

**PRA-RANCANGAN PABRIK KIMIA ASAM OKSALAT
DARI GLUKOSA DENGAN KAPASITAS 35.000
TON/TAHUN**

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia



Oleh:

Nama :	Didit Setiawan P.	Nama :	Vito Rizky Ramadhan
No. Mhs :	19521140	No. Mhs :	19521186

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA 2023**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DARI GLUKOSA DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Didit Setiawan P.

Nama : Vito Rizky Ramadhan

No. Mhs : 19521140

No. Mhs : 19521186

Yogyakarta, 8 November 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra-Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini dibuat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun 1



Didit Setiawan P.

Penyusun 2



Vito Rizky Ramadhan

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DARI GLUKOSA DENGAN
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

PRA-RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Didit Setiawan P.

Nama : Vito Rizky Ramadhan

No. Mhs : 19521140

No. Mhs : 19521186

Yogyakarta, 08 November 2023

Pembimbing



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DARI GLUKOSA DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

PRA-RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Didit Setiawan Pribadi
NIM : 19521140

Nama : Vito Rizky Ramadhan
NIM : 19521186

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, 22 November 2023

Tim Penguji,

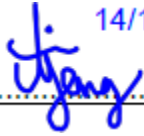
Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

20-12-23023

:

Ketua

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

14/12/2023

:

Anggota I

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.


:

Anggota II

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR

BismillahirrahmanirrahimAssalamualaikum Wr. Wb

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan kelimpahan rahmat dan karunia-Nya sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam tak lupa juga dipanjatkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra-Rancangan Pabrik yang berjudul “**Pra-Rancangan Pabrik Asam Oksalat dari Glukosa dengan Kapasitas 35.000 ton/tahun**”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah serta menyelesaikan permasalahan yang terjadi di lapangan agar dapat menjembatani antara sisi akademis dengan realita lapangan, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas IslamIndonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan kali ini penulis ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat, karunia serta hidayah-Nya.
2. Kedua orang tua yang tercinta. Penulis sangat bangga kepada keluarga yang telah memberikan doa, motivasi dan dukungan yang tiada hentinya, serta dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia dan selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, bimbingan, serta dukungannya dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Partner Tugas Akhir yang senantiasa menyediakan waktunya untuk turut membantu dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
7. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
8. Tarisa yang turut menyemangati, mendukung serta memberikan doa yang terbaik kepada penulis selama penyusunan laporan Tugas Akhir ini.
9. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu penyusun Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu penulis mengharapkan kritik dan saran atau masukan guna menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak. *Aamiin.*

Wassalamualaikum Wr. Wb

Yogyakarta, 1 Juni 2023

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	3
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	4
KATA PENGANTAR	6
DAFTAR ISI	8
DAFTAR TABEL	12
DAFTAR GAMBAR	13
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	16
ABSTRAK	18
ABSTRACT	1
BAB I PENDAHULUAN	2
1.1. Latar Belakang	2
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	3
<i>1.2.1. Impor</i>	3
<i>1.2.2. Kapasitas Pabrik</i>	6
1.3. Tinjauan Pustaka	7
<i>1.3.1. Oksidasi Karbohidrat dengan Asam Nitrat</i>	7
<i>1.3.2. Peleburan Alkali Selulosa</i>	8
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	9
<i>1.4.1. Tinjauan Termodinamika</i>	9
<i>1.4.2. Tinjauan Kinetika</i>	13
BAB II PERANCANGAN PRODUK	14
2.1. Spesifikasi Produk	14
2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	14
<i>2.2.1. Bahan Baku</i>	14
<i>2.2.2. Bahan Pemantu (Katalis)</i>	15
2.3. Pengendalian Kualitas	16
<i>2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku</i>	16
<i>2.3.2. Pengendalian kualitas proses</i>	16

2.3.3.	<i>Pengendalian Kualitas Produk</i>	17
BAB III PERANCANGAN PROSES.....		18
3.1	Diagram Alir Proses dan Material	18
3.1.1	<i>Diagram Alir Kualitatif</i>	18
3.1.2	<i>Diagram Alir Kuantitatif</i>	19
3.2	Uraian Proses	16
3.2.1.	<i>Tahapan Persiapan Bahan Baku</i>	16
3.2.2.	<i>Tahap Pembentukan Produk</i>	17
3.2.3.	<i>Tahap Pemurnian Produk</i>	17
3.3	Spesifikasi Alat	18
3.3.1.	<i>Spesifikasi Alat Utama</i>	18
3.3.2.	<i>Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung</i>	19
3.3.3.	<i>Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan</i>	26
3.3.4.	<i>Spesifikasi Alat Transportasi Bahan</i>	28
3.3.5.	<i>Spesifikasi Alat Penukar Panas</i>	31
3.4	Neraca Massa	33
3.4.1.	<i>Neraca Massa Per Alat</i>	33
3.5	Neraca Panas	37
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....		40
4.1.	Lokasi Pabrik.....	40
4.1.1.	<i>Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik</i>	41
4.1.2.	<i>Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik</i>	44
4.2.	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	45
4.2.2	<i>Daerah Proses dan Ruang Kontrol</i>	46
4.2.3	<i>Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi</i>	46
4.2.4	<i>Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran</i>	46
4.3	Tata Letak Mesin atau Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	48
4.3.1	<i>Aliran Bahan Baku dan Produk</i>	48
4.3.2	<i>Aliran Udara</i>	48
4.3.3	<i>Pencahayaan</i>	48
4.3.4	<i>Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan</i>	48
4.3.5	<i>Pertimbangan Ekonomi</i>	49
4.3.6	<i>Jarak Antar Alat Proses</i>	49
4.3.7	<i>Perawatan (<i>Maintenance</i>)</i>	49

4.4. Organisasi Perusahaan	51
4.4.1. <i>Bentuk perusahaan</i>	51
4.4.2. <i>Struktur Organisasi</i>	52
4.4.3. <i>Tugas dan Wewenang</i>	53
4.4.4. <i>Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji</i>	57
4.4.5 <i>Status Karyawan</i>	61
4.4.6 <i>Jumlah dan Jadwal Kerja Karyawan</i>	62
BAB V UTILITAS	64
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	65
5.1.1 <i>Unit Penyediaan Air</i>	65
5.1.2 <i>Unit Pengolahan Air</i>	66
5.1.2 <i>Kebutuhan Air</i>	71
5.2 Unit Penyediaan Air Pemanas (<i>Steam System</i>)	73
5.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	74
5.4 Unit Penyediaan Udara Instrumen (<i>Instrument Air System</i>)	74
5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	74
BAB VI EVALUASI EKONOMI	75
6.1 Evaluasi Ekonomi	75
6.2 Penaksiran Harga Alat	76
6.3 Dasar Perhitungan	82
6.4 Perhitungan Biaya	82
6.4.1 <i>Capital Investment</i>	82
6.4.2 <i>Manufacturing Cost</i>	83
6.4.3 <i>General Expense</i>	83
6.5 Analisa Kelayakan	84
6.5.1 <i>Percent Return On Investment (ROI)</i>	84
6.5.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	84
6.5.3 <i>Break Even Point (BEP)</i>	85
6.5.4 <i>Shut Down Point (SDP)</i>	85
6.5.5 <i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i>	86
6.6 Hasil Perhitungan	86
6.7 Hasil Analisa Kelayakan	90
6.7.1 <i>Return on Investment (ROI)</i>	90
6.7.2 <i>Pay Out Time (POT)</i>	90

6.7.3	<i>Break Even Point (BEP)</i>	90
6.7.4	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	91
6.7.5	<i>Discounted Cash Flow Rate (DCFR)</i>	91
6.8	Analisa Resiko Pabrik	92
6.9	Analisa Kelayakan	93
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN		96
7.1	Kesimpulan	96
7.2	Saran	97
DAFTAR PUSTAKA		98
LAMPIRAN		100

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Asam Oksalat	4
Tabel 1. 2 Daftar Pabrik dan Kapasitas	6
Tabel 1. 3 Perbandingan Proses	9
Tabel 1. 4 Harga ΔG dan ΔH Masing-masing	10
Tabel 2. 1 Spesifikasi Asam Oksalat.....	14
Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku.....	15
Tabel 2. 3 Spesifikasi Bahan Pembantu	15
Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki	26
Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa.....	28
Tabel 3. 4 Spesifikasi Alat Penukar Panas	31
Tabel 3. 6 Neraca Massa Mixer (M-01)	33
Tabel 3. 7 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	34
Tabel 3. 8 Neraca Massa Evaporator (EV-0 1).....	34
Tabel 3. 9 Neraca Massa Crystallizer (CR-01)	35
Tabel 3. 10 Neraca Massa Centrifuge (CF- 01)	35
Tabel 3. 12 Neraca panas mixer (M-01).....	37
Tabel 3. 11 Neraca Massa Rotary Kiln (RK-01).....	36
Tabel 3. 14 Neraca panas evaporator (EV-01).....	37
Tabel 3. 15 Neraca panas crystallizer (CR-01)	38
Tabel 3. 17 Neraca panas rotary kiln (RK-01).....	38

Tabel 3. 18 Neraca panas heater (HT-01).....	39
Tabel 3. 19 Neraca panas heater (HT-02).....	39
Tabel 3. 20 Neraca panas heater (HT-02).....	39
Tabel 4.1. Area Bangunan Pabrik Asam Oks	47
Tabel 4.2 Tugas Masing-masing Direktur	55
Tabel 4.3 Tugas Masing-masing General.....	55
Tabe 4.4 Tugas Masing-masing Manager.....	56
Tabel 4.5 Penggolongan Jabatan.....	57
Tabel 4.6 Gaji Karyawan.....	58
Tabel 4.7 Jadwal Hari dan Jam Kerja.....	63
Tabel 5.1 Air sebagai Media Pendingin.....	71
Tabel 5.2 Air sebagai Media Pemanas.	71
Tabel 5.3 Total Kebutuhan Air Unit Utilitas	73
Tabel 6. 1 Chemical Engineering Plant Co.....	76
Tabel 6. 2 Harga alat proses pada tahun	80
Tabel 6. 3 Harga alat utilitas pada tahun.....	81
<i>Tabel 6. 4 Physical Plant Cost (PPC)</i>	86
<i>Tabel 6. 5 Direct Plant Cost (DPC)</i>	87
<i>Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment (FCI)</i>	87
<i>Tabel 6. 7 Working Capital Investment (WCI)</i>	87
<i>Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	88
<i>Tabel 6. 9. Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	88
<i>Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	89
<i>Tabel 6. 11 General Expense (GE)</i>	89
Tabel 6. 12 Analisa keuntungan.....	89
<i>Tabel 6. 13 Annual Fixed Cost (Fa)</i>	90

<i>Tabel 6. 14 Annual Regulated Cost (Ra)</i>	90
<i>Tabel 6. 14 Annual Regulated Cost (Ra)</i>	90
<i>Tabel 6. 15 Annual Variable Cost (Va)</i>	91
Tabel 6. 16 Analisa kelayakan 1	94

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Kebutuhan Impor Asam Oksalat	5
Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif.....	18
Gambar 3. 2 Diagram alir kuantitatif.....	19
Gambar 4.1. Peta Lokasi Rencana Pabrik.....	40
Gambar 4.2 Layout Pabrik.....	46
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Pabrik.....	50
Gambar 4.5 Struktur Organisasi Pabrik.....	53
Gambar 6. 1 Grafik regresi linear index	79
Gambar 6. 2 Grafik analisa ekonomi.....	95

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: <i>Temperature</i> , °C
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
π	: Jari-jari, in
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
V	: Volume, m ³
m	: Massa, kg
P	: Tekanan, psia
T	: Waktu, jam
K	: Konstanta kinetika reaksi, /menit
Fv	: Laju alir, m ³ /jam
Ms	: Massa <i>steam</i> , kg
A	: Luas bidang penumpang, ft ²
x	: Konversi, %
TD	: Titik didih, °C
Dt	: Dimensi reaktor, m
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
ts	: Ketebalan dinding, in
th	: Ketebalan <i>head</i> , in

P : *Power* motor, hP
 Re : Bilangan *Reynold*
 E : Efisiensi sambungan
 Ri : Jari-jari reaktor
 C : *Corrision allowance*
 f : *Allowable stress*, psia
 icr : Jari-jari sudut dalam, in
 W : Faktor intensifikasi tegangan untuk jenis *head*
 sg : *Spesific gravity*
 Di : Diameter pengaduk, m
 W : Tinggi pengaduk, m
 Wb : Lebar *baffle*, m
 L : Lebar pengaduk, m
 Zi : Jarak pengaduk, m
 ZL : Tinggi pengaduk, m
 N : Kecepatan pengadukan, rpm
 Rd : Faktor pengotor
 H : Efisiensi
 N : Jumlah banyaknya lilitan
 L : Panjang koil, m
 p : Panjang, m
 l : Lebar, m
 hi : *Inside film coefficient*, Btu/jam ft²°F

ABSTRAK

Asam oksalat memiliki peran cukup penting dalam dunia industri seperti industri pengolahan logam dan industri tekstil. Indonesia merupakan negara pengimpor asam oksalat dengan kebutuhan yang relatif meningkat setiap tahunnya. Hal ini disebabkan karena belum adanya pabrik yang memproduksi asam oksalat dihidrat di Indonesia. Berdasarkan latar belakang tersebut, maka dirancanglah pabrik asam oksalat dengan kapasitas 35.000 ton/tahun menggunakan bahan baku glukosa sebanyak 3500 kg/jam dan asam nitrat sebanyak 17500 kg/jam. Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2027 berlokasi di Indramayu. Pabrik didirikan untuk memenuhi kebutuhan asam oksalat dalam negeri serta untuk ekspor ke luar negeri. Reaksi antara glukosa dan asam memerlukan katalis V_2O_5 berlangsung pada fase cair-cair, bersifat eksotermis dengan suhu operasi 58 C, tekanan 1 atm dan menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Unit utilitas pada pabrik diperlukan untuk menyediakan keperluan seperti air pendingin, air proses, steam, listrik, bahan bakar, udara tekan dan lain-lain. Kebutuhan utilitas meliputi air sebanyak 284,645 kg/jam dan kebutuhan listrik sebesar 16 kW. Pabrik ini memerlukan modal tetap Rp176.731.896.676, modal kerja Rp107.227.799.644, dan biaya produksi Rp274.750.000.000. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang dilakukan, pabrik ini tergolong high risk dengan nilai Pay Out Time (POT) sebelum pajak adalah 2,86 tahun dan POT setelah pajak adalah 3,39 tahun, Return On Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 25,01% dan ROI setelah pajak sebesar 19,51%. Berdasarkan analisa ekonomi yang dilakukan, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik Asam Oksalat dari Glukosa dengan kapasitas 35.000 ton per tahun ini menarik dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata-kata kunci : asam oksalat, glukosa, asam nitrat

ABSTRACT

Oxalic acid has an important role in the industrial world such as the metal processing industry and the textile industry. Indonesia is an importing country of oxalic acid with relatively increasing needs every year. This is because there is no factory that produces oxalic acid dihydrate in Indonesia. Based on this background, an oxalic acid plant with a capacity of 35,000 tons / year was designed using glucose raw materials as much as 3500 kg / hour and nitric acid as much as 17500 kg / hour. The factory is planned to be established in 2027 located in Indramayu. The plant was established to meet the needs of oxalic acid domestically as well as for export abroad. The reaction between glucose and acid requires a V2O5 catalyst to take place in the liquid-liquid phase, is exothermic with an operating temperature of 58 C, a pressure of 1 atm and uses a stirred tank flow reactor (RATB). Utility units in factories are needed to provide necessities such as cooling water, process water, steam, electricity, fuel, compressed air and others. Utility needs include water as much as 284,645 kg / hour and electricity needs of 16 kW. This factory requires a fixed capital of IDR 176,731,896,676, working capital of IDR 107,227,799,644, and production costs of IDR 274,750,000,000. Based on the economic evaluation conducted, this factory is classified as high risk with the value of Pay Out Time (POT) before tax is 2.86 years and POT after tax is 3.39 years, Return On Investment (ROI) before tax is 25.01% and ROI after tax is 19.51%. Based on the economic analysis conducted, it can be concluded that the Oxalic Acid plant from Glucose with a capacity of 35,000 tons per year is interesting and worthy of further study.

