGraw Hill Book Co., New York.
- Smith, J. M., and H. C. Van Ness. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 4<sup>th</sup> ed. Singapore: McGraw Hill Book Company.
- M. Guru, A.Y. Bigelsu, V. Pamuk. 2001. *Production of Oxalic Acid from Sugar beet Molasses by Formed Nitrogen Oxides Kinetics*
- Walas, S. M. 1988. *Chemical Process Equipment*. New York : Butterworth Publishers, Reed Publishing Inc,
- Yaws, Carl. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York : McGraw-Hill.

**LAMPIRAN A**  
**PERANCANGAN REAKTOR**



Tugas : Tempat Berlangsungnya reaksi antara Glukosa dan Asam Nitrat  
untuk membentuk Asam Oksalat

Bentuk : Single Bed Katalitik Reaktor

Fase : Cair-cair

Kondisi operasi : - T = 55 °C

- P = 1 atm

Katalis :  $V_2O_5$

### **Uraian Proses**

Menurut studi yang dilakukan oleh M Guru, AY Bilgesu, V Pamuk yang dimuat di jurnal “ *production of oxalic acid from sugar beet molasses by formed*

*nitrogen oxides kinetics*“ (2001), kondisi operasi reaksi pembuatan Propilen Oksida dari Propilen dan TBHP adalah :

Suhu	: 55 °C
Fase	: Cair
Katalisator	: Vanadium Oxide (V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )
Bentuk	: Padat kristal
Diameter	: 0,4762 cm
$\rho_{\text{bulk}}$	: 0,4 gram/cm <sup>3</sup>
$\varepsilon$ (porositas)	: 0,38
Konversi	: 76 %

Reaktor beroperasi secara *isothermal*. Reaktan masuk pada suhu 55 °C dan tekanan 1 atm. Konversi yang dicapai adalah 76 %.

#### A. Menentukan Jenis Reaktor

Reaktor yang dipilih adalah jenis *Single bed Reactor* dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Reaksi cair-cair dengan katalis padat
2. Kenaikan suhu selama reaksi berlangsung masih dalam interval suhu reaksi sehingga reaktor tidak memerlukan sistem khusus untuk perpindahan panas.
3. Paling ekonomis untuk reaksi dengan katalis heterogen.
4. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari cairan keluar reaktor



5. Umur katalis yang relatif lama.
6. Konstruksi Reaktor lebih sederhana dibandingkan *fluidized bed reactor* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya lebih murah.

Asumsi :

1. Reaktor *single bed* dengan diameter besar dan diisolasi sempurna, sehingga panas yang hilang ke sekeliling kecil, dapat dianggap adiabatik.
2. Gradien konsentrasi dan suhu ke arah radial relatif kecil (asumsi beda suhu dan konsentrasi hanya ke arah memanjang/longitudinal)
3. Dengan kecepatan aliran cairan besar dan tumpukan katalisator tebal, maka dispersi aksial untuk panas dan massa dapat diabaikan.

## B. Menentukan Kondisi Umpan

Kondisi campuran cairan yang bereaksi di dalam reaktor mengalami perubahan untuk tiap *increment* panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran cairan adalah :

1. Menghitung Berat Molekul Cairan

Komponen	BM
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	180
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98
HNO <sub>3</sub>	63
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	90
H <sub>2</sub> O	18
NO	30

Berat Molekul (BM) campuran dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\text{BM campuran} = \sum_{i=1}^N (\text{BM}_i \cdot X_i)$$

Dengan :

$\text{BM}_i$  : berat molekul komponen i, kg/kmol

$X_i$  : fraksi mol komponen i

## 2. Menghitung Kapasitas Panas ( $C_p$ )

Kapasitas panas dihitung dengan menggunakan persamaan dari Yaws, 1999 sebagai berikut :

$$C_{pi} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\Delta C_p = \Delta A + \Delta B T + \Delta C T^2 + \Delta D T^3$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T \Delta C_p dT &= \int_{T_{ref}}^T \Delta A dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta B T dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta C T^2 dT + \int_{T_{ref}}^T \Delta D T^3 dT \\ &= \Delta A T + \frac{\Delta B}{2} T^2 + \frac{\Delta C}{3} T^3 + \frac{\Delta D}{4} T^4 \end{aligned}$$

$$C_p \text{ campuran} = \sum (C_{pi} \cdot X_i)$$

A,B,C,D : konstanta (Yaws, 1999)

T : temperatur, °K

$C_{pi}$  : kapasitas panas komponen i, kJ/kmol.°K

$X_i$  : fraksi mol komponen i

(Yaws, 1999)

## 3. Menghitung Viskositas ( $\mu$ )

Viskositas cairan juga dihitung dari persamaan di Yaws, 1999, yaitu :

$$\text{Log } \mu_i = A + B/T + CT + DT^2$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum (x_i / \mu_i)}$$

dengan :

A,B,C,D : konstanta

T : temperatur, °K

$\mu_i$  : viskositas komponen i, centipoise

$x_i$  : fraksi massa komponen i

(Yaws, 1999)

#### 4. Menghitung densitas ( $\rho$ )

Densitas cairan dihitung dari persamaan Yaws, yaitu :

$$\rho = A.B^{-(T/T_c)^n}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum_{i=1}^N \frac{x_i}{\rho_i}}$$

Dengan :

$\rho$  : densitas komponen i, kg/m<sup>3</sup>

A,B,n : konstanta

T : Temperatur, K

$T_c$  : Temperatur kritis komponen

$x_i$  : fraksi massa komponen i

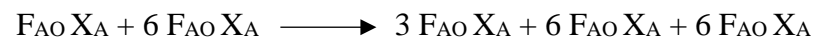
### C. Menyusun Persamaan Reaksi



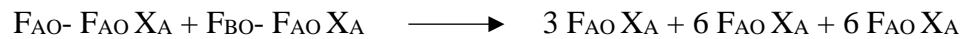
**A**
**B**
**C**
**D**
**E**

Mula-mula :  $F_{AO} F_{BO}$

Bereaksi :



Akhir :



Persamaan kecepatan reaksi :

Reaksi dianggap berorde 1 secara keseluruhan.

$$-r_a = k \times C_a$$

Data :

$$C_{a0} = 0,144 \text{ kmol/m}^3$$

$$k = 0,00862 \text{ min}^{-1} X_a$$

$$= 0,76$$

$$C_a = C_{a0} \times (1 - X_a)$$

$$= 0,0348 \text{ kmol/m}^3$$

Maka,

$$-r_a = k \cdot C_a$$

$$-r_a = 0,00862 \times 0,0348$$

$$-r_a = 0,00029$$

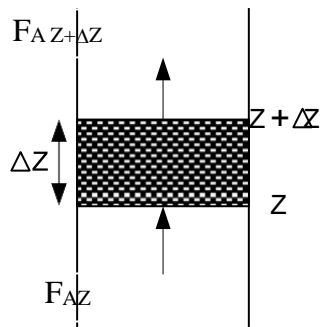
Nilai-nilai tersebut terdapat pada jurnal yang berjudul *production of oxalic acid from sugar beet molasses by formed nitrogen oxides kinetics* (2001).