Keyword : oxalid acid, glucose, nitric acid.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia merupakan negara berkembang penghasil gula tebu. Pada industri pengolahan gula tebu terdapat produk samping berupa glukosa. Glukosa merupakan bahan baku utama untuk 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 antaralain sebagai *metal treatment, oxalte coating*, pembersih tenun dan zat warna, pewarna wool dan sebagainya. (Faisol Asip, 2015)

Perkembangan industri di Indonesia semakin meningkat, salah satunya adalah industri kimia. Peningkatan industri kimia, diharapkan mampu meningkatkan devisa negara untuk memperkokoh perekonomian nasional Indonesia dan menambah lapangan pekerjaan sehingga dapat mengurangi ketergantungan terhadap produk luar negeri. Indonesia masih banyak mengimpor bahan baku maupun produk kimia dari pada memproduksi sendiri untuk kebutuhan dalam negeri dan untuk ekspor ke luar negeri. Dari besarnya impor bahan kimia tersebut mengakibatkan pengeluaran negara semakin besar. Oleh karena itu, perlu dilakukan usaha untuk mencakupi produksi bahan kimia dalam negeri serta mengurangi kegiatan impor. Salah satu dari produk yang masih di impor adalah asam oksalat. Kebutuhan asam oksalat di Indonesia masih diimpor dari berbagai Negara, yaitu 79,7% dari China, 8,67% dari Jepang, 2,38% dari Korea Selatan, 2,29% dari Taiwan dan 0,96% dari Singapore (oec world, 2021).

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tersebut, maka pendirian

pabrik asam oksalat di Indonesia perlu direalisasikan mengingat keberadaan industri asamoksalat akan mengurai kebutuhan impor yang setiap tahun terus meningkat, membuka peluang bagi pengembangan-pengembangan industry bahan baku asam oksalat, sehingga tercipta perbedaan produk yang memiliki harga yang tinggi. Pendirian pabrik asam oksalat juga dapat menciptakan lapangan kerja untuk mengurangi pengangguran, sertamenarik investor untuk menanamkan modalnya yang memang pendirian ini menjanjikan keuntungan yang cukup besar dan diharapkan dapat memenuhi kebutuhan asam oksalat dalam negeri dan dapat melakukan kebutuhan ekspor ke luar negeri.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

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

1.2.1. Impor

Kebutuhan asam oksalat di Indonesia setiap tahun mengalami kenaikan. Untuk memenuhi kebutuhan asam oksalat, Indonesia harus melakukan impor dari Negara lain seperti China, Korea, Jepang dan Singapura. dapat dilihat pada Tabel 1.1.

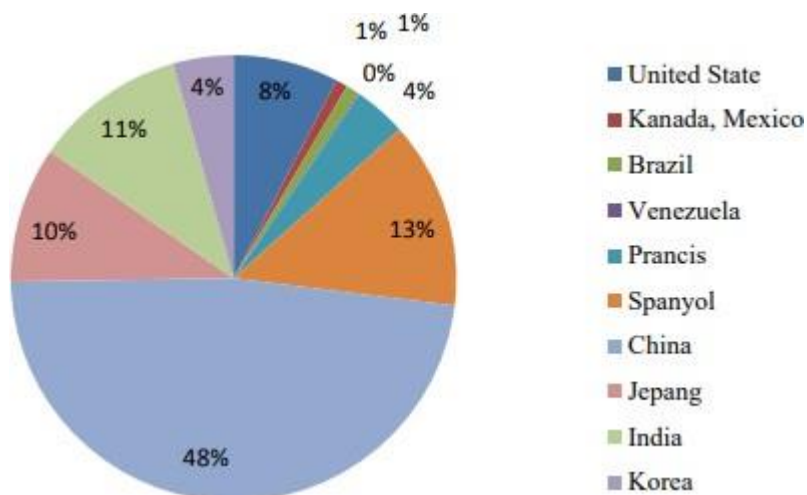
Tabel 1. 1 Data Impor Asam Oksalat.

Tahun	Data Impor (ton)
2016	1661,93
2017	1922,65
2018	2145,22
2019	2129,79
2020	2932,38
2021	2281,68

(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2022)

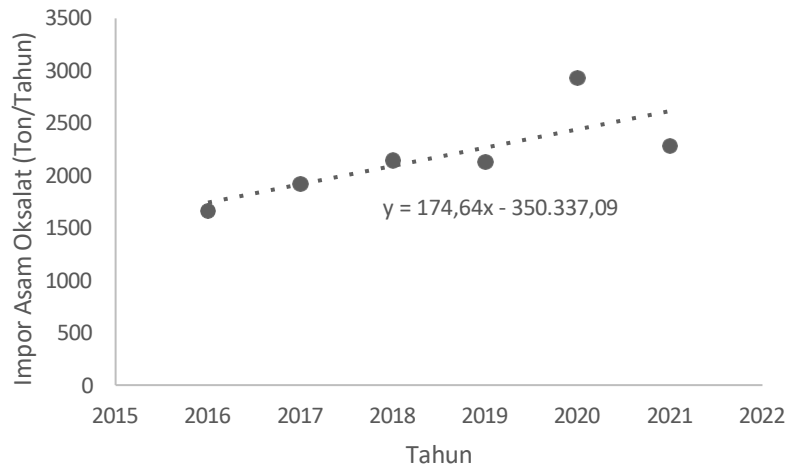
Tabel 1.2 Penawaran dan Permintaan Asam Oksalat pada Tahun 1992 (Krik and Otmer,1985)

Negara	Produksi (ton)		Konsumsi (ton)	Ekspor (ton)	Impor (ton)
	Kapasitas	Produksi			
Brazil	7000	2600	1000	1600	0
United State	0	0	900	0	900
Prancis	8000	5000	4000	1000	0
Spanyol	14000	12200	14200	470	6700
China	100000	60000	50000	1000	0
Jepang	18000	8600	10300	800	2500
India	20000	13000	11500	3000	1500
Korea	12000	3700	4600	2600	3500
Total	179000	105100	96500	10470	15100



Gambar 1.1 Konsumsi Asam Oksalat di Dunia pada Tahun 1992

Berdasarkan data impor asam oksalat di atas, dapat dianalisis bahwa kebutuhan akan asam oksalat di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan.



Gambar 1. 1 Kebutuhan Impor Asam Oksalat 1

Berdasarkan grafik di atas, didapat persamaan garis linier $y = 174,64x - 350337,09$. Jika pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2027, maka $x = 10$ tahun sejak tahun 2017, sehingga di dapat :

$$y = 174,64 (10) - 350337,09$$

$$y = 3658,19 \text{ ton}$$

Dimana:

$$y = \text{kapasitas produksi (ton)}$$

$$x = \text{periode sejak tahun 2017 (tahun)}$$

Sehingga dari perhitungan di atas dapat diketahui kebutuhan asam oksalat pada tahun 2027 sebesar 3658,19 ton.

1.2.2. Kapasitas Pabrik

Tabel 1.2 Menunjukkan daftar pabrik asam oksalat yang ada didunia berserta kapasitas produksinya

Tabel 1. 2 Daftar Pabrik dan Kapasitas P 1

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Oxaquim	Spain	25.000
Shijiazhuang Taihe Chemical Co., Ltd.	China	20.000
UBE Industries Ltd.	China	100.000
Indian Oxalate Limited	India	7.200
Shandong Fengyuan ChemicalCo., Ltd.	China	120.000

(Sumber : Website masing-masing pabrik)

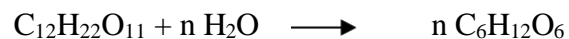
Kapasitas produksi asam oksalat yang akan didirikan pada tahun 2027 diambil berdasarkan proyeksi kebutuhan asam oksalat dalam negeri yaitu 3658,19 ton dan dengan mempertimbangkan kapasitas minimal pabrik yang sudah ada yaitu sebesar 7.200 ton/tahun dan kapasitas terbesar asam oksalat adalah 120.000 ton/tahun. Berdasarkan pertimbangan tersebut, maka diambil kapasitas pabrik yang akan digunakan dalam perancangan pabrik ini adalah sebesar 35.000 ton/tahun. Kapasitas tersebut dipilih dengan tujuan memenuhikebutuhan pasar di dalam negeri maupun luar negeri.

1.3. Tinjauan Pustaka

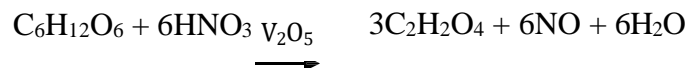
Asam oksalat pertama kali disintesis oleh Scheele pada tahun 1776 yaitu dengan cara mengoksidasi gula dengan asam nitrat. Beberapa proses dalam pembuatan asam oksalat diuraikan dalam bagian berikut ini:

1.3.1. Oksidasi Karbohidrat dengan Asam Nitrat

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 tepung. Dimana tepung yang digunakan biasanya adalah tepung jagung, tepung gandum, tepung ubi jalar atau tepung yang lainnya dan bisa juga menggunakan gula atau molasses. Pemilihan bahan baku karbohidrat untuk pembuatan asam oksalat tergantung pada kegunaan, aspek ekonomi dan karakteristik proses operasi. Pada proses pembuatan asam oksalat dengan menggunakan starch atau glukosa, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain adalah rate penambahan asam nitrat, pengadukan dalam reaktor dan pengambilan kembali oksida nitrogen (NO_x) yang dihasilkan pada proses tersebut. Hal-hal tersebut harus diperhatikan karena sangat mempengaruhi efisiensi proses atau yield asam oksalat (Othmer, 1954). Adapun reaksi hidrolisis karbohidrat menjadi glukosa adalah sebagai berikut :



Glukosa akan direaksikan dengan HNO₃ menggunakan katalis V₂O₅ dengan reaksi :

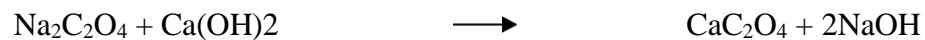


Pada reaksi ini dilakukan penambahan sejumlah H₂SO₄ sebagai agen dehidrasi karena pada reaksi asam nitrat akan dihasilkan banyak air. (Kulpa, 2021). Menurut US Patent 3,536,754 suhu pada reaksi ini berjalan pada suhu 150-160°F atau sama dengan 66-71°C pada tekanan 1 atm dengan konversi sebesar 76%.

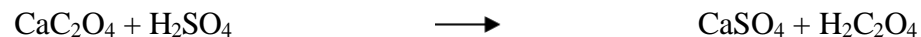
1.3.2. Peleburan Alkali Selulosa

Proses produksi asam oksalat dengan metode peleburan alkali selulosa ditemukan oleh Gay Lussac pada 1829, dan dikomersialkan oleh Dale pada 1856. Bahan baku yang digunakan pada proses ini merupakan bahan yang memiliki kandungan selulosa yang tinggi, seperti erbuk gergaji, tongkol jagung, kulit padi, dan lain-lain. Selulosa yang terkandung dalam bahan bakuberserat tersebut dileburkan dengan NaOH dengan perbandingan mol 1 : 3 pada suhu 200°C-220°C. (Othmer dkk, 1942)

Dari proses peleburan ini terbentuk 50 % garam yang kemudian membentuk asam oksalat dan sisanya sebagai garam karbonat. Pemurnian hasil ini dicuci dengan air panas, kemudian larutan didinginkan dan dipekatkan yang akhirnya akan membentuk natrium oksalat. Dengan mereaksikan Ca(OH)₂ dengan natrium oksalat akan diperoleh kalsium oksalat dan natrium hidroksida dengan reaksi sebagai berikut :



Kalsium oksalat yang terbentuk direaksikan dengan asam sulfat, yang sebelumnya NaOH yang ada dipisahkan terlebih dahulu dengan filtratnya (proses pemisahan) dimana NaOH yang telah dipisahkan dapat digunakan kembali untuk proses peleburan. Reaksi yang terjadi pada penambahan asamsulfat :



Berikut merupakan penjelasan perbandingan proses pembuatan asam oksalat

Tabel 1. 3 Perbandingan Proses 1

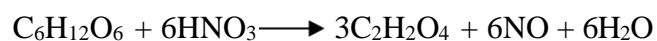
Parameter	Oksidasi Karbohidrat dengan Asam Nitrat	Peleburan Alkali Selulosa
Bahan Baku	Molase, Asam Nitrat, Asam Sulfat	Selulosa, Natrium Hidroksida, Asam Sulfat, Kalsium Oksalat, Kalsium Hidroksida
Katalis	V ₂ O ₅	Tidak ada
Kondisi Operasi	T = 66-71 P = 1 atm	T = 200-220 P = 1 atm
Konversi	60-70%	50-60%
Fasa Reaktan	Cair	Padat
Keuntungan	-Konversi lebih tinggi -Bahan baku mudah didapat	-Tidak memerlukan katalis
Kekurangan	-Diperlukan katalis V ₂ O ₅	-Konversi lebih rendah

Dari Tabel 1.3 di atas, dapat disimpulkan bahwa proses yang paling menguntungkan adalah proses oksidasi karbohidrat dengan asam nitrat.

1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dan energi bebas reaksi (spontan/tidak spontan). ΔG dan ΔH yang terjadi pada reaksi berikut adalah :



Keterangan

ΔG = Energi bebas gibbs standar (T=298K) = kkal/mol

ΔH = Panas reaksi (kkal/mol)

T = 58°C

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

K = Konstanta kesetimbangan

- a. Menentukan harga ΔH°_r dan ΔG°_r

Tabel 1. 4 Harga ΔG dan ΔH

Komponen	ΔG°_{289} (kKal/mol)	ΔH°_f (kKal/mol)
C ₆ H ₁₂ O ₆	-217,6	-304,73
HNO ₃	-19,1	-41,61
C ₂ H ₂ O ₄	-166,81	-197,71
NO	20,69	21,57
H ₂ O	-56,68	-68,32

(Perry's, 1999)

$$\Delta H^{\circ}_r = \Delta H^{\circ}_f \text{ Produk} - \Delta H^{\circ}_f \text{ Reaktan}$$

$$\begin{aligned}\Delta H^{\circ}_r &= (1 \times \Delta H^{\circ}_f \text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4 + 6 \times \Delta H^{\circ}_f \text{NO} + 3 \times \Delta H^{\circ}_f \text{H}_2\text{O}) \\ &\quad - (6 \times \Delta H^{\circ}_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 6 \times \Delta H^{\circ}_f \text{HNO}_3) \\ &= ((1 \times (-197,7055)) + (6 \times 21,5703) + (3 \times (-68,315))) \\ &\quad - ((6 \times -304,7323) + (6 \times -41,5703))\end{aligned}$$

$$\Delta H^{\circ}_r = -319,187 \text{ kKal/mol}$$

Dari hasil dapat disimpulkan bahwa harga *enthalpy* pembentukan bernilai negatif, hal tersebut berarti reaksi bersifat eksotermis. Reaksi

eksoterm adalah reaksi kimia yang menghasilkan kalor. Pada reaksi ini, terjadi perpindahan kalor dari sistem ke lingkungan menjadi lebih panas.

$$\begin{aligned}
 \Delta G^{\circ}_r &= \Delta H^{\circ}_f \text{ Produk} - \Delta H^{\circ}_f \text{ Reaktan} \\
 &= (3 \times \Delta H^{\circ}_f \text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4 + 6 \times \Delta H^{\circ}_f \text{NO} + 6 \times \Delta H^{\circ}_f \text{H}_2\text{O}) \\
 &\quad - (\Delta H^{\circ}_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + 6 \times \Delta H^{\circ}_f \text{HNO}_3) \\
 &= ((1 \times (-166,81)) + (6 \times 20,69) + (3 \times (-56,687))) - ((-217,6) \\
 &\quad + (6 \times -19,10)) \\
 \Delta G^{\circ}_r &= -384,182 \text{ kKcal/mol}
 \end{aligned}$$

Secara termodinamika, kecepatan gerak molekul untuk bereaksi kimia disebut dengan energi *gibbs* (ΔG). Besarnya energi gibbs menunjukkan besarnya Gerakan molekul untuk bereaksi. Semakin besar energi gibbs maka reaksi kimia membutuhkan energi tambahan gerak molekul yang lambat. (Brownell and Young, 1979)

Nilai dari energi *gibbs* menunjukkan dapat tidaknya reaksi berjalan.

Jika nilainya lebih besar dari nol maka reaksi tidak dapat berjalan jika tidak ada pengaruh dari luar sistem (tidak spontan) seperti penambahan panas.

Jika nilainya sama dengan nol maka reaksi akan berjalan secara kesetimbangan ke kanan dan ke kiri. Jika nilainya kurang dari nol maka reaksi dapat berjalan tanpa adanya pengaruh dari luar sistem (spontan). Dari hasil perhitungan ΔG bernilai negatif ($\Delta G < 0$) sehingga reaksi sangat layak berlangsung dan reaksi berjalan spontan.

Dari hasil di atas dapat disimpulkan jika $\Delta G^{\circ}_r < 0$ reaksinya terjadi secara spontan.

b. Mencari K1

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

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K$$

$$K1 = \exp\left(\frac{-\Delta G^\circ}{RT}\right)$$

$$K1 = \exp\left(-\frac{384,182}{1,987} \times 298\right)$$

$$K1 = \exp(0,6842)$$

$$K1 = 1,9133$$

Mencari nilai K menggunakan $\frac{d(\ln K)}{dT} = -\frac{\Delta H^\circ}{RT^2}$ (J. Smith Van Ness, 2001)

$$\ln \frac{K}{K1} = -\frac{\Delta H^\circ}{R} \left(\frac{1}{T2} - \frac{1}{T1} \right)$$

$$\ln \frac{K}{K1} = -\frac{319,187}{1,987} \left(\frac{1}{344} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K = 0,13834$$

$$K = e^{0,13834}$$

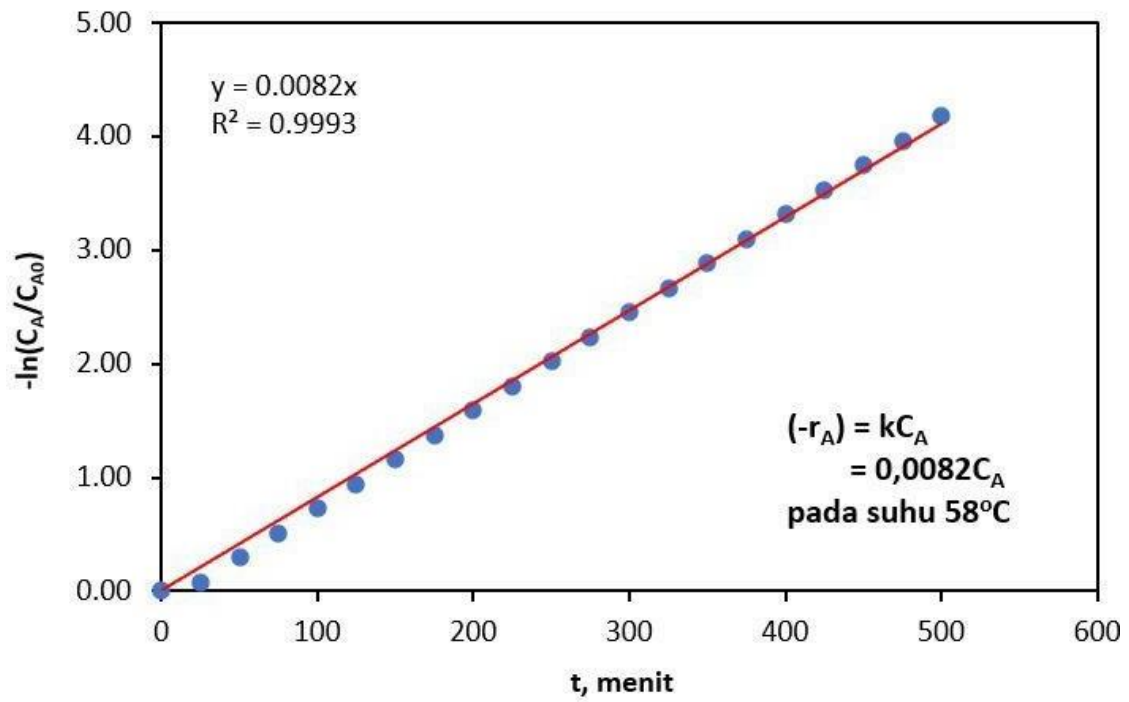
$$K = 1,148$$

$K > 1$: Pada reaksi kesetimbangan cenderung ke arah produk, konsentrasi produk lebih besar dari konsentrasi reaktan pada kesetimbangan

$K < 1$: Pada reaksi kesetimbangan cenderung ke arah reaktan (pereaksi) konsentrasi reaktan lebih besar dari konsentrasi produk pada kesetimbangan

Pada hasil perhitungan di atas nilai $K = 1,148$ berarti kesetimbangan cenderung berjalan ke kanan.

1.4.2. Tinjauan Kinetika



Laju reaksi untuk pembentukan asam oksalat melalui oksidasi glukosa dengan asam nitrat sebagai berikut :

$$K = 0,0082$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Produk

Produk yang akan dihasilkan berupa asam oksalat dihidrat dengan spesifikasi sebagai berikut :

Tabel 2. 1 Spesifikasi Asam Oksalat 1

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

2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1. Bahan Baku

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

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Baku 1

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 ³	1500,6008 kg/m ³
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

2.2.2. Bahan Pemantu (Katalis)

Bahan pembantu yang digunakan dalam pembuatan asam oksalat yaitu katalis vanadium pentoksida (V_2O_5). Berikut spesifikasi katalis :

Tabel 2. 3 Spesifikasi Bahan Pembantu 1

Spesifikasi	Bahan Pendukung	
	Asam Sulfat	Katalis
Rumus molekul	H_2SO_4	V_2O_5
Wujud	Cair	Padat
Berat molekul	98,08 g/mol	81,88 g/mol
Kemurnian	93%	98%
Densitas	1826,9712 kg/m ³	3357 kg/m ³
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

2.3. Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas adalah upaya untuk mempertahankan nilai kualitas dari suatu produk. Pengendalian kualitas ini diperlukan agar produk yang dihasilkan sesuai dengan target yang diinginkan berdasarkan standar yang telah ditentukan. Pengendalian kualitas yang akan dilakukan pada pabrik ini meliputi; pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang digunakan. Pengendalian kualitas bahan baku ini sangat penting dilakukan agar menghasilkan produk yang sesuai dengan target pasar. Oleh karena itu, sebelum dilakukan proses produksi, bahan baku yang digunakan seperti glukosa, asam nitrat, dan bahan pendukung seperti asam sulfat, dan vanadium pentoksida akan dilakukan uji densitas, uji viskositas, kemurnian dan kadar komposisi bahan baku.

2.3.2. Pengendalian kualitas proses

Pengendalian proses dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang dihasilkan dengan menggunakan alat pengendalian secara *automatic control*, dimana alat ini berpusat di ruang kontrol.

a. Alat Sistem Control

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 lajur alir sehingga diperlukan *Flow Control*

3. *Level Control* (LC)

Pengendali ketinggian 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 *Control*

1. Aliran *Pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari controller ke actuator.
2. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
3. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk

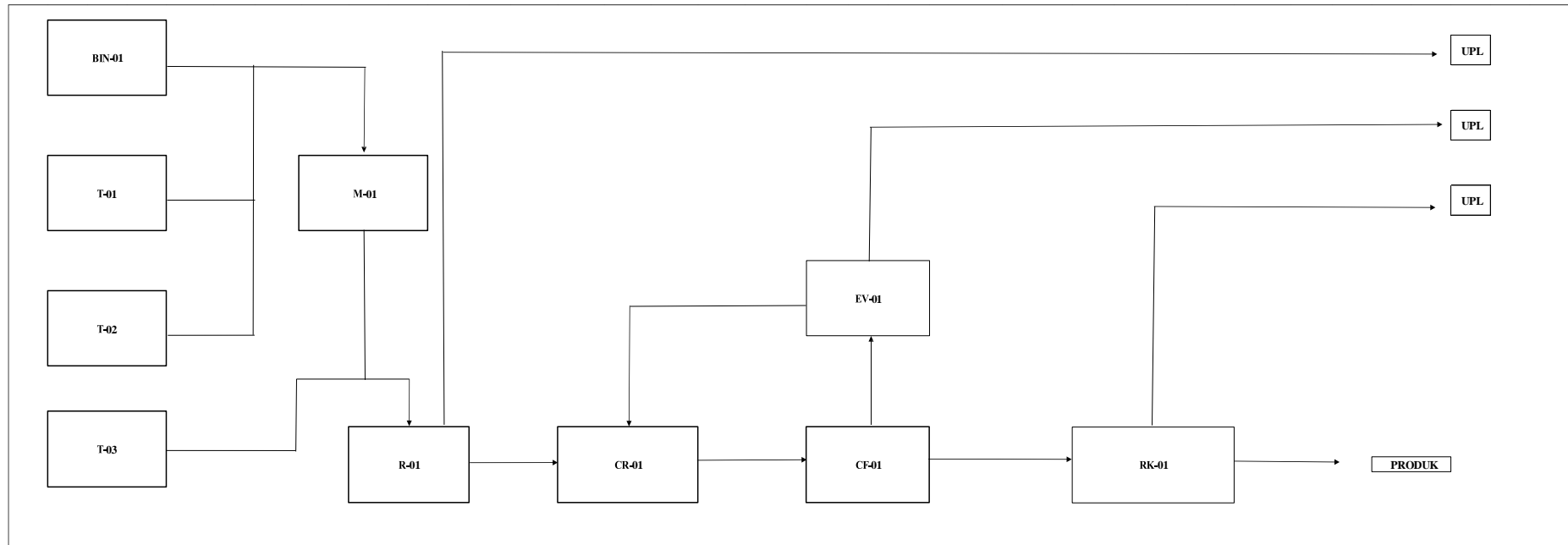
Pengendalian kualitas produksi merupakan kegiatan yang sangat penting dalam suatu industri. Hal ini dikarenakan semua kegiatan produksi akan dikendalikan terhadap proses yang ada dengan cara sistem kontrol agar produk yang dihasilkan sesuai dengan rencana yang telah ditetapkan diawal dan meminimalisir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

BAB III

PERANCANGAN PROSES

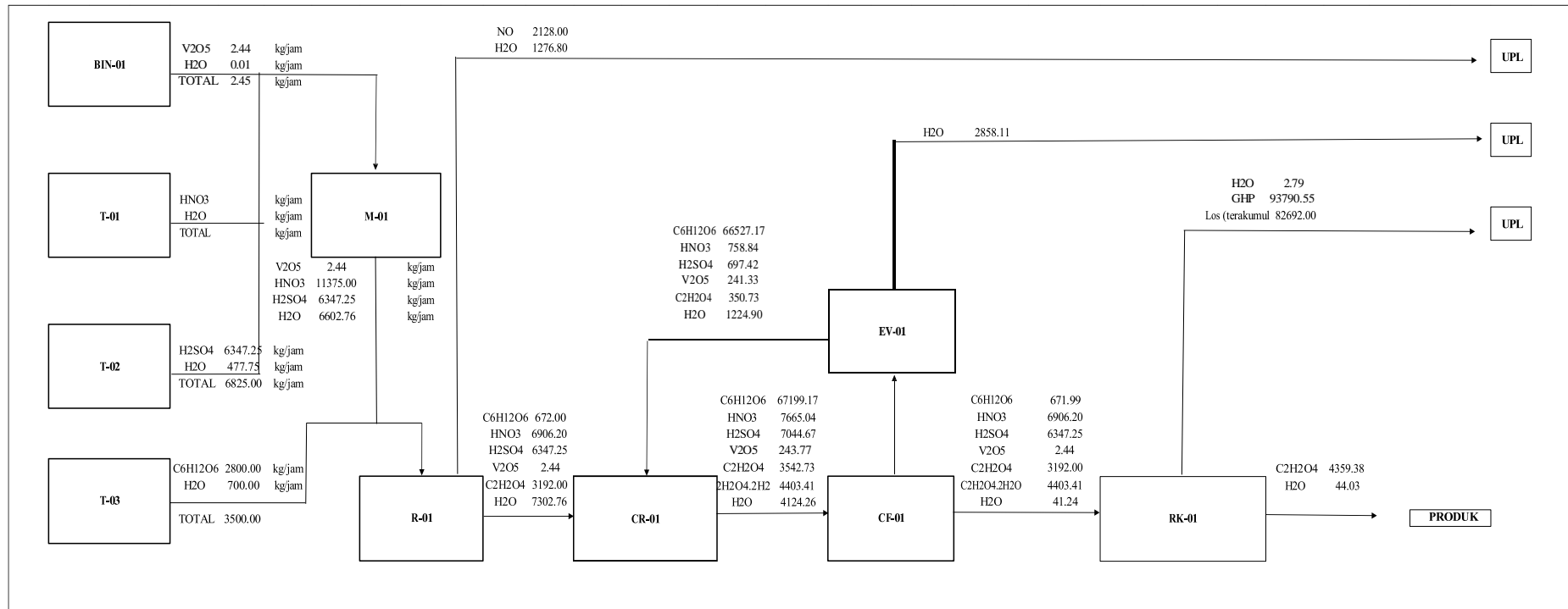
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif. 1

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram alir kuantitatif 1

3.2 Uraian Proses

Pembentukan asam oksalat dari glukosa dan asam nitrat dibagi menjadi tiga tahapan proses, sebagai berikut :

- a. Tahap persiapan bahan baku
- b. Tahap pembentukan produk
- c. Tahap pemurnian produk

3.2.1. Tahapan 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%, asam nitrat 65% dan asam sulfat 93%

Bahan baku glukosa 80% dialirkan dari tangki penyimpanan glukosa (T-03) dengan suhu 30 °C dan tekanan 1 atm lalu diumpankan menggunakan pompa (P-04) menuju *heater* (HE-01) untuk dinaikkan suhunya menjadi 58⁰C selanjutnya dialirkan ke bagian proses yaitu menuju reaktor (R-01).