#### D. Menghitung Neraca massa Komponen pada reaktor

Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran sepanjang Reaktor dianggap *plug flow*,
2. Gradien konsentrasi kearah radial diabaikan
3. *Steady state*

Ditinjau elemen volume pada reaktor setebal  $\Delta Z$



$$\text{Elemen volume} : \frac{\pi}{4} \times (\text{ID})^2 \times \Delta Z$$

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

$$F_{A_Z} - F_{A_{Z+\Delta Z}} - (r_A V) = 0$$

$$F_{A_Z} - F_{A_{Z+\Delta Z}} - (r_A \cdot \rho_{\text{bulk}} \cdot A \cdot \Delta Z) = 0 \quad F_{A_Z} - F_{A_{Z+\Delta Z}} - \left(\frac{\pi}{4} \cdot \text{ID}^2\right) \Delta Z \cdot \rho_{\text{bulk}} (r_A) = 0$$

Kedua ruas dibagi dengan  $\Delta Z$ , sehingga :

$$\frac{F_{A_{Z+\Delta Z}} - F_{A_Z}}{\Delta Z} = -\frac{\pi}{4} \cdot \text{ID}^2 \cdot \rho_{\text{bulk}} \cdot (r_A)$$

Diambil limit  $\Delta Z$  mendekati nol, sehingga :

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{Az+\Delta z} - F_{Az}}{\Delta Z} = -\frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \rho_{\text{bulk}} \cdot (r_A)$$

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

Dengan :

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = -F_{A0} dX_A$$

persamaan diferensial diatas menjadi :

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} = (-r_A) \cdot \rho_{\text{bulk}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot \rho_{\text{bulk}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2}{F_{A0}}$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{\pi \cdot (ID)^2 \cdot \rho_{\text{bulk}}}{4 F_{A0}}$$

$$\frac{\left( C_{Pr} C_{BHP} - \frac{C_{PO} C_{TBA}}{K_E} \right)}{\left( 1 + K_{Pr} C_{Pr} + K_{BHP} C_{BHP} + K_{PO} C_{PO} + K_{TBA} C_{TBA} \right)^3}$$

Dengan :

A : luas penampang reaktor , m<sup>2</sup>

$\rho_{\text{bulk}}$  : *bulk density* dari katalisator, kg/m<sup>3</sup>

ID : diameter dalam reaktor , m

$F_{A0}$  : Laju alir  $C_3H_6$  mula-mula, kmol/jam

$Z$  : Panjang Bed dihitung dari bawah

$(-r_A)$  : kecepatan reaksi , kmol/j kg katalis

$\frac{dX_A}{dZ}$  : konversi tiap increment panjang reaktor

### E. Menghitung Neraca Panas Komponen pada reaktor

Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran sepanjang Reaktor dianggap *plug flow*,
2. Gradien konsentrasi ke arah radial diabaikan
3. *Steady state*

Neraca panas fase cair pada elemen volume setebal  $\Delta Z$

*(rate of input) – (rate of output) + heat of reaction = (rate of acc.)*

$$\sum (F_i H_{fi})_Z - \sum (F_i H_{fi})_{Z+\Delta Z} - (\Delta H_R^o \rho_{\text{bulk}} (-r_A) A \Delta Z = 0$$

Kedua ruas di bagi  $\Delta Z$  :

$$\frac{\sum (F_i H_{fi})_{Z+\Delta Z} - \sum (F_i H_{fi})_Z}{\Delta Z} + (\Delta H_R^o \rho_{\text{bulk}} (-r_A) A = 0$$

Jika diambil  $\Delta z \rightarrow 0$  maka :

$$\frac{d}{dz} \sum (F_i H_{fi}) + (\Delta H_R^o \rho_{\text{bulk}} (-r_A) A = 0$$

$$\sum \left( F_i \frac{dH_{fi}}{dZ} \right) + \sum \left( H_{fi} \frac{dF_i}{dZ} \right) + (\Delta H_R^o \rho_{\text{bulk}} (-r_A) A = 0$$

$$\sum \left( F_i C_{p,i} \frac{dT}{dZ} \right) + \left( H_{f_A} \frac{dF_A}{dZ} + H_{f_B} \frac{dF_B}{dZ} + H_{f_C} \frac{dF_C}{dZ} + H_{f_D} \frac{dF_D}{dZ} + H_{f_E} \frac{dF_E}{dZ} \right) + (\Delta H_R^o \rho_{\text{bulk}} (-r_A) A = 0$$



$$\sum \left( F_i C_{p_i} \frac{dT}{dZ} \right) + \left( -H_{f_A} F_{A_0} \frac{dX_A}{dZ} - H_{f_B} F_{A_0} \frac{dX_A}{dZ} + H_{f_C} F_{C_0} \frac{dX_A}{dZ} + H_{f_D} F_{A_0} \frac{dX_A}{dZ} \right) + (\Delta H_R^\circ) F_{A_0} \frac{dX_A}{dZ} = 0$$

$$\sum \left( F_i C_{p_i} \frac{dT}{dZ} \right) + \left( -H_{f_A} - H_{f_B} + H_{f_C} + H_{f_D} + \Delta H_R^\circ \right) F_{A_0} \frac{dX_A}{dZ} = 0$$

Jika  $\Delta H_R = \Delta H_R^\circ + (H_{f_D} + H_{f_C} - H_{f_A} - H_{f_B})$

$$\sum \left( F_i C_{p_i} \frac{dT}{dZ} \right) + \Delta H_R F_{A_0} \frac{dX_A}{dZ} = 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) F_{A_0} \frac{dX_A}{dZ}}{\sum F_i C_{p_i}}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) F_{A_0} \frac{dX_A}{dZ}}{\sum F_i C_{p_i}}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) F_{A_0} \frac{dX_A}{dZ}}{\sum F_i C_{p_i}}$$

$$dT = (F_A C_{p_A} + F_B C_{p_B} + F_C C_{p_C} + F_D C_{p_D}) dZ$$

$\Delta H_R$  : Entalpi reaksi, kJ/kmol

T : Temperatur, K

$F_i$  : kecepatan aliran massa komponen i, kmol/jam

$C_{p_i}$  : kapasitas panas komponen i, kJ/kmol.K

#### F. *Pressure Drop* pada elemen volume setebal $\Delta Z$

Untuk menghitung pressure drop dalam reaktor digunakan persamaan

Ergun:

$$f_k = 1,75 + 150 \left( \frac{1 - \varepsilon}{D_p G \mu} \right)$$

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{f_k G^2 (1-\varepsilon)}{D_p \rho g_c \left( \frac{\varepsilon^3}{\varepsilon^3} \right)}$$

Keterangan:

$\varepsilon$  : porositas

$D_p$  : diameter katalis, m

$G$  : kecepatan massa per satuan luas =  $U_s \times \rho$ ,  $\text{kg/m}^2\text{s}$

$U_s$  : Kecepatan linear cairan, m/s

$\rho$  : massa jenis cairan,  $\text{kg/m}^3$

$\mu$  : viskositas cairan,  $\text{kg/m.s}$  (Rase,1977)

Persamaan neraca massa, neraca panas dan *pressure drop* diselesaikan secara simultan dengan program Matlab menggunakan fungsi ode 45. Dari Program diperoleh data sebagai berikut :

$Z = 1,3939 \text{ m}$

$X = 0,76$

$T = 328 \text{ }^\circ\text{K} = 55 \text{ }^\circ\text{C}$

$P_o = 1 \text{ atm}$

$P = 0,9983 \text{ atm}$

$\Delta P = 0,0017 \text{ atm}$

$ID = 0,8 \text{ m}$

-----

-----  
% KOMPONEN UTAMA

```

%   A : C6H12O6           (GLUKOSA)
%   B : HNO3             (ASAM NITRAT)
%   C : C2H2O4           (ASAM OKSALAT)
%   D : NO               (NITROGEN MONOKSIDA)
%   E : H2O              (AIR)
%-----
% REAKSI
%   A           B           C           D
%   C6H12O6 + 6HNO3 -----> 3C2H2O4 + 6NO
% +6H2O
%-----
% DATA UMPAN REAKTOR
%   Xo = 0;                % konversi
mula-mula
%   To = 55+273.15;        % suhu
mula-mula masuk reaktor (K)
%   Po = 1;                % Tekanan
mula-mula masuk reaktor (atm)
%   FAo= 1.1;              % laju mol Propilen
masuk reaktor (kmol/jam)
%   FBo= 19.64286;        % laju mol TBHP
masuk reaktor (kmol/jam)
%   FEO= 0;                % laju mol Propana
masuk reaktor (kmol/jam)
%   FDo= 0;
%   FCo= 0;
%-----
% DATA OPERASIONAL
%   Tr = 298.15 ;         % suhu
referensi (K)
%   DHRO = -319.187;     %
entalpi reaksi standard (kj/kmol)
%   ID = 0.8 ;           %
diameter dalam reaktor (m)
%   Ap = (pi*ID^2)/4 ;   % luas
penampang reaktor (m^2)
%-----
%-----

```

```

%Data katalis :
%Katalis yang digunakan Molybdenum Trioxide (MoO3)
%Tipe : bola
    Dp = 0.004762 ; %
diameter butir katalis (m)
    eps = 0.38; %
porositas
    rho_bulk = 4000 ; % rapat
massa katalis (kg/m^3)
%-----
% MENYUSUN PD SIMULTAN
    Zo = linspace(0,3.0,100); % baris ke 0
sampai 9
    Yo = [Xo To Po]';
    [Z,Y]=ode45('propylene_oxide',Zo,Yo);
    X=Y(:,1);
    T=Y(:,2);
    P=Y(:,3);
% -----
% -----

disp('3 ');
disp('=====');
disp('=====');
disp(' Tinggi Konversi Temperatur
Tekanan ');
disp(' (m) (X) (K)
(atm) ');
disp('=====');
disp('=====');
for i=1:100
fprintf('%8.4f %10.4f %14.4f %15.4f\n',[Z(i) X(i)
T(i) P(i) ]);
end
disp('=====');
disp('=====');

figure(1)
plot(Z,X,'black-')
title('Distribusi Konversi')
xlabel('Panjang (m)')

```

```
ylabel('Konversi')
```

```
figure(2)
plot(Z,T,'black-')
title('Distribusi Temperature')
xlabel('Panjang (m)')
ylabel('Temperature (K)')
```

```
figure(3)
plot(Z,P,'black-')
title('Distribusi Tekanan')
xlabel('Panjang (m)')
ylabel('Tekanan (atm)')
```

```
=====
```

Tinggi	Konversi	Temperatur	Tekanan
(m)	(X)	(K)	(atm)

```
=====
```

0.0000	0.0000	328.1500	1.0000
0.0303	0.0166	328.1546	1.0000
0.0606	0.0332	328.1593	0.9999
0.0909	0.0498	328.1639	0.9999
0.1212	0.0664	328.1686	0.9999
0.1515	0.0831	328.1732	0.9998
0.1818	0.0997	328.1778	0.9998
0.2121	0.1163	328.1825	0.9997
0.2424	0.1329	328.1871	0.9997
0.2727	0.1495	328.1918	0.9997
0.3030	0.1661	328.1964	0.9996

0.3333	0.1827	328.2010	0.9996
0.3636	0.1993	328.2057	0.9996
0.3939	0.2160	328.2103	0.9995
0.4242	0.2326	328.2149	0.9995
0.4545	0.2492	328.2196	0.9995
0.4848	0.2658	328.2242	0.9994
0.5152	0.2824	328.2289	0.9994
0.5455	0.2990	328.2335	0.9993
0.5758	0.3156	328.2381	0.9993
0.6061	0.3322	328.2428	0.9993
0.6364	0.3488	328.2474	0.9992
0.6667	0.3655	328.2521	0.9992
0.6970	0.3821	328.2567	0.9992
0.7273	0.3987	328.2613	0.9991
0.7576	0.4153	328.2660	0.9991
0.7879	0.4319	328.2706	0.9991
0.8182	0.4485	328.2753	0.9990
0.8485	0.4651	328.2799	0.9990
0.8788	0.4817	328.2845	0.9989
0.9091	0.4984	328.2892	0.9989
0.9394	0.5150	328.2938	0.9989
0.9697	0.5316	328.2985	0.9988
1.0000	0.5482	328.3031	0.9988

1.0303	0.5648	328.3077	0.9988
1.0606	0.5814	328.3124	0.9987
1.0909	0.5980	328.3170	0.9987
1.1212	0.6146	328.3216	0.9987
1.1515	0.6312	328.3263	0.9986
1.1818	0.6479	328.3309	0.9986
1.2121	0.6645	328.3356	0.9985
1.2424	0.6811	328.3402	0.9985
1.2727	0.6977	328.3448	0.9985
1.3030	0.7143	328.3495	0.9984
1.3333	0.7309	328.3541	0.9984
1.3636	0.7475	328.3588	0.9984
1.3939	0.7641	328.3634	0.9983
1.4242	0.7807	328.3680	0.9983
1.4545	0.7974	328.3727	0.9983
1.4848	0.8140	328.3773	0.9982
1.5152	0.8306	328.3820	0.9982
1.5455	0.8472	328.3866	0.9981
1.5758	0.8638	328.3912	0.9981
1.6061	0.8804	328.3959	0.9981
1.6364	0.8970	328.4005	0.9980
1.6667	0.9136	328.4052	0.9980
1.6970	0.9303	328.4098	0.9980