Katalis V₂O₅ dari bin (B-01), larutan asam nitrat (HNO₃) dari tangki penyimpanan asam nitrat (T-01) dan larutan asam sulfat (H₂SO₄) dari tangki penyimpanan asam sulfat (T-02) dengan kondisi operasi bin dan tangki pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm diumpankan menuju mixer (M-01). Kemudian hasil keluaran *mixer* diumpankan menggunakan pompa (P-03) menuju reaktor (R-01).

3.2.2. Tahap Pembentukan Produk

Glukosa diumpankan ke (R-01) dari tangki penyimpanan (T-03), lalu asam nitrat, asam sulfat berasal dari tangki penyimpanan dan katalis V_2O_5 berasal dari bin penyimpanan (B-01) diumpankan ke dalam mixer lalu diumpankan reaktor (R-01) setelah kondisi operasinya disesuaikan dengan kondisi operasi reaktor. Jenis reaktor yang digunakan adalah reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Hasil keluaran reaktor (R-01) adalah asam oksalat, air, gas nitrogen monoksida, asam sulfat, dan katalis. Asam oksalat dan air merupakan hasil bawah reaktor (R-01) yang akan diumpankan ke reaktor (CR-01) sedangkan hasil atas reaktor (R-01) berupa gas nitrogen monoksida akan diumpankan ke UPL. Hasil keluaran (R-02) selanjutnya diumpankan menuju *crystallizer* (CR-01).

3.2.3. Tahap Pemurnian Produk

Hasil bawah reaktor (R-01) berupa cairan yang terdiri dari asam oksalat, air, gas nitrogen monoksida, asam sulfat, dan katalis 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-01) selanjutnya diumpankan menuju centrifuge (CF-01) untuk mengurangi sebagian besar kandungan larutan asam oksalat dehidrat, air, asam sulfat, glukosa dan katalis yang akan dibuang ke unit pengolahan limbah (UPL). Hasil keluaran centrifuge lalu diumpankan menuju *rotary kiln* (RK-01) dengan menggunakan *belt conveyor* (BC-02). Pada *rotary kiln*, kristal asam oksalat dikontakkan dengan udara panas yang bersuhu $500^{\circ}C$ yang dialirkan dari (HE-04) agar membawa kandungan air yang masih ada pada kristal asam oksalat sehingga akan menghasilkan kristal asam oksalat dihidrat dengan kemurnian 99%.

H₂O keluar dari *rotary kiln* dalam fase gas yang terikat pada udara panas yang akan diolah kembali di UPL. Hasil keluaran dari *rotary kiln* kemudian diangkut menggunakan *belt conveyor* (BC-02) dan (BE-01) menuju silo (S-01).

3.3. Spesifikasi Alat

3.3.1. Spesifikasi Alat Utama

1. Reaktor (R-01)

Spesifikasi umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan glukosa (C ₆ H ₁₂ O ₆) dan asam nitrat (HNO ₃) menjadi asam oksalat dengan bantuan asam sulfat (H ₂ SO ₄) dan vanadium pentoksida (V ₂ O ₅)
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 390,26 m ³
Harga	: \$ 194,955

Kondisi operasi

Suhu	: 58 °C
Tekanan	: 1,82 atm
Kondisi Proses	: Isotermal

Konstruksi dan material

Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283</i>
<i>grade CD shell</i>	: 4,63 m

Tebal <i>shell</i>	: 10,90 in
Tebal <i>head</i>	: 0,17 in
Tinggi total	: 11,10 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical dished head</i>

Spesifikasi khusus

Jumlah pendingin	: 616.149,02
kg/jam Volume jaket	: 4,939,07 m ³
OD <i>shell</i>	: 92 in
Tinggi <i>shell</i>	: 291,83 in
Tinggi jaket	: 7,78 m

3.3.2. Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung

1. Mixer (M-

01)

Spesifikasi umum

Kode	: M-01
Fungsi	: Mencampurkan HNO ₃ , H ₂ SO ₄ , dan padatan V ₂ O ₅ dengan air
Jenis	: Tangki silinder tegak berpengaduk dengan <i>torispherical head</i>
Jumlah	: 1 unit
Volume	: 5,707,164 m ³
Harga	: \$ 20.700

Kondisi operasi

Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm

Konstruksi dan material

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283*

grade C Diameter (ID) *shell* : 23,52 m

Tebal *shell* : 0,75 in

Tebal *head* : 0,02 in

Tinggi total : 9,81 m

Jenis *head* : *Torispherical head*

Spesifikasi pengaduk

Tipe pengaduk : *Flat six blade turbines*

Diameter pengaduk : 7,05

m Lebar *baffle* : 1,96

in Kecepatan pengaduk :

90,52 rpm Tenaga pengaduk

: 6,49

hp Daya motor : 8,11

hp Jumlah pengaduk : 1

buah

2. *Evaporator (EV-01)*

Kode : EV-01

Fungsi : Menguapkan sisa H₂O yang masih terikut dalam produk hasil reaksi karbonasi

Jenis : *Long tube vertical evaporator*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Harga : \$ 42,440

Kondisi operasi :
Tekanan : 1 atm
Suhu 105
Spesifikasi :

a. Deflektor (pemisah uap)

Jenis *shell* : *Cylindrical*
Jenis *head* : *Torispherical flanged and dished*
ID *shell* : 54,5 in
OD *shell* : 54 in
Tebal *shell* : 0,25
in Tebal *head* dan *bottom* :
0,3125 in Volume :
1,5613 m³
Tinggi : 1,81 m

b. Heat exchanger

Jenis : *Shell and Tube*
ID *shell* : 13,25 in
OD *shell* : 14 in
Tebal *shell* : 0,375 in
Tebal *bottom* : 0,3125 in
Volume : 0,5464 m³
Tinggi : 6,22 m
Spesifikasi :

a. Shell

Laju alir massa : 61,0775 kg/jam
Diameter dalam : 12 in
Passes : 1-P
Jenis baffle : Baffle segmen tunggal
Jumlah baffle : 20 buah

b. Tube

Laju alir massa	: 3.029,2573 kg/jam
Layout	: Triangular pitch
Tinggi	: 20 ft
Flow area	: 0,223 in ²
Surface area	: 0,1963 ft ² /ft
Jumlah tube	: 109 buah

3. Crystallizer (CR-01)

Spesifikasi umum

Kode	: CR-01
Fungsi	: Mengkristalkan C ₂ H ₂ O ₄
Jenis	: Continuous stirred tank crystallizer
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas maksimum	: 986,46 m ³
Harga	: \$ 1,715,830

Kondisi operasi

Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Waktu tinggal	: 1 jam

Konstruksi dan material

Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-283 grade C
OD shell	: 2,14 m
Tebal shell	: 0,22 in
Tinggi total	: 0,18 m
Jenis head dan bottom	: Torispherical flanged dished and conis bottom

Spesifikasi khusus

Jenis pengaduk	: Marine propeller with 3 blade
Diameter pengaduk	: 0,70 m
Kecepatan pengaduk	: 96 rpm
Power pengaduk	: 1 hp
Jenis pendingin	: Koil pendingin
Ud	: 1498,67 W/m ² . °C

Luas transfer panas	: 20,56 m ²
NPS	: 1 in
Sch	138
Panjang total	: 4,54 m
Jumlah lilitan	: 1 lilitan Tinggi
Tumpukan koil	: 2,15 m

4. Centrifuge (CF-01)

Kode	: CF-01
Fungsi	: Memisahkan kristal C ₂ H ₂ O ₄ dari <i>mother liquor</i> yang masih terkandung
Jenis	: <i>Helical conveyor centrifuge</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 87.300
Kondisi operasi	:
Suhu	: 30 °C
Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
Kapasitas	: 20830,60 ton/jam
Diameter <i>bowl</i>	: 18 in
Radius <i>bowl</i>	: 9 in
Panjang <i>bowl</i>	: 54 in
Laju putar motor	: 70 rpm
Daya motor	: 0,55

5. Rotary Kiln (RK-01)

Spesifikasi umum

Kode	: RK-01
Fungsi	: Tempat terjadinya proses kalsinasi
Jenis	: Drum berputar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283</i>
grade C	Jumlah : 1 unit
Arah aliran	: <i>Counter current</i>
Harga	: \$ 19,630,111
Kondisi operasi	:
Tekanan	: 1 atm
Suhu kristal masuk	: 50 °C
Suhu kristal keluar	: 500 °C
Suhu udara masuk	: 80 °C
Suhu udara keluar	: 52 °C
Spesifikasi	:
a. Diameter	: 3,58 m
b. Panjang	: 7,17 m
c. Tebal <i>shell</i>	: 0,23 in
d. Kemiringan	: 8 cm/m
e. Jumlah <i>flight</i>	: 11 buah
f. Kecepatan putar	: 5,32 rpm
g. Daya motor	: 0,82 hp
h. Waktu tinggal	: 0,03 menit

3.3.3. Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki 1

Tangki	T-01	T-02	T-03	Bin
Fungsi	Menyimpan bahan baku glukosa ($C_6H_{12}O_6$)	Menyimpan umpan asam sulfat (H_2SO_4)	Menyimpan bahan baku (HNO_3)	Menyimpan bahan vanadium pentaoksida (V_2O_5)
Waktu penyimpanan	14 hari	14 hari	14 hari	14 hari
Fase	Cair	Cair	Cair	Padat
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Jenis	Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conicalhead</i>	Silinder horizontal dengan <i>torispherical head</i> dan <i>bottom</i>	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>
Kondisi operasi	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1 atm	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1 atm
Spesifikasi	Bahan konstruksi: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i> Volume tangki: 723,70 m ³	Bahan konstruksi: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i> Volume tangki: 1503m ³	Bahan konstruksi: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i> Volume tangki: 4672 m ³	Bahan konstruksi: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i> Volume tangki: 9,83 m ³

*Lanjutan Tabel 3.1.

Tangki	T-01	T-02	T-03	Bin
Spesifikasi	Diameter: 13,49 m Tinggi: 8,39 m	Diameter: 17,22 m Tinggi 7,37 m	Diameter: 25,13 m Tinggi: 14,12 m	Diameter: 1,79 m Tinggi: 4,48 m
<i>Head dan bottom</i>	Jenis <i>head</i> : <i>Conical</i> Tebal <i>head</i> : 1,625 in Jenis <i>bottom</i> : <i>Flat</i> Tebal <i>bottom</i> : 0,625 in	Jenis <i>head dan bottom</i> : <i>Torispherical</i> Tebal <i>head dan bottom</i> : 0,625 in	Jenis <i>head</i> : <i>Flat</i> Tebal <i>head</i> : 0,63 in Jenis <i>bottom</i> : <i>Conical</i> Tebal <i>bottom</i> : 0,63 in	Jenis <i>head</i> : <i>Flat</i> Tebal <i>head</i> : 0,63 in Jenis <i>bottom</i> : <i>Conical</i> Tebal <i>bottom</i> : 0,63 in
Harga	\$ 440,179	\$ 535,577	\$ 306,782	\$ 12,719

3.3.4. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa 1

Parameter	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07
Fungsi	Mengalirkan umpan dari tangki T-01 menuju mixer M-01.	Mengalirkan umpan dari tangki T-02 menuju mixerM-01	Mengalirkan umpan dari mixer M-01 menuju reaktorR-01.	Mengalirkan umpan dari tangki T-03 menuju reaktorR-01.	Mengalirkan umpan dari reaktor R-01 menuju cryztalizer CR-01.	Mengalirkan umpan recycle dari centrifuge CF-01 menuju evaporator EV-01	Mengalirkan umpan recycle dari evapooratorEV-01 menuju crystalizer CR-01
Kapasitas, gpm	153,48	64,80	20,24	9,88	0,06	31,21	46,64
<i>Pump Head</i> , m	32,33	36,07	24,29	28,38	14,26	21,96	15,92
Suhu fluida, °C	30	30	30	58	30	105	30
Pin, atm	1	1	1	1	1,82	1	1
Pout, atm	1	1	1	1	1	1	1
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Dynamic Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Daya motor, hp	10	5	1	0,5	0,05	1,5	1,5
Bahan konstruksi	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>	<i>Commersial steel</i>
Harga, Rp	<i>Rp979,304,050</i>	<i>Rp1,973,969,733</i>	<i>Rp2,980,156,639</i>	<i>Rp952,421,194</i>	<i>Rp489,652,025</i>	<i>Rp5,017,493,105</i>	<i>Rp1,227,010,369</i>

1. Belt Conveyor

Tabel 3. 3 Spesifikasi Alat Transportasi 1

Kode	BC-01	BC-02
Fungsi	Mengalirkan umpan dari tangki BIN-01 menuju mixer M-01	Mengangkut produk dari rotary kiln RK-01 menuju bucket elevator BE-01
Kecepatan Belt	0,01	16,51
Panjang Belt	4,5	155,22
Lebar Belt	0,36	0,36
Daya	0,33	1,5
Jenis	Flat belt conveyor	Belt conveyor dengan pendingin
Bahan	Rubber	Rubber
Harga	\$ 10,763	\$ 191,286