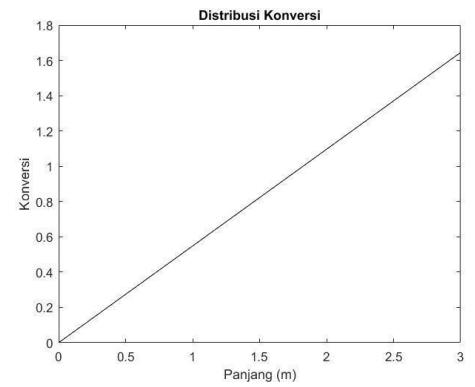
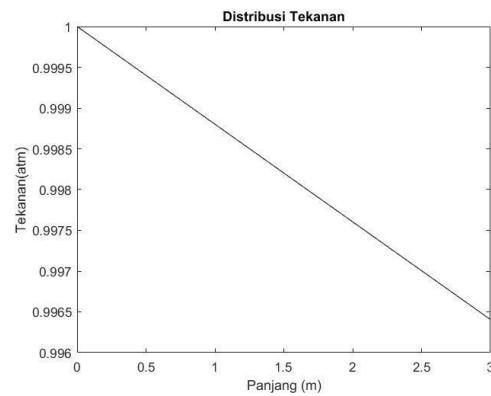
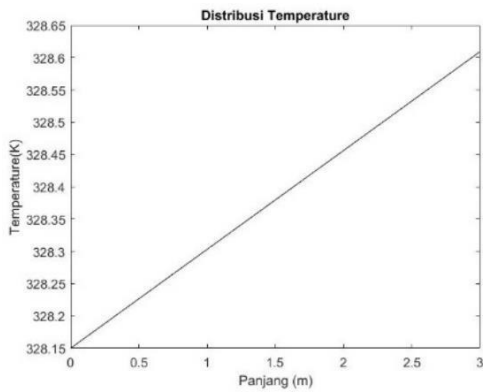
1.7273	0.9469	328.4144	0.9979
1.7576	0.9635	328.4191	0.9979
1.7879	0.9801	328.4237	0.9979
1.8182	0.9967	328.4283	0.9978
1.8485	1.0133	328.4330	0.9978
1.8788	1.0299	328.4376	0.9977
1.9091	1.0465	328.4423	0.9977
1.9394	1.0631	328.4469	0.9977
1.9697	1.0798	328.4515	0.9976
2.0000	1.0964	328.4562	0.9976
2.0303	1.1130	328.4608	0.9976
2.0606	1.1296	328.4655	0.9975
2.0909	1.1462	328.4701	0.9975
2.1212	1.1628	328.4747	0.9975
2.1515	1.1794	328.4794	0.9974
2.1818	1.1960	328.4840	0.9974
2.2121	1.2127	328.4887	0.9973
2.2424	1.2293	328.4933	0.9973
2.2727	1.2459	328.4979	0.9973
2.3030	1.2625	328.5026	0.9972
2.3333	1.2791	328.5072	0.9972
2.3636	1.2957	328.5118	0.9972
2.3939	1.3123	328.5165	0.9971



2.4242	1.3289	328.5211	0.9971
2.4545	1.3455	328.5258	0.9971
2.4848	1.3622	328.5304	0.9970
2.5152	1.3788	328.5350	0.9970
2.5455	1.3954	328.5397	0.9970
2.5758	1.4120	328.5443	0.9969
2.6061	1.4286	328.5490	0.9969
2.6364	1.4452	328.5536	0.9968
2.6667	1.4618	328.5582	0.9968
2.6970	1.4784	328.5629	0.9968
2.7273	1.4951	328.5675	0.9967
2.7576	1.5117	328.5722	0.9967
2.7879	1.5283	328.5768	0.9967
2.8182	1.5449	328.5814	0.9966
2.8485	1.5615	328.5861	0.9966
2.8788	1.5781	328.5907	0.9966
2.9091	1.5947	328.5954	0.9965
2.9394	1.6113	328.6000	0.9965
2.9697	1.6279	328.6046	0.9964
3.0000	1.6446	328.6093	0.9964

=====

>>



## G. Menentukan Spesifikasi dan Massa Katalis

### 1. Spesifikasi Katalis

Katalis yang digunakan dengan spesifikasi sebagai berikut :

Bahan katalis : V2O5

Bentuk : Padat kristal berpori

Umur katalis : 3-5 tahun

Diameter katalis : 0,4762 m

Densitas katalis : 3,36 gram/cm<sup>3</sup>

Densitas bulk : 0,4 gram/cm<sup>3</sup>

Porositas : 0,38

### 2. Menghitung Massa Katalis di Bed

$$\begin{aligned}
 V_{\text{bed}} &= \frac{\pi}{4} ID^2 Z \\
 &= \frac{\pi}{4} \times (0,8 \text{ m})^2 \times 1,3939 \text{ m} \\
 &= 0,7 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Berat Katalis} = V_{\text{bed}} \times \rho_{\text{bulk}}$$

$$= 0,7 \text{ m}^3 \times 0,4 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,00028 \text{ kg}$$

## H. Menghitung Waktu Tinggal Katalis di Bed

$$V_{\text{catalyst}} = V_{\text{bed}} \times (1 - \varepsilon)$$

$$= 0,7 \text{ m}^3 \times (1 - 0,38)$$

$$= 0,43 \text{ m}^3$$

$$\text{Umpan masuk (} W_T \text{)} = 2398,846 \text{ kg/j}$$

$$\text{Densitas umpan (} \rho_o \text{)} = 8739,69 \text{ kg/m}^3 = 545,601 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Debit umpan (} Q \text{)} = \frac{W_T}{\rho_o}$$

$$= 2398,846 \text{ kg/j} / 8739,69 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,274 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$= 0,000076 \text{ m}^3/\text{det}$$

$$\text{Waktu tinggal} = \frac{(V_{\text{bed}} - V_{\text{catalyst}})}{\text{Debit Umpan}}$$

$$\text{Debit Umpan}$$

$$= 3490,45 \text{ detik} = 58,17 \text{ menit}$$

## I. Penyangga Katalis (*Catalyst Support*)

### 1. *Inert Catalyst Support*

Dipilih bola-bola keramik

Spesifikasi support :

a. Bentuk : Bola

- b. Bulk density : 87-92 lb/ft<sup>3</sup>
- c. Temperatur maksimum: 1500 °F
- d. Specific gravity : 2,4
- e. Komposisi : 38,1 % Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> , 54,4 % SiO<sub>2</sub>
- f. Kekerasan : 6,5 mohl scales

(Rase,1977)

## 2. Tinggi Penyangga Katalis Bagian Atas

Terdiri dari 3 variasi

- a. 6 layer 1 in balls
- b. 6 layer <sup>3</sup>/<sub>4</sub> in balls
- c. 6 layer <sup>1</sup>/<sub>2</sub> in balls