2. Screw Conveyor

Kode	SC-01	SC-02
Fungsi	Mengangkut umpan dari crystalizer CR-01 menuju centrifuge CF-01	Mengangkut produk dari rotary kiln RK-01 menuju bucket elevator BE-01
Suhu	30 °C	30 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Panjang	45 ft	45 ft
Diameter flight	16 in	12 in
Diameter shaft	3 in	2in
Diameter feed section	14 in	10 in
Kecepatan	50 rpm	45 rpm
Daya	10 Hp	3 Hp
Jenis	Horizontal Screw Conveyor	Horizontal Screw Conveyor
Bahan	High alloy steel	High alloy steel
Harga	\$ 29,965	\$ 23,238

3. Bucket Ellevator

Kode	BE-01
Fungsi	Mengangkut produk dari BC-02 menuju tangki pen Mengangkut produk dari BC-02 menuju tangki penyimpanan Silo
Kecepatan	41,44
Panjang Bucket	0,2
Lebar Bucket	0,2
Tinggi Bucket	0,34
Daya	1,5
Jenis	<i>Continous bucket elevator</i>
Bahan	<i>Rubber</i>
Harga	\$ 15,043

3.3.5. Spesifikasi Alat Penukar Panas

Tabel 3. 4 Spesifikasi Alat Penukar Panas 1

Kode	HE-01			
Fungsi	Menaikkan suhu umpan $C_6H_{12}O_6$ dari suhu $30\text{ }^{\circ}C$ ke $58\text{ }^{\circ}C$			
Jenis	Double pipe Heat Exchanger			
Bahan Konstruksi	Carbon steel			
	Annulus		Tube	
Fluida	Steam	Fluida	$C_6H_{12}O_6$	
Jenis Fluida	Hot fluid	Jenis fluida	Cold fluid	
Laju alir massa	0,003 kg/jam	Laju alir massa	2800 kg/jam	
Outer pipe	2 in	IPS	1,25 in	
Inner pipe	1,25 in	Sch	40	
Flow area	1,19 in ²	Outside diameter	1,66 in	
Panjang	12 ft	Inner diameter	1,38 in	
dPca	5,47 psi	Flow area	1,5 in ²	
Rdca	21,61 Btu/jam.ft ² .F	Surface area	0,44 ft ² /ft	
Suhu masuk	120 °C	dPcal	6,48 psi	
Suhu keluar	100 °C	Suhu masuk	30 C	
		Suhu keluar	58 C	

Kode	HE-02			
Fungsi	Menaikkan suhu gas NO dari 58C ke 500C			
Jenis	Double pipe Heat exchanger			
Bahan Konstruksi	Carbon steel			
	Annulus		Tube	
Fluida	Steam	Fluida	NO	
Jenis Fluida	Hot fluid	Jenis fluida	Cold fluid	
Laju alir massa	0,03 kg/jam	Laju alir massa	2128 kg/jam	
Outer pipe	2 in	IPS	1,25 in	
Inner pipe	1,25 in	Sch	40	

Flow area	1,19 in ²	Outside diameter	1,66 in
Panjang	12 ft	Inner diameter	1,38 in
dPca	5,47 psi	Flow area	1,5 in ²
Rdca	4992,1 Btu/jam.ft ² .F	Surface area	0,44 ft ² /ft
Suhu masuk	120 C	dPcal	15,42 psi
Suhu keluar	100 C	Suhu masuk	58 C
		Suhu keluar	500 C

Kode	HE-03		
Fungsi	Menurunkan suhu hasil keluaran reaktor menuju crystalizer dari suhu 58C ke 30C		
Jenis	Double pipe Heat exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon steel		
	Annulus	Tube	
Fluida	Umpan	Fluida	H ₂ O
Jenis Fluida	Hot fluid	Jenis fluida	Cold fluid
Laju alir massa	24422,65 kg/jam	Laju alir massa	7302,76 kg/jam
Outer pipe	2 in	IPS	1,25 in
Inner pipe	1,25 in	Sch	40
Flow area	1,19 in ²	Outside diameter	1,66 in
Panjang	12 ft	Inner diameter	1,38 in
dPca	7,83 psi	Flow area	1,5 in ²
Rdca	0,15 Btu/jam.ft ² .F	Surface area	0,44 ft ² /ft
Suhu masuk	58 C	dPcal	148,94 psi
Suhu keluar	30 C	Suhu masuk	30 C
		Suhu keluar	5 C

3.4. Neraca Massa

3.4.1. Neraca Massa Total

Komponen	Laju masuk					Laju keuar		
	arus 1	arus 2	arus 3	arus 5	arus 12	arus 6	arus 13	arus 14
C ₆ H ₁₂ O ₆				2800,00				
HNO ₃ (l)	11375,00							
HNO ₃ (s)								
H ₂ SO ₄ (l)		6347,25						
H ₂ SO ₄ (s)								
C ₂ H ₂ O ₄ (l)								
C ₂ H ₂ O ₄ (s)								4359,38
C ₂ H ₂ O ₄ .2H ₂ O								
V ₂ O ₅			2,44					
NO						2128,00		
H ₂ O	6125,00	477,75	0,01	700,00		1276,80	2,79	44,03
Udara					159324,22		2858,12	
GHP							93790,55	
Loss (terakumulasi)							82692,00	
Subtotal	17500	6825	2,45	3500	159324,22	3404,8	179343,45	4403,41
Total	187151,66					187151,66		

3.4.2. Neraca Massa Per Alat

Tabel 3. 6 Neraca Massa Mixer (M-01) 1

Komponen	Rumus Kimia	Arus masuk			Arus keluar
		Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Asam Nitrat	HNO ₃	11375,00			11375,00
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄		6347,25		6347,25
Vanadium Oksida	V ₂ O ₅			2,44	2,44
Air	H ₂ O	6125,00	477,75	0,01	6602,76
Subtotal		17500,00	6825,00	2,45	24327,45
Total		24327,45			24327,45

Tabel 3. 7 Neraca Massa Reaktor (R-01) 1

Komponen	Rumus Kimia	Arus masuk		Arus keluar	
		ARUS 1	ARUS 5	ARUS 6	ARUS 7
Glukosa	$C_6H_{12}O_6$		2800,00		672,00
Asam Nitrat	HNO_3	11375,00			6906,20
Asam Sulfat	H_2SO_4	6347,25			6347,25
Asam Oksalat	$C_2H_2O_4$				3192,00
Vanadium oksida	V_2O_5	2,44			2,44
Nitrogen Monoksida	NO			2128,00	
Air	H_2O	6602,76	700,00	1276,80	7302,76
Subtotal		24327,45	3500,00	3404,80	24422,65
Total		27827,45		27827,45	

Tabel 3. 8 Neraca Massa Evaporator (EV-0 1)

Komponen	Rumus Kimia	Arus Masuk	Arus Keluar	
		Ma	Mb	Mc
Glukosa	$C_6H_{12}O_6$	66527,17		66527,17
Asam Nitrat	HNO_3	758,84		758,84
Asam Sulfat	H_2SO_4	697,42		697,42
Asam Oksalat	$C_2H_2O_4$	350,73		350,73
Vanadium Oksida	V_2O_5	241,33		241,33
Air	H_2O	4083,01	2858,11	1224,90
Subtotal		72658,51	2858,11	69800,40
Total		72658,51	72658,51	

Tabel 3. 9 Neraca Massa Crystallizer (CR-1)

Komponen	Rumus Kimia	Arus masuk		Arus keluar
		M7	M8	M9
Glukosa	$C_6H_{12}O_6$	672,00	66527,17	67199,17
Asam Nitrat (l)	HNO_3	6906,20	758,84	766,50
Asam Nitrat (s)				6898,53
Asam Sulfat (l)	H_2SO_4	6347,25	697,42	704,47
Asam Sulfat (s)				6340,21
Asam Oksalat (l)	$C_2H_2O_4$	3192,00	350,73	354,27
Asam Oksalat (s)				3188,46
Asam Oksalat Dihidrat	$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$			4403,41
Vanadium oksida	V_2O_5	2,44	241,33	243,77
Air	H_2O	7302,76	1224,90	4124,26
Subtotal		24422,65	69800,40	94223,05
Total		94223,05		94223,05

Tabel 3. 10 Neraca Massa Centrifuge (CF- 1)

Komponen	Rumus Kimia	Arus Masuk	Arus Keluar	
		M9	M10	M11
Glukosa	$C_6H_{12}O_6$	67199,17	66527,17	671,99
Asam Nitrat (l)	HNO_3	766,50	758,84	7,67
Asam Nitrat (s)		6898,53		6898,53
Asam Sulfat (l)	H_2SO_4	704,47	697,42	7,04
Asam Sulfat (s)		6340,21		6340,21
Asam Oksalat (l)	$C_2H_2O_4$	354,27	350,73	3,54
Asam Oksalat (s)		3188,46		3188,46

Asam Oksalat Dihidrat	$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	4403,41		4403,41
Vanadium oksida	V_2O_5	243,77	241,33	2,44
Air	H_2O	4124,26	4083,01	41,24
Subtotal		94223,05	72658,51	21564,53
Total		94223,05	94223,05	

Tabel 3. 11 Neraca Massa Rotary Kiln (RK-1)

Komponen	Rumus Kimia	Arus masuk		Arus keluar	
		M11	M12	M13	M14
Glukosa	$C_6H_{12}O_6$	671,99			
Asam Nitrat (l)	HNO_3	7,67			
Asam Nitrat (s)		6898,53			
Asam Sulfat (l)	H_2SO_4	7,04			
Asam Sulfat (s)		6340,21			
Asam Oksalat (l)	$C_2H_2O_4$	3,54			
Asam Oksalat (s)		3188,46			4359,38
Asam Oksalat Dihidrat	$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$	4403,41			
Vanadium oksida	V_2O_5	2,44			
Air	H_2O	41,24		2,79	44,03
Udara			159324,22		
GHP				93790,55	
Loss (terakumulasi)				82692,00	
Subtotal		21564,53	159324,22	176485,34	4403,41
Total		180888,75		180888,75	

3.5. Neraca Panas

Tabel 3. 12 Neraca panas mixer (M-01) 1

Komponen energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q in	56815,57	
Q out		56815,58
ΔH_p		-0,003
Total	56815,57	56815,57

Tabel 3. 13 Neraca panas reaktor (R-01) 1

Komponen energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q komponen	60401,95	72206,44
Q pendingin	2570673,99	2570673,99
ΔH_R		-11804,49
Total	2631075,95	2631075,95

Tabel 3. 14 Neraca panas evaporator (EV- 1)

Komponen energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q in	22031,13	22533,67
Hvap		1310151,38
Q air keluar	1537912,75	227258,83
Total	1559943,88	1559943,88

Tabel 3. 15 Neraca panas crystallizer (CR-1)

komponen	masuk kJ/jam	keluar (kJ/jam)
Qkmpnen	66337,57	51169,25
Qair	3834668,842	3849837,163
total	3901006,41	3901006,41

Tabel 3. 16 Neraca panas centrifuge (CF- 1)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Qin	28804,41	
Qair in	5712,72	
Qout		51169,25
Qair out		5690,35
ΔHR		-22342,47
Total	34517,13	34517,13

Tabel 3. 17 Neraca panas rotary kiln (RK-1)

Komponen energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q in	15722,4306	
Q out		15015,0867
ΔHR		707,3439
Total	15722,4306	15722,4306

Tabel 3. 18 Neraca panas heater (HT-01) 1

Komponen	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q feed	239,56	887,41
Q air	771,78	123,93
Total	1011,34	1011,34

Tabel 3. 19 Neraca panas heater (HT-02) 1

Komponen	Masuk (kj/jam)	Keluar (kj/jam)
Q feed	-0,72	-0,07
Q air	0,78	0,13
Total	0,06	0,06

Tabel 3. 20 Neraca panas heater (HT-02) 1

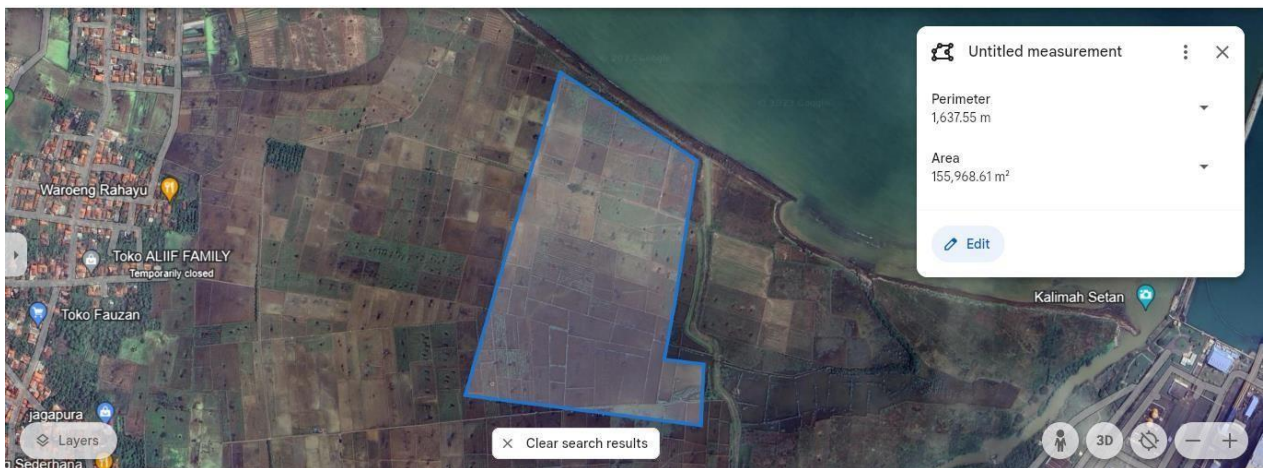
Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q _{in}	56411,83	
Q _{air in}	129794,11	
Q _{out}		55818,54
Q _{air out}		130387,40
ΔHR		
Total	186205,94	186205,94

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang sangat penting dalam perancangan atau pendirian suatu pabrik, karena memiliki keterkaitan atau hubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pemilihan yang tepat mengenai lokasi pabrik harus memberikan suatu perhitungan biaya produksi dan distribusi yang seminimal mungkin. Dalam menentukan lokasi pabrik banyak hal yang menjadi pertimbangan dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial, dan pengembangan di masa yang mendatang.



Gambar 4.1. Peta Lokasi Rencana Pabrik 1

Berdasarkan beberapa faktor pertimbangan di atas, maka lokasi pabrik *Asam Oksalat* dari *glukosa* dengan kapasitas 35.000 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Kabupaten Indramayu, Jawa Barat, Indonesia dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut.