## 3. Tinggi penyangga katalis bagian bawah

Terdiri dari 3 variasi

- a. 6 layer <sup>1</sup>/<sub>2</sub> in balls
- b. 6 layer <sup>3</sup>/<sub>4</sub> in balls
- c. 6 layer 1 in balls

## J. Menghitung Dimensi dan Volume Reaktor

### 1. Menghitung Tebal *Shell* (ts)

Tebal shell dihitung dengan persamaan berikut :

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers. 13.1})$$

ts : tebal *shell* minimum, in

$P$  : *design pressure*, psi

$r_i$  : jari-jari dalam reaktor (0,5.ID)

$f$  : *maximum allowable stress* (Tabel 13.1 Brownell), psi

$E$  : efisiensi pengelasan (Tabel 13.2 Brownell)

$C$  : *corrosion allowance*, in

Direncanakan bahan konstruksi dipilih dari *SA-167 Grade 10 tipe 310 Cr-20* Nikarena mempunyai *Allowable stress* yang cukup tinggi, sehingga tahan tekanan tinggi

*Allowable stress* (  $f$  ) = 75000 Psi (Brownell p.342)

*Corrosion Allowance* (  $C$  ) = 0,5 mm/th

= 0,1969 in

Efisiensi Pengelasan = 80 %

Faktor keamanan : 50 %

$P$  design = 1,5 x 1 atm = 1,5 atm

ID = 0,8 m

$r_i$  = ID. 0,5

$r_i$  = 31,496 x 0,5 = 15,748 in

$t_s$  =  $\frac{22,04 \times 15,748}{75000 \times 0,8 - 0,6 \times 22,04} + 0,1969$

= 0,2026 in

Digunakan tebal shell standar = 0,25 in = 1/4 in

(Brownell p. 90)

OD = ID + 2  $t_s$  = 31,496 + (2 x 0,25) in

= 31,996 in

$$= 0,81 \text{ m}$$

Digunakan OD standar = 32 in = 0,813 m

## 2. Menghitung Tebal Head

Head yang dipilih adalah head dengan jenis Torispherical

*Allowable stress* ( *f* ) = 75000 Psi (Brownell p.342)

*Corrosion Allowance* ( *C* ) = 0,5 mm/th

$$= 0,1969 \text{ in}$$

Efisiensi Pengelasan = 80 %

Faktor keamanan : 50 %

P design = 1,5 x 1 atm = 1,5 atm

ID = 0,8 m

$r_i$  = ID. 0,5

$r_i$  = 31,496 x 0,5 = 15,748 in

Untuk *pressure vessel*, tebal head dihitung dengan rumus:

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{(2fE - 0,2.P)} + C \quad (\text{Brownell, 7.7})$$

Dari tabel 5.7 Brownell dipakai OD standar 32 in diperoleh :

$r_c$  = 30 in

$i_{cr}$  = 2 in

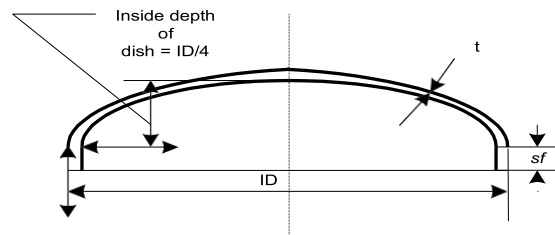
$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{i_{cr}}} \right)$$

W = 2

$t_h$  = 0,208 in

Digunakan tebal head standar = 0,25 in = 1/4 in (Brownell p. 90)

### 3. Menghitung Tinggi Head



Dari tabel 5.6 Brownell, untuk  $t_h = 1/4$  in; diperoleh:

Standard straight flange = 1,5 – 4,5

diambil  $sf = 3$  in

### 4. Menghitung Tinggi Reaktor

Tinggi bed Reaktor, dari program Matlab diperoleh = 1,3939 m

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Head} &= r - \sqrt{(r - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} + t + sf \\ &= 8,856 \text{ in} \\ &= 0,225 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor} &= \text{Tinggi Bed} + 2 \times \text{Tinggi Head} \\ &= 1,3939 \text{ m} + (2 \times 0,225 \text{ m}) \\ &= 1,84 \text{ m} \end{aligned}$$

### 5. Menghitung Volume Reaktor

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \text{ ID}^3 \quad (\text{Brownell p. 5.14})$$

IDs dalam in , V dalam  $\text{ft}^3$

$$V_{\text{head}} = 0,000049 (31,496)^3$$

$$= 1,53 \text{ ft}^3$$

$$= 0,043 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} \times \text{ID} \times \text{Tinggi Shell}$$

$$= \frac{\pi}{4} \times (0,8 \text{ m})^2 \times 1,3939 \text{ m}$$

$$= 0,7 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = V_{\text{shell}} + 2 \times V_{\text{head}}$$

$$= 0,7 \text{ m}^3 + 2 \times (0,043) \text{ m}^3$$

$$= 0,787 \text{ m}^3$$

### K. Menentukan Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran pada Reaktor

Direncanakan diameter pipa masuk dan pipa keluar sama karena debit aliran sama.

$$\text{Umpan masuk (} W_T \text{)} = 2398,846 \text{ kg/j}$$

$$\text{Densitas umpan (} \rho_o \text{)} = 8739,69 \text{ kg/m}^3 = 545,601 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$$

$$\text{Debit umpan (} Q \text{)} = \frac{W_T}{\rho_o}$$

$$= 2398,846 \text{ kg/j} / 8739,69 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,274 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$= 0,000076 \text{ m}^3/\text{det}$$

$$= 0,00269 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$\text{Diameter optimum (} D_{\text{opt}} \text{)} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \text{ (aliran turbulen)}$$



(Walas, pers.6.32)

$$= 3,9 \times (0,00269)^{0,45} \times (545,601)^{0,13}$$

$$= 0,6169 \text{ in}$$

Dipakai diameter pipa standart = 3/4 in SN 40

#### L. Diameter *Manhole*

*Manhole* didesain untuk masuknya teknisi saat pembersihan Reaktor dikala *Shut Down*. Besarnya diameter *manhole* harus didesain sedemikian rupa agar saat pembersihan Reaktor, teknisi dapat masuk ke dalam Reaktor. Diameter *manhole* berkisar 14-24 in (Backhurst,1973). Pada perancangan ini dipakai diameter *manhole* dengan ukuran 20 in.