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer termasuk kedalam faktor utama yang mempengaruhi secara langsung tujuan utama pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk. Faktor utamanya meliputi:

a. Penyediaan Bahan Baku dan Penunjang

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku utama serta penunjangnya. Kondisi tersebut merupakan pilihan yang tepat untuk pengamanan ketersediaan bahan baku yang ekonomis. Dalam pembuatan *Asam Oksalat* ($C_2H_2O_4$), bahan baku yang digunakan yaitu *Glukosa* ($C_6H_{12}O_6$) yang didapatkan dari PT PG Rajawali II di Cirebon dan *Asam Sulfat* (H_2SO_4) didapatkan dari PT Timur Raya di Karawang. Sedangkan *Asam Nitrat* (HNO_3) diperoleh dari PT Multi Nirotama Kimia di Kawasan Industri Kujang, Jawa Barat. Kedua pabrik tersebut letaknya tidak jauh dari lokasi pendirian pabrik sehingga memudahkan dan mempercepat proses distribusi bahan bakunya, maka pabrik ini dinyatakan cukup layak untuk didirikan di daerah ini.

b. Pemasaran Produk

Produk asam oksalat diutamakan memenuhi kebutuhan dalam negeri, terutama di pulau Jawa. Hal ini disebabkan di kawasan industri Banten dan Jawa Barat terdapat industri pabrik yang memanfaatkan asam oksalat sebagai bahan bakunya. Selain itu untuk kemungkinan ekspor juga bisa di distribusikan melalui pelabuhan Tanjung Priok.

c. Kemudahan Transportasi

Pengambilan bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat dengan menggunakan transportasi tertutup berupa truk dan sebagainya. Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik ini bisa dibidang strategis, karena dapat diakses dengan berbagai moda transportasi.

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama dalam pendirian suatu pabrik, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik yang memiliki keahlian dan kemampuan di bidangnya. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan yaitu tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sarjana. Untuk memenuhinya, dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas. Selain itu juga, dari lokasi perancangan pabrik yang dipilih memiliki potensi untuk mudah memperoleh tenaga kerja yang dibutuhkan oleh pabrik. Hal ini dibuktikan pada lokasi pabrik yang mudah dijangkau oleh permukiman penduduk sehingga dapat memungkinkan untuk mudah dalam mendapatkan tenaga kerja.

e. Kebutuhan Air

Dalam pendirian suatu pabrik, air merupakan salah satu hal yang sangat dibutuhkan dan memiliki peran utama dalam keberlangsungan jalannya pabrik. Ketersediaan air yang melimpah merupakan salah satu faktor yang dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Lokasi pabrik yang dirancang dilintasi oleh anak sungai Citarum yaitu Situ Kamojing dan juga berada di pinggir laut Jawa, sehingga ketersediaan airnya pun sangat melimpah dan relatif sangat mudah untuk diperoleh. Maka dari itu, ketersediaan air relatif sangat melimpah di kawasan ini, sehingga kawasan ini relatif sangat mendukung untuk didirikannya pabrik *Asam Oksalat* ($C_2H_2O_4$).

f. Kebutuhan Tenaga Listrik dan Bahan Bakar

Selain air, tenaga listrik dan bahan bakar juga termasuk faktor penunjang yang sangat penting dalam pendirian pabrik. Hal ini terjadi karena keberlangsungan suatu pabrik sangat bergantung pada ketersediaan serta kestabilan tenaga listrik dan bahan bakar yang digunakan. Tenaga listrik yang digunakan diperoleh dari PLTU Sumuradem, Indramayu, Jawa Barat yang letaknya berada di sebelah perkiraan lokasi pendirian pabrik. Sedangkan, untuk kebutuhan bahan bakar pabrik ini diperoleh dari PT Pertamina (Persero) RU VI Balongan, Indramayu, Jawa Barat dengan menggunakan sistem perpipaan bawah tanah sejauh 50 km. Maka dari itu, untuk ketersediaan tenaga listrik dan bahan bakar pabrik di kawasan ini relatif stabil.

g. Kondisi Iklim dan Keadaan Geografis

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki suhu rata-rata yang cukup baik. Seperti di daerah lain, Indonesia yang beriklim tropis memiliki temperatur udara berkisar 20-35°C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor, maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder merupakan faktor yang berperan secara tidak langsung dalam proses operasional pabrik, namun memiliki pengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor sekunder dalam penentuan lokasi pabrik meliputi:

a. Perluasan Pabrik

Dalam menentukan lokasi pendirian pabrik, harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan, karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik maka tidak mengalami kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Perijinan

Lokasi pendirian pabrik yang dipilih merupakan lahan kosong dengan lokasi berdekatan dengan PLTU Sumuradem, sehingga dapat memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian terpenting dalam proses pendirian pabrik sehingga harus memperhatikan beberapahal, antara lain segi keamanan kerja terpenuhi, pengoperasian, pengontrolan maupun kegiatan yang melibatkan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman, pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin, serta transportasi yang baik danefisien.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial yang seperti penyediaan bengkel industri, sarana kesehatan, pendidikan, ibadah, hiburan, bank, dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan taraf hidup.

d. Kebijakan Pemerintah

Dalam mendirikan suatu pabrik perlu mempertimbangkan beberapa faktor kepentingan pemerintah yang terkait di dalamnya, seperti kebijaksanaan pengembangan industri dan hubungan dengan pemerataan kesempatan kerja serta hasil pembangunan.

e. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu dan diatur sedemikian rupa agar dapat menghemat tempat.

4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk serta sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Secara besar *layout* pabrik dibagi menjadibeberapa daerah utama, antara lain:

4.2.1 Daerah Administrasi atau Perkantoran

Daerah administrasi atau perkantoran terdiri dari beberapa fasilitas pendukung areayang terdiri dari:

- a. Daerah administrasi, bertujuan sebagai tempat pusat kegiatan administrasi, keuangan pabrik, dan kantor yang mengatur kelancaran operasi.
- b. Laboratorium, bertujuan sebagai tempat pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan di proses serta produk yang akan di jual.
- c. Fasilitas karyawan seperti poliklinik, kantin, dan masjid, bertujuan sebagai tempat pusat sarana tambahan dan penunjang bagi para karyawan.

4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

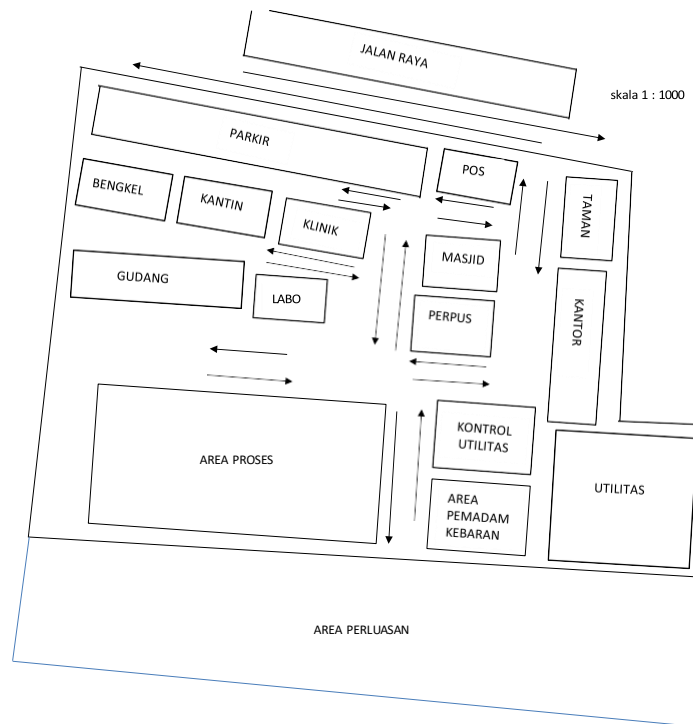
Daerah proses merupakan daerah bagi alat-alat proses yang diletakkan dan proses berlangsung. Sedangkan daerah kontrol merupakan daerah sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses seperti *Room control* dan lain sebagainya.

4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Daerah ini bertujuan sebagai tempat perbaikan alat-alat proses agar tidak terekspos ke luar pabrik. Perawatan alat dan penyimpanan suku cadang alat proses juga menjadi satupada area ini.

4.2.4 Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran

Daerah ini merupakan daerah pusat kegiatan penyediaan air, *steam* dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran. Berikut *layout* perencanaan pendirian pabrik.



Gambar 4.2 Layout Pabrik.

Tabel 4.1. Area Bangunan Pabrik Asam Oksalat

Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m²)
Pos Keamanan	10	3	30
Masjid	19	11	209
Taman	8	6	48
Kantin	10	7	70
Klinik	7	3	21
Unit Pemadam Kebakaran	7	6	42
Kantor Utama	15	10	150
Laboratorium	7	15	105
Gudang Bahan dan Produk	13	7	91
Area Kontrol Utilitas	10	30	300
Area Utilitas	340	17	5780
Area Kontrol Proses	15	35	450
Area Proses	340	18	6120
Area Perluasan	44	16	704
Parkir Utama	25	5	125
Parkir Truk	7	9	63
Luas Bangunan			13.556 m ²
Luas Tanah			14.308 m ²
Luas Total			27.864 m ²

4.3 Tata Letak Mesin atau Alat Proses (*Machines Layout*)

Dalam perancangan suatu pabrik, tata letak mesin atau peralatan proses perlu diperhatikan guna mencegah adanya kejadian yang tidak diinginkan dan meningkatkan faktor keselamatan. Beberapa hal yang harus diperhatikan antara lain:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Selain itu perlu diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga (3) meter atau lebih dan perlu di atur sedemikian rupa agar tidak mengganggu lalu lintas kerja.

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal tersebut bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu diperhatikan juga arah hembusan angin.

4.3.3 Pencahayaan

Pada tempat terjadinya proses yang berbahaya atau beresiko tinggi untuk keselamatan harus diberi penerangan tambahan. Selain itu, penerangan seluruh pabrik haruslah memadai untuk menjaga keselamatan pekerja.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *layout* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu di prioritaskan.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat proses pada pabrik, diusahakan untuk menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang memiliki suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkandari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya. Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin,
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai,
- c. Biaya *material handling* menjadi rendah, sehingga meminimalisir pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting,
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu menggunakan alat angkut dengan biaya yang mahal, dan
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

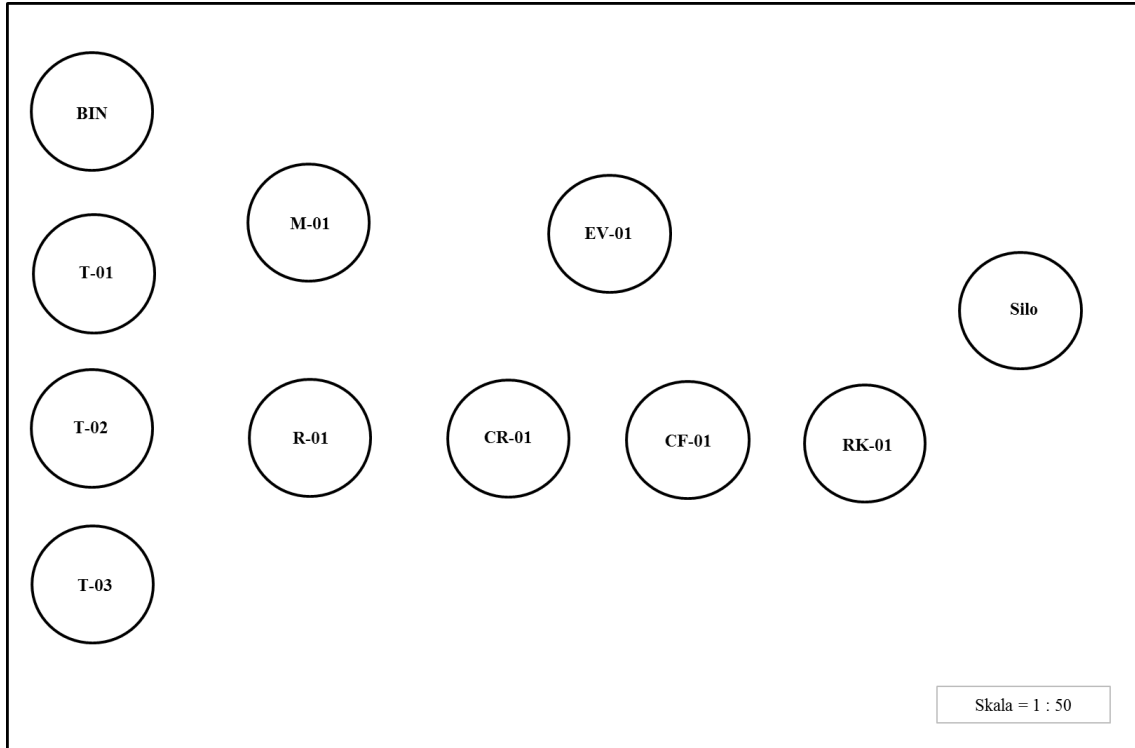
4.3.7 Perawatan (*Maintenance*)

Perawatan atau *maintenance* bertujuan untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar proses dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan mencapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan. Pada pembagiannya, perawatan terbagi menjadi dua (2) antara lain perawatan preventif dan perawatan periodik.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwalsesuai dengan buku petunjuk yang ada dengan tujuan agar alat proses mendapatkan perawatan khusus secara bergantian dan proses tetap berjalan kontinyu dan akan berhenti

jika terjadi kerusakan.

Dari penjelasan tersebut, untuk tata letak dari alat proses dapat dilihat pada Gambar.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses Pabrik Skala 1:1000

Keterangan:

1. T-01 : Tangki *Asam Sulfat* (H_2SO_4)
2. T-02 : Tangki *Asam Nitrat* (HNO_3)
3. T-03 : Tanki *Glukosa* ($C_6H_{12}O_6$)
4. BIN : Tangki Vanadium (V_2O_5)
5. SILO : *Asam Oksalat* ($C_2H_2O_4$)
6. M-01 :Mixer
7. R-01 : Reaktor
8. EV-01 : Evaporator
9. CR-01 : Crystallizer
10. CF-01 : Centrifuge
11. RK-01 : Rotary Kiln

4.4. Organisasi Perusahaan

4.4.1. Bentuk perusahaan

Pabrik *Asam Oksalat* yang akan didirikan direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham termasuk salah satu surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham yang berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan. Dalam PT, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini di latar belakangnya atas beberapa pertimbangan, antara lain:

1. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan,
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan,
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf dan karyawan perusahaan,
5. Efisiensi dari manajemen,
6. Lapangan usaha lebih luas, dan
7. Mudah bergerak di pasar global.

4.4.2. Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana masing-masing orang berpacu pada satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab, serta hubungan antara bagian dalam perusahaan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan.

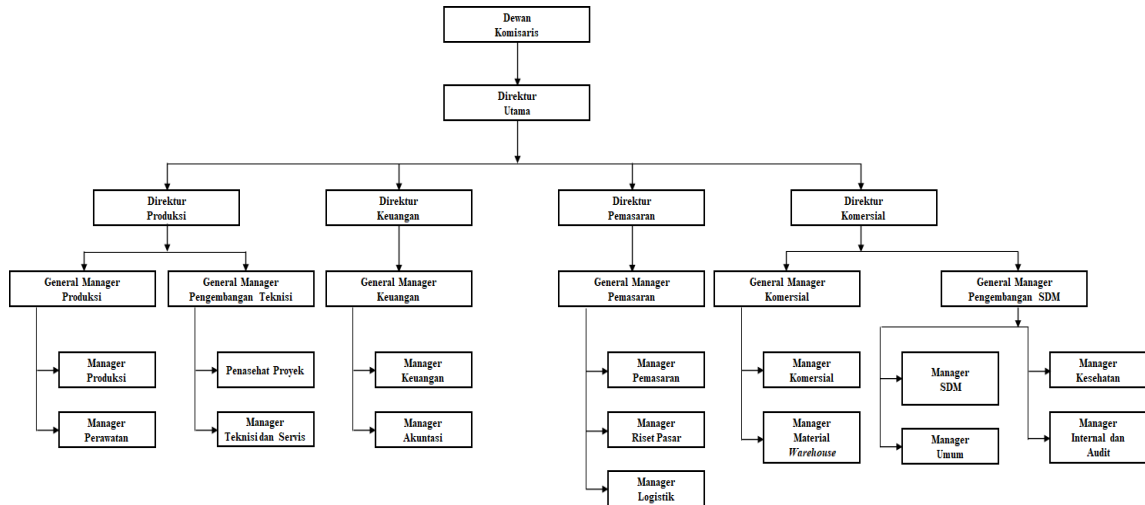
Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham,
- b. Dewan Komisaris,
- c. Direktur Utama
- d. Direktur,
- e. *General Manager*,
- f. *Manager*, dan
- g. Karyawan dan Operator.

Masing-masing bagian memiliki wewenang dan tugas yang berbeda. Semakin tinggi jabatan yang ditempati maka semakin luas pula tugas dan wewenang yang dimiliki. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu Dewan Komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi terletak pada Pemegang saham.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-hari nya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh *General Manager* dari berbagai bidang.

Gambar 4.5 menunjukkan struktur organisasi perusahaan mulai dari direksi sampai ke staf, dapat dilihat pada gambar berikut.



Gambar 4.5 Struktur Organisasi Pabrik.

4.4.3. Tugas dan Wewenang

Dalam pembagiannya, masing-masing memiliki tugas dan wewenang. Berikut rinciannya.

1. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham memiliki wewenang untuk mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris, mengangkat dan memberhentikan Direktur, serta mengesahkan hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan anggota pelaksana dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris antara lain menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, mengawasi tugas Direktur Utama, dan membantu Direktur Utama dalam hal-hal penting.

3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan memiliki tanggung jawab sepenuhnya terhadap perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Keuangan, Direktur Pemasaran, dan Direktur Komersial.

4. Direktur

Direktur merupakan pemimpin pelaksanaan kegiatan perusahaan yang dibawahi oleh Direktur Utama. Masing-masing Direktur memiliki tugasnya sendiri sesuai dengan bidangnya. Tugas Direktur, dapat dilihat pada Tabel.

Tabel 4.2 Tugas Masing-masing Direktur. 1

Posisi	Tugas
Direktur Produksi	Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi
Direktur Keuangan	Bertanggung jawab dalam administrasi dan keuangan
Direktur Pemasaran	Memimpin pelaksanaan pemasaran dan strategi bisnis
Direktur Komersial	Memimpin pelaksanaan atas pengadaan program promosi serta bertanggung jawab terhadap seluruh divisi komersial

Tabel 4.3 Tugas Masing-masing General Ma 1

Posisi	Tugas
GM Produksi	Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku serta produksi
GM Keuangan	Mengkoordinasikan kegiatan pembukuan keuangan
GM Pemasaran	Bertanggung jawab terhadap kegiatan penjualan dan pemasaran produk
GM Komersial	Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang
GM Pengembangan Sumber Daya Manusia	berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan

5. *Manager*

Manager adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur dan disusun oleh para *General Manager* dari masing- masing bagian. Setiap *Manager* bertanggung jawab terhadap *General Manager* masing-masing sesuai dengan tugasnya. Tugas *Manager* dapat dilihat pada Tabel.

Tab 4.4 Tugas Masing-masing Manager. 1

Posisi	Tugas
<i>Manager</i> Produksi	Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi
<i>Manager</i> Perawatan	Bertanggung jawab dalam pengadaan perawatan peralatan proses
<i>Manager</i> Teknisi dan Servis	Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan
<i>Manager</i> Keuangan	Bertanggung jawab atas alur keluar masuknya keuangan perusahaan
<i>Manager</i> Akuntansi	Bertanggung jawab atas kegiatan pembukuan arus keuangan perusahaan
<i>Manager</i> Pemasaran	Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan pemasaran
<i>Manager</i> Riset Pasar	Bertanggung jawab atas kegiatan riset pasar
<i>Manager</i> Logistik	Bertanggung jawab dalam pengadaan atau penyediaan kebutuhan perusahaan
<i>Manager</i> Komersial	Bertanggung jawab dalam mengembangkan struktur harga dan hubungan dengan klien

<i>Manager Material Warehouse</i>	Bertanggung jawab dalam pendataan barang, pemindahan barang, dan pemeliharaan barang secara preventif.
<i>Manager Sumber Daya Manusia</i>	Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian
<i>Manager Umum</i>	Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat
<i>Manager Kesehatan</i>	Bertanggung jawab dalam pelayanan medis dan kesehatan bagi perusahaan
<i>Manager Internal dan Audit</i>	Bertanggung jawab dalam mengendalikan siklus audit termasuk manajemen risiko dan kontrol atas efektivitas operasional

4.4.4. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

1. Penggolongan Jabatan

Masing-masing jabatan dan struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari lulusan SMA hingga Sarjana S-2. Penggolongan jabatan berdasarkan jenjang pendidikan dapat dilihat pada Tabel.

Tabel 4.5 Penggolongan Jabatan 1

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
<i>General Manager</i>	S-1
<i>Manager</i>	S-1
Dokter	S-2
Perawat	D-3/ D-4/ S-1

Karyawan	D-3/ S-1
Operator	SMK/ D-3/ S-1
Supir	SMA/ Sederajat
<i>Cleaning Service</i>	SMA/ Sederajat
Satpam	SMA/ Sederajat

2. Sistem Gaji Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan dan diatur menurut tingkat pendidikan, status pekerjaan, dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja yang diperoleh tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai dengan ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi karyawan. Sistem pembagian gaji perusahaan terbagi menjadi tiga (3), antara lain gaji bulanan, gaji harian dan gaji lembur. Berikut rincian gaji dari masing-masing bagian.

Tabel 4.6 Gaji Karyawan. 1

Jabatan	Jumlah	Gaji / Bulan	Total Gaji
Direktur Utama	1	Rp. 40.000.000	Rp. 40.000.000
Direktur Produksi	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000
Direktur Keuangan	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000
Direktur Pemasaran	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000
Direktur Komersial	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000

GM Produksi	1	Rp. 18.000.000	Rp. 18.000.000
GM Keuangan	1	Rp. 18.000.000	Rp. 18.000.000
GM Pemasaran	1	Rp. 18.000.000	Rp. 18.000.000
GM Komersial	1	Rp. 18.000.000	Rp. 18.000.000
GM Pengembangan Sumber Daya Manusia (SDM)	1	Rp. 18.000.000	Rp. 18.000.000
Manajer Produksi	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Perawatan	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Teknisi dan Servis	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Keuangan	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Akuntansi	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Pemasaran	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Riset Pasar	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Logistik	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Komersial	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer <i>Material Warehouse</i>	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Sumber Daya Manusia	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Umum	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Kesehatan	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Manajer Internal dan Audit	1	Rp. 15.000.000	Rp. 15.000.000
Karyawan Proses	5	Rp. 9.000.000	Rp. 45.000.000

Karyawan Utilitas	4	Rp. 9.000.000	Rp. 36.000.000
Karyawan Perawatan	6	Rp. 9.000.000	Rp. 54.000.000
Karyawan Teknisi dan Servis	4	Rp. 9.000.000	Rp. 36.000.000
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Laboratorium	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Keuangan	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Pemasaran	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Tata Usaha	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Personalia	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Humas	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Keamanan	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Unit Pengelola Limbah (UPL)	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Operator	18	Rp. 10.000.000	Rp. 180.000.000

Supir	13	Rp. 3.500.000	Rp. 45.500.000
Karyawan Pemadam Kebakaran	4	Rp. 3.500.000	Rp. 14.000.000
Cleaning Service	12	Rp 2.600.000	Rp. 31.200.000
Dokter	1	Rp. 9.000.000	Rp. 9.000.000
Perawat	3	Rp. 6.000.000	Rp. 18.000.000
Total	120	Rp. 629.000.000	Rp. 1.199.000.000

4.4.5 Status Karyawan

Pada pabrik *Potassium carbonate* ini pemberian gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik dapat dibagi menjadi beberapa golongan antara lain:

- a. Karyawan tetap, merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan yang sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
- b. Karyawan harian, merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhirpekan.
- c. Karyawan Borongan, merupakan karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.4.6 Jumlah dan Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi selama 300 hari dalam setahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan (*Turn Around* atau *Shut Down*). Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua(2), antara lain karyawan *shift* dan karyawan *non-shift*.

a. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang memiliki hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan, keamanan dan keberlangsungan pabrik. Para karyawan *shift* bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam tiga (3) *shift* dengan pengaturan sebagai berikut.

Shift I = 08.00 - 16.00

Shift II = 16.00 - 24.00

Shift III = 24.00 - 08.00

Pembagian regu dan *shift* dapat dilihat pada Tabel.

Tabel 4.7 Jadwal Hari dan Jam Kerja Kary 1

~	Hari ke-														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
B	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I
C	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II
D			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III
~	Hari ke-														
	16	17	19	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		
C	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	
D	III			I	I	I	II	III	III			I	I	I	II

b. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan *non-shift* antara lain Direktur, *General Manager*, *Manager* serta bagian administrasi. Karyawan *non-shift* ini bekerja dengan rincian sebagai berikut.

Hari = Senin - Kamis

Pukul 08.00 - 12.00 (Jam kerja)

Pukul 12.00 - 13.00 (Istirahat)

Pukul 13.00 - 16.00 (Jam kerja)

Hari = Jum'at

Pukul 08.00 - 11.30 (Jam kerja)

Pukul 11.30 - 13.00 (Istirahat)

Pukul 13.00 - 16.00 (Jam kerja)

Hari = Sabtu, Minggu dan hari besar libur

BAB V

UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam suatu pabrik. Dalam perancangan pabrik asam oksalat ($C_2H_2O_4$) unit pendukung proses yang dibutuhkan antara lain:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit ini berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan dan air sanitasi untuk air perkantoran dan lingkungan. Proses pendinginan digunakan pada *cooling*.

2. Unit Penyediaan Air Pemanas (*Steam System*)

Unit ini berfungsi sebagai proses pemanasan pada *heater*, evaporator, dan reboiler.

3. Unit Pembangkit Listrik (*Power plant System*)

Unit ini berfungsi sebagai tenaga penggerak peralatan proses, penerangan, bahkan lingkungan pabrik. Listrik diperoleh dari PLN dan generator sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

4. Unit Penyediaan Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Unit ini berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupakompresor dan tangki udara.

5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak generator.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas untuk menyediakan air kebutuhan industri maupun rumah tangga. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut. Dalam perancangan pabrik asam oksalat ($C_2H_2O_4$) ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai dengan beberapa pertimbangan:

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahan pada umumnya lebih besar karena dalam air laut tersebut memiliki lebih banyak kandungan garam dan mineral yang perlu dipisahkan.
- c. Jumlah air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.
- d. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Dalam kebutuhannya, air sungai yang digunakan untuk keperluan pabrik antara lain sebagai air proses, air domestik, dan air umpan boiler. Air proses berfungsi untuk mensuplai kebutuhan air selama alat proses berjalan, sehingga tidak akan terjadi pemberhentian selama berlangsungnya proses. Air domestik berfungsi untuk memenuhi keperluan atau kebutuhan domestik yang bertujuan untuk keperluan perkantoran dan lingkungan pabrik.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang jarak atau lokasinya berdekatan dengan pabrik. Air sungai yang digunakan pada lingkungan pabrik perlu dilakukan proses pengolahan terlebih dahulu untuk mendapatkan spesifikasi air yang diinginkan. Tahap proses pengolahan air yang dilakukan antara lain:

1. Penyaringan awal

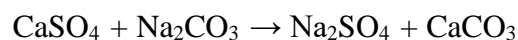
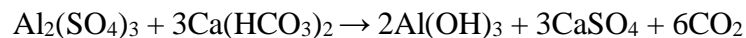
Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus dilakukan penyaringan terlebih dahulu agar pada proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Penyaringan awal terhadap air sungai dilakukan agar kandungan padatan seperti sampah, plastik, daun, dan lain sebagainya yang terbawa oleh air dapat terpisah. Setelah dilakukan proses penyaringan awal kemudian air dialirkan menuju bak pengendap.

2. Bak pengendap

Bak pengendap bertujuan untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air laut yang tidak lolos dari penyaring awal.

3. Bak pencampur cepat

Air sungai yang telah melalui bak pengendap awal, kemudian dialirkan menuju bak pencampur cepat yang bertujuan untuk menggumpalkan koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 . Adapun reaksi yang terjadi pada bak pencampur cepat adalah:



4. Clarifier

Air hasil proses dari bak pencampur cepat kemudian dialirkan menuju *clarifier* untuk memisahkan gumpalan dari bak pencampur cepat dengan cara mengendapkan. Air baku yang telah dialirkan ke dalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan pengaduk. Air yang keluar dari *clarifier* melalui bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi untuk dilanjutkan dengan proses *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

5. Bak penyaring (*Sand filter*)

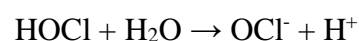
Setelah melakukan proses *clarifier*, selanjutnya air yang diperoleh dialirkan menuju bak penyaring dengan tujuan untuk menyaring partikel halus yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Proses penyaringan dilakukan dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir dan kerikil sebagai media penyaring.

6. Bak air bersih

Air yang keluar dari bak penyaring kemudian dialirkan menuju bak air bersih. Di dalam bak air bersih dilakukan penginjeksian dengan klorin (Cl_2) yang berperan sebagai oksidator dan disinfektan. Sebagai oksidator, klorin digunakan untuk menghilangkan bau dan rasa pada pengolahan air bersih. Sedangkan klorin sebagai disinfektan bertujuan untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain sebagainya yang terkandung di dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Dalam reaksinya, klorin di dalam air akan membentuk asam hipoklorit dengan reaksi sebagai berikut.



Selanjutnya, asam hipoklorit pecah sesuai dengan reaksi berikut.