#### M. Menentukan Tebal Isolasi Reaktor

Bahan : asbestos, dengan sifat – sifat : (Kern, 1988)

1.  $k = 0,095 \text{ W/m.K}$
2.  $\varepsilon = 0,932$

Data lain yang diperlukan :

1. Suhu isolator bagian luar ( $T_3$ ) =  $36^\circ\text{C} = 96,8^\circ\text{F} = 556,47 \text{ R}$
2. Suhu rata-rata dalam reaktor ( $T_1$ ) =  $55^\circ\text{C} = 131^\circ\text{F}$
3. Suhu udara luar ( $T_a$ ) =  $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 546 \text{ R}$
4. Suhu film ( $t_f$ ) =  $\frac{T_3 + T_a}{2} = (96,8 + 86) / 2 = 91,4^\circ\text{F} = 551 \text{ R}$

5.  $\beta = 1/t_f = 0,00181 \text{ R}^{-1}$
6.  $\Delta t = T_3 - t_f = 5,4 \text{ }^\circ\text{F} = 5,4 \text{ R}$

Sifat – sifat fisis udara pada  $t_f$  :

1.  $\rho = 0,070528 \text{ lb/ft}^3$
2.  $C_p = 0,24008 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$
3.  $k = 0,015704 \text{ Btu/(hr. ft}^2)(^\circ\text{F/ft)}$
4.  $\mu = 0,04621 \text{ lb/ft.hr}$

Asumsi : - sifat-sifat fisis udara tetap

- di sekeliling reaktor terjadi konveksi bebas

1. Bilangan Grasshoff (Gr)

$$Gr = \frac{L^3 \rho^2 \beta g \Delta t}{\mu^2}$$

2. Bilangan Prandtl (Pr)

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k}$$

3. Bilangan Rayleigh (Raf)

$$Raf = Gr \cdot Pr$$

Bila :

$$Raf = 10^4 - 10^9 \longrightarrow h_c = 0,29 \left[ \frac{\Delta t}{L} \right]^{0,25}$$

[ L ]

$$Raf = 10^9 - 10^{12} \longrightarrow h_c = 0,19 [\Delta t]^{1/3}$$

$h_c$  : koefisien perpindahan panas konveksi

Diambil :  $l = L =$  tinggi silinder reaktor = 1,3939 m = 4,573 ft

4. Menghitung Bilangan Grasshoff

$$Gr = \frac{L^3 \rho^2 \beta g \Delta t}{\mu^2}$$

$$Gr = 25878587,5584$$

Cek nilai  $l$  :

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = 35/(25878587,5584^{1/4}) = 0,4907$$

$$- \frac{ID_s}{L} = 2,65/0,4907 = 5,4002$$

$$- \frac{ID_s}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}}, \text{ asumsi } l = L \text{ dapat dipakai}$$

5. Menghitung Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k}$$

$$Pr = 0,706$$

6. Menghitung Bilangan Rayleigh (Raf)

$$Raf = 25878587,5584 \times 0,706$$

$$Raf = 1,828 \cdot 10^7 ; \quad Raf \text{ terletak antara } 10^9 - 10^{12}, \text{ sehingga :}$$

$$h_c = 0,29 (\Delta t/L)^{1/4}$$

$$= 0,407 \text{ Btu/hr. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Perpindahan panas radiasi dihitung dengan :

$$q_r = \varepsilon \tau (T_s^4 - T_u^4)$$

dengan :

$$\varepsilon = \text{emisivitas} = 0,932$$

$$\tau = \text{konstanta Stefan Boltzman} = 0,1713 \cdot 10^{-8} \text{ Btu/hr. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{R}^4$$

$$T_s = \text{suhu dinding shell, R}$$

$$T_u = \text{suhu film, R}$$

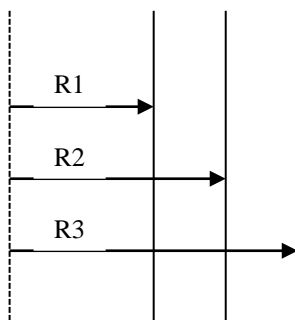
$$q_r = 0,932 \times 0,1713 \cdot 10^{-8} \text{ Btu/hr. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{R}^4 \times (556,47^4 - 551,07^4)$$

$$q_r = 5,91445 \text{ Btu/hr.ft}^2$$

Koefisien perpindahan panas radiasi :

$$h_r = \frac{q_r}{T_s - T_u} = 1,095 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Penentuan tebal isolasi :



$$R_1 = \text{jari - jari dalam Reaktor, ft} = 1,325 \text{ ft}$$

$$R_2 = \text{jari - jari luar Reaktor, ft} = 1,33 \text{ ft}$$

$$R_3 = \text{jari - jari Reaktor setelah diisolasi, ft}$$

$$T_1 = \text{suhu dinding dalam Reaktor, } ^\circ\text{F} = 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_3 = \text{suhu dinding luar Reaktor, } ^\circ\text{F} = 96,8 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_a = \text{suhu udara luar, } ^\circ\text{F} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k_1 = \text{konduktivitas dinding Reaktor, Btu/(hr. ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$= 30 \text{ Btu/(hr. ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$k_2 = \text{konduktivitas panas isolator, Btu/(hr. ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$= 0,095 \text{ Btu/(hr. ft}^2\text{)}(^\circ\text{F/ft)}$$

$$Q_{\text{loss}} = \frac{2\pi L(T_1 - T_a)}{\frac{\ln R_2 / R_1}{k_1} + \frac{\ln R_3 / R_2}{k_2} + \frac{1}{(hc + hr)R_3}}$$

$$Q' = 2\pi L(T_1 - T_3)$$

$$Q_{\text{loss}} = \frac{\frac{\ln R_2 / R_1}{k_1} + \frac{\ln R_3 / R_2}{k_2}}{\frac{\ln R_2 / R_1}{k_1} + \frac{\ln R_3 / R_2}{k_2}}$$

$$\text{Pada keadaan ajeg : } \frac{Q_{\text{loss}}}{2\pi L} = \frac{Q'_{\text{loss}}}{2\pi L}$$

$$\frac{(131-86)}{\frac{\ln(1,33/1,325)}{30} + \frac{\ln(R^3/1,33)}{0,095} + \frac{1}{(0,407+1,095)x R^3}} =$$

$$\frac{(131 - 96,8)}{\frac{\ln(1,33/1,325)}{30} + \frac{\ln(R^3/1,33)}{0,095}}$$

Dengan cara coba-coba diperoleh  $R_3 = 1,99 \text{ ft}$

$$\text{Tebal isolasi} = R_3 - R_2$$

$$= 1,99 \text{ ft} - 1,33 \text{ ft}$$

$$= 0,66 \text{ ft}$$

$$= 0,2011 \text{ m} = 20 \text{ cm}$$

## RESUME REAKTOR

Kode : R

Fungsi : sebagai tempat berlangsungnya reaksi antara propilen dengan *tert*-butil hidroperoksida menjadi Propilen Oksida dengan katalis  $\text{MoO}_3$

Tipe : Single Bed Katalitik Reaktor

a. Kondisi Operasi

Suhu : 55 °C

Tekanan : 1 atm

Isotermal dan adiabatik

b. Spesifikasi

1. Katalisator

Bahan katalis :  $\text{V}_2\text{O}_5$

Bentuk : Padat kristal berpori

Umur katalis : 3-5 tahun

Diameter katalis : 0,4762 m

Densitas katalis : 3,36 gram/cm<sup>3</sup>

Densitas bulk : 0,4 gram/cm<sup>3</sup>

Porositas : 0,38

2. *Shell*

IDs : 0,8 m

ODs : 0,81 m

Tebal : 0,25 in

Volume : 0,7 m<sup>3</sup>

Material : SA-167 Grade 10 tipe 310 Cr-20

3. Head

Bentuk : Torispherical Head

tinggi : 0,225 m

Tebal : 0,25 in

Volume : 1,53 ft<sup>3</sup>

Material : SA-167 Grade 10 tipe 310 Cr-20

4. Reaktor

Tinggi : 1,84 m

Volume : 0,787 m<sup>3</sup>

5. Ukuran pipa

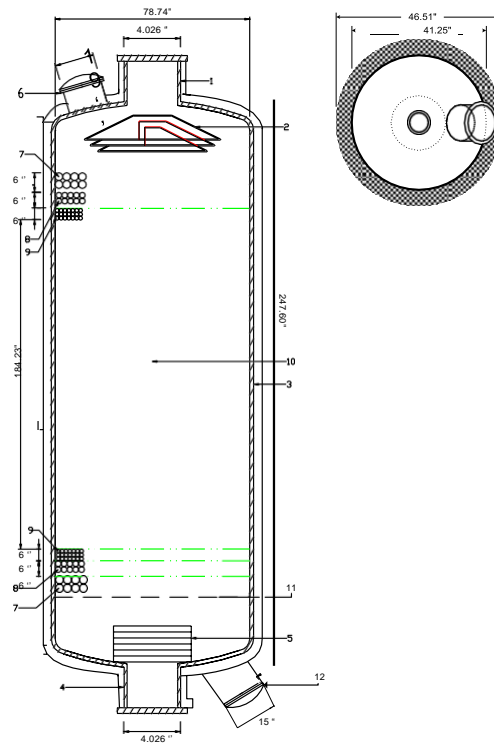
Diameter pipa umpan masuk : 3/4 in SN 40

Diameter pipa produk keluar : 3/4 in SN 40

6. Isolator

Bahan Isolasi : asbestos

Tebal Isolasi : 0,2011 m = 20 cm



Keterangan :

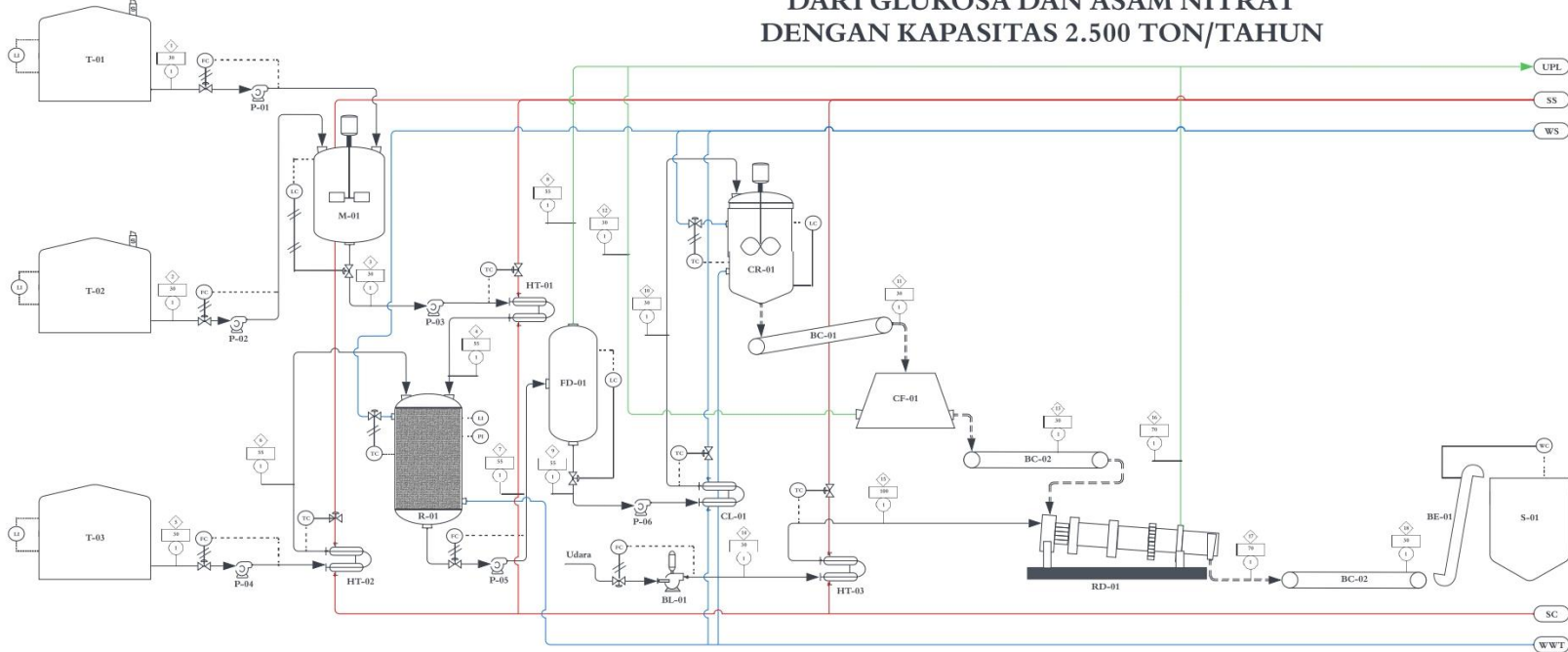
- |                              |                                    |
|------------------------------|------------------------------------|
| 1. Pipa pemasukan            | 7. Lapisan inert <i>packing</i> 1" |
| 2. <i>Inlet distributor</i>  | 8. Lapisan inert <i>packing</i> ¾" |
| 3. Dinding reaktor           | 9. Lapisan inert <i>packing</i> ½" |
| 4. Pipa pengeluaran          | 10. Tumpukan katalis               |
| 5. <i>Outlet distributor</i> | 11. <i>Grid Support Catalyst</i>   |
| 6. <i>Manhole</i>            | 12. Pengeluaran katalis            |




**LAMPIRAN B**

***PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)***

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT  
DARI GLUKOSA DAN ASAM NITRAT  
DENGAN KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN**



Keterangan	
T	Tangki
S	Silo Penyimpanan
M	Mixer
R	Reactor
FD	Flash Drum
CR	Crystallizer
CF	Centrifuge
RD	Rotary Dryer
P	Pompa
BL	Blower
HT	Heater
CL	Cooler
UPL	Unit Pengolahan Limbah
WS	Water Supply
SS	Steam Supply
WWT	Waste Water Treatment
SC	Steam Condensat
FC	Flow Control
TC	Temperature Control
PI	Pressure Indicator
LI	Level Indicator
Valve	Valve
Pipilines	Pipilines
Solid Streams	Solid Streams
Arus Sinyal Pneumatic	Arus Sinyal Pneumatic
Nomor Arus	Nomor Arus
Suhu	Suhu
Tekanan	Tekanan
Arus Sinyal Listrik	Arus Sinyal Listrik
Arus Steam Masuk	Arus Steam Masuk
Arus Pendingin Masuk	Arus Pendingin Masuk
Arus Steam Keluar	Arus Steam Keluar
Arus Pendingin Keluar	Arus Pendingin Keluar
Arus Menuju UPL	Arus Menuju UPL


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

Komponen	Jumlah (kg/jam)																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	-	-	-	-	198,00	198,00	47,52	0,69	46,83	46,83	46,83	46,36	0,47	-	-	-	0,47	0,47
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	230,18	230,18	230,18	-	-	230,18	0,00	230,17	230,17	230,17	227,87	2,30	-	-	-	2,30	2,30
HNO <sub>3</sub>	1237,50	-	1237,50	1237,50	-	-	921,49	28,55	892,94	892,94	892,94	884,01	8,93	-	-	-	8,93	8,93
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	-	-	-	-	-	-	225,72	0,00	225,72	225,72	0,86	0,85	0,01	-	-	-	0,01	0,01
H <sub>2</sub> O	666,35	17,33	683,67	683,67	49,50	49,50	823,46	11,97	811,49	811,49	721,55	714,33	7,22	-	-	6,85	0,36	0,36
NO	-	-	-	-	-	-	150,48	149,63	0,85	0,85	0,85	0,84	0,01	-	-	-	0,01	0,01
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub> O <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	314,80	-	314,80	-	-	-	314,80	314,80
Udara	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	34,73	34,73	34,73	-	-
<b>Total</b>	<b>1903,85</b>	<b>247,50</b>	<b>2151,35</b>	<b>2151,35</b>	<b>247,50</b>	<b>247,50</b>	<b>2398,85</b>	<b>190,85</b>	<b>2208,00</b>	<b>2208,00</b>	<b>2208,00</b>	<b>1874,27</b>	<b>333,73</b>	<b>34,73</b>	<b>34,73</b>	<b>41,59</b>	<b>326,88</b>	<b>326,88</b>

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT  
DARI GLUKOSA DAN ASAM NITRAT  
DENGAN KAPASITAS 2.500 TON/TAHUN**

**Disusun Oleh:**

Nama: 1. Geza Mahendra Wijaya (19521035)  
2. Shella Waiyu Shilvia (19521232)

Pembimbing: 1. Cholila Tamzyi, S.T., M.Eng  
2. Lilis Kristiyani, S.T., M.Eng

**LAMPIRAN C**

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Geza Mahendra Wijaya

No. MHS 19521035

2. Nama Mahasiswa : Shella Wahyu Shilvie

No. MHS 19521232

Judul Prarancangan \*) : PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT  
DARI ASAM NITRAT DAN GLUKOSA

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **6 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	12-10-2022	Perkenalan dan diskusi judul yang akan dipilih	<i>Apri</i>
2	20-10-2022	Mendiskusikan judul yang sudah dipilih	<i>Apri</i>
3	10-11-2022	Penentuan kapasitas pabrik	<i>Apri</i>
4	30-11-2022	Konsultasi pemilihan proses	<i>Apri</i>
5	9-2-2023	Konsultasi tinjauan kinetika	<i>Apri</i>
6	23-2-2023	Konsultasi diagram alir kualitatif	<i>Apri</i>
7	4-3-2023	Konsultasi neraca massa	<i>Apri</i>
8	12-7-2023	Konsultasi Reactor	
9	31-7-2023	Konsultasi alat proses	
10.	2-9-2023	Konsultasi alat kecil	
11.	13-9-2023	Konsultasi utilitas	
12.	29-9-2023	Konsultasi PEFD	
13.	6-10-2023	Konsultasi ekonomi	

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta,      Oktober 2023**

**Pembimbing,**

**Lilis Kristiyani, S.T., M.Eng.**

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

3. Nama Mahasiswa : Geza Mahendra Wijaya

No. MHS 19521035

4. Nama Mahasiswa : Shella Wahyu Shilvie

No. MHS 19521232

Judul Prarancangan \*) : PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT  
DARI ASAM NITRAT DAN GLUKOSA

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **6 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	12-10-2022	Perkenalan dan diskusi judul yang akan dipilih	<i>Apri</i>
2	20-10-2022	Mendiskusikan judul yang sudah dipilih	<i>Apri</i>
3	10-11-2022	Penentuan kapasitas pabrik	<i>Apri</i>
4	30-11-2022	Revisi penentuan kapasitas pabrik	<i>Apri</i>
5	9-2-2023	Konsultasi pemilihan proses	<i>Apri</i>
6	23-2-2023	Konsultasi tinjauan kinetika	<i>Apri</i>
7	4-3-2023	Revisi tinjauan kinetika	<i>Apri</i>
8	12-7-2023	Konsultasi pemilihan alat proses dan diagram alir kualitatif	<i>Apri</i>
9	31-7-2023	Revisi diagram alir kualitatif	<i>Apri</i>
10.	2-9-2023	Konsultasi neraca massa	<i>Apri</i>
11.	13-9-2023	Konsultasi neraca massa	<i>Apri</i>
12.	29-9-2023	Revisi neraca massa	<i>Apri</i>
13.	6-10-2023	Konsultasi alat proses terkait alat besar	

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta,      Oktober 2023**

**Pembimbing,**

**Lilis Kristiyani, S.T., M.Eng.**

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

5. Nama Mahasiswa : Geza Mahendra Wijaya

No. MHS 19521035

6. Nama Mahasiswa : Shella Wahyu Shilvie

No. MHS 19521232

Judul Prarancangan \*) : PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT  
DARI ASAM NITRAT DAN GLUKOSA

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **6 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	12-10-2022	Konsultasi reaktor	
2	20-10-2022	Revisi reaktor	
3	10-11-2022	Revisi alat proses	
4	30-11-2022	Konsultasi alat proses terkait alat kecil	
5	9-2-2023	Revisi alat proses	
6	23-2-2023	Konsultasi utilitas	
7	4-3-2023	Revisi utilitas	
8	12-7-2023	Revisi diagram utilitas	
9	31-7-2023	Konsultasi PEFD	
10.	2-9-2023	Revisi PEFD	
11.	13-9-2023	Konsultasi ekonomi	
12.	29-9-2023	Revisi ekonomi	
13.	6-10-2023	Konsultasi naskah	

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta,      Oktober 2023**

**Pembimbing,**

**Lilis Kristiyani, S.T., M.Eng.**