7. Tangki deklorinasi

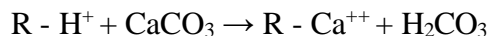
Tangki deklorinasi bertujuan untuk menghilangkan klorin (Cl_2). Karena penambahan klorin dalam bentuk gas akan menyebabkan turunnya pH air dan terjadi pembentukan asam kuat. Klorin juga memiliki sifat yang sangat beracun yang dapat merusak kesehatan. Setelah klorin hilang, air dapat didistribusikan sebagai air pabrik dan lingkungannya.

8. Demineralisasi

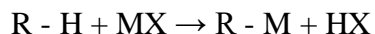
Demineralisasi merupakan salah satu teknologi proses pengolahan air untuk menghilangkan mineral dari air. Demineralisasi biasanya digunakan secara khusus untuk proses pertukaran ion dan penghilangan total kontaminan mineral ion sampaimendekati angka nol. Demineralisasi dilakukan dengan menggunakan resin penukar kation (*cation exchanger*) dan penukar anion (*anion exchanger*).

9. Tangki *cation exchanger*

Air dari bak air bersih berfungsi sebagai *make up boiler* yang selanjutnya air dialirkan menuju ke tangki *cation exchanger*. Air yang dilewatkan pada *cation exchanger* berisi resin positif sehingga ion positif tertukar dengan resin positif. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan Dowex, karena resin dowex dapat menghasilkan peningkatan efisiensi regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan regenerant. Proses regenerasi dowex menggunakan HCl 33% dengan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dengan:

R = Resin dowex

R – H = Resin dowex mengikat kation

MX = Mineral yang terkandung dalam air.

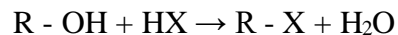
R - M = Resin dalam kondisi mengikat kation

HX = Asam mineral yang terbentuk setelah air melewati resin kation.

10. Tangki *anion exchanger*

Air yang keluar dari tangki kation kemudian diumpankan menuju tangki *anion exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.

Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan Dowex, karena resin dowex dapat menghasilkan peningkatan efisiensi regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan regenerant. Proses regenerasi dowex menggunakan NaOH 40% dengan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.

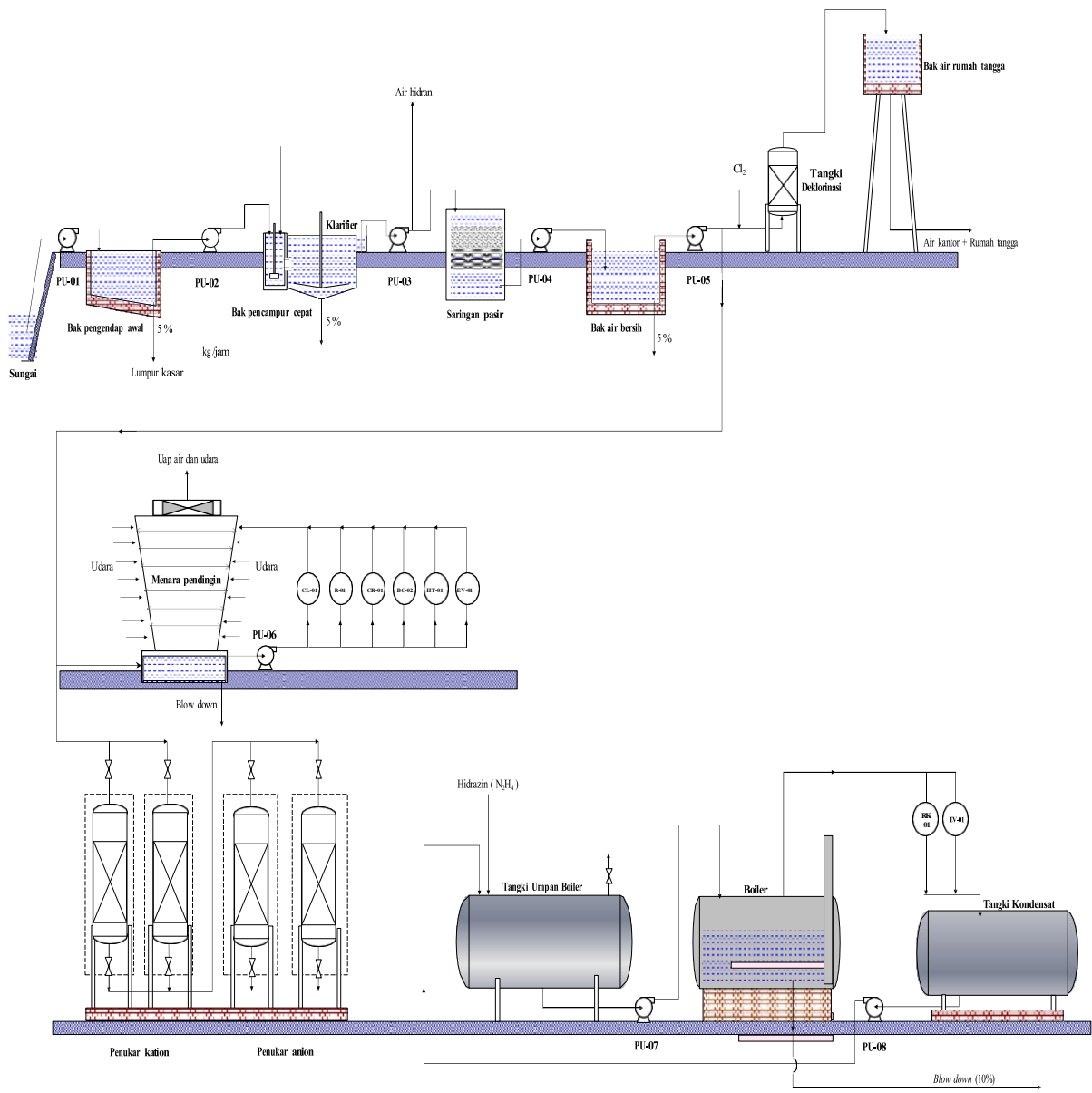


Dengan:

R = Resin dowex

R – OH = Resin dowex mengikat anion

R - X = Resin dalam kondisi mengikat anion



Gambar 5. 1 Diagram alir proses pengolahan 1

5.1.2 Kebutuhan Air

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

Tabel 5.1 Air sebagai Media Pendingin. 1

Nama alat	Kode	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
<i>Cooler</i>	CL-01	Media pendingin	593,29
Reaktor	R-01	Koil pendingin	616149,02
<i>Crystalizer</i>	CR-01	Koil pendingin	914869,58
<i>Bed Conveyor-02</i>	BC-01	Media pendingin	3180,95
Total			1534792,84

Tabel 5.2 Air sebagai Media Pemanas. 1

Nama alat	Kode	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
Heater	HE-01	Media pemanas	64,79
Heater	HE-02	Media pemanas	0,65
Evaporator	EV-01	Heater dari evaporator	1310653,92
Total			1310719

Selain sebagai media pendingin dan pemanas, kebutuhan air juga diperlukan untuk keperluan domestik (perkantoran) dan lingkungannya.

Kebutuhan air domestik terdiri dari kebutuhan air untuk perkantoran dan kebutuhan air karyawan.

a. Kebutuhan air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang berkisar 100 s/d 200 liter/hari. Kebutuhan per orang sebanyak = 150 liter/hari

Jumlah karyawan = 120 orang Dirancang ketersediaan

jatah air = 150 orang

Maka, kebutuhan air sebanyak = Jumlah karyawan \times Kebutuhan per orang

$$= 150 \text{ orang} \times (150 \text{ liter/hari})$$

$$= 22.5 \text{ liter/hari}$$

$$= 22.5 \text{ kg/hari}$$

$$= 937,5 \text{ kg/jam}$$

b. Kebutuhan air untuk lingkungan

Air untuk lingkungan berkisar antara 50 liter/hari s/d 120 liter/hari. Asumsi kebutuhan air untuk lingkungan meliputi Dipilih kebutuhan air untuk lingkungan sebanyak 120 liter/hari. Air untuk lingkungan meliputi kebutuhan hidran, kebutuhan taman dan kebutuhan lain-lain.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan hidran} &= \frac{\text{kebutuhan air}}{n} \\ &= \frac{120 \text{ liter/hari}}{3} \\ &= 40 \text{ iter/hari} \end{aligned}$$

$$= 1,67 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan taman} &= \frac{\text{kebutuhan air}}{n} \\ &= \frac{120 \text{ liter/hari}}{3} \\ &= 40 \text{ iter/hari} \end{aligned}$$

$$= 1,67 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan lain - lain} &= \frac{\text{kebutuhan air}}{n} \\
&= \frac{120 \text{ liter/hari}}{3} \\
&= 40 \text{ iter/hari} \\
&= 1,67 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Tabel 5.3 Total Kebutuhan Air Unit Utili 1

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
Air pada alat proses	2845512,2
Air untuk kantor	937,5
Air untuk lingkungan	5
Total	2846454,7

5.2 Unit Penyediaan Air Pemanas (*Steam System*)

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 131071,36 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 (*Power Plant System*)

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 131071,36 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.

5.4 Unit Penyediaan Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udaratekan diperkirakan 2 m³/jam.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler, diesel* untuk generator pembangkit listrik dan sebagainya. Bahan bakar menggunakan solar untuk industri dengan kebutuhan sebanyak 55,11 liter/jam. Selain itu juga, dibutuhkan bahan bakar untuk kebutuhan pembakaran pada Rotary Kiln (RK-01) sebanyak 38.804,1 kg/jam. Sehingga, dibutuhkan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar sebesar 106.898,94 kg/jam.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 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, lama nya 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.

1. Penentuan modal industri (*total capital investment*)

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

2. Penentuan biaya produksi total (*total production cost*)

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

3. 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*).

6.2 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 asam oksalat 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 Co 1

Tahun (x)	Index (y)	Tahun ke- (xi)
1963	102,40	1
1964	103,30	2
1965	104,20	3
1966	107,20	4
1967	109,70	5

*Lanjutan Tabel 6.1

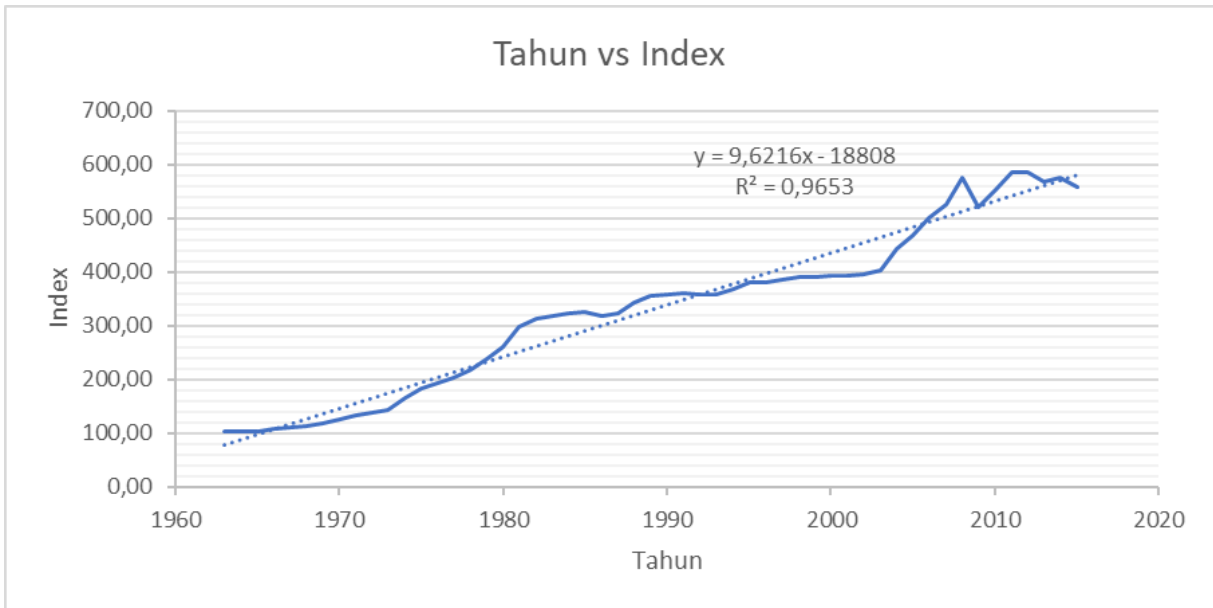
1968	113,70	6
1969	119,00	7
1970	125,70	8
1971	132,30	9
1972	137,20	10
1973	144,10	11
1974	165,40	12
1975	182,40	13
1976	192,10	14
1977	204,10	15
1978	218,80	16
1979	238,70	17
1980	261,20	18
1981	297,00	19
1982	314,00	20
1983	317,00	21
1984	322,70	22
1985	325,30	23
1986	318,40	24
1987	323,80	25
1988	342,50	26
1989	355,40	27
1990	357,60	28
1991	361,30	29
1992	358,20	30

*Lanjutan Tabel 6.1

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

Sumber:

www.chemengonline.com



Gambar 6. 1 Grafik regresi linear index 1

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.

$$E_x = E_y \cdot N_x \cdot N_y$$

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 1

Kode Alat Proses	Jumlah	NY	NX	EY	EX
		2014	2027	2014	2027
B-01	1	576,10	704,60	\$ 1.600	\$ 1.930
T-01	1	576,10	704,60	\$ 200	\$ 241
T-02	1	576,10	704,60	\$ 2.400	\$ 2.895
T-03	1	576,10	704,60	\$ 8.100	\$ 9.771
M-01	1	576,10	704,60	\$ 20.700	\$ 24.971
R-01	1	576,10	704,60	\$109.100	\$ 131.613
EV-01	1	576,10	704,60	\$ 182.000	\$ 219.557
CR-01	1	576,10	704,60	\$ 35.200	\$ 42.463
CF-01	1	576,10	704,60	\$ 87.300	\$ 105.315
RK-01	1	576,10	704,60	\$ 2.091.900	\$ 2.523.581
CL-01	1	576,10	704,60	\$ 121.400	148.479
HT-01	1	576,10	704,60	\$ 11.600	\$ 14.187
HT-02	1	576,10	704,60	\$ 3.200	\$ 3.193
P-01	1	576,10	704,60	\$ 51.000	\$ 62.376
P-02	1	576,10	704,60	\$ 102.800	\$ 125.730
P-03	1	576,10	704,60	\$ 115.200	\$ 189.818
P-04	1	576,10	704,60	\$ 49.600	\$ 60.663
P-05	1	576,10	704,60	\$ 25.500	\$ 31.188
P-06	1	576,10	704,60	\$ 261.300	\$ 319.585
P-07	1	576,10	704,60	\$ 63. 900	\$ 78.153
BL	1	576,10	704,60	\$ 1.600	\$ 1. 956

*Lanjutan Tabel 6.2.

BC-01	1	576,10	704,60	\$ 8.800	\$ 10.762
BC-02	1	576,10	704,60	\$ 156.400	\$ 191.286
SC-01	1	576,10	704,60	\$ 24.500	\$ 29. 964
SC-02	1	576,10	704,60	\$ 19.000	\$ 23.238
BE-01	1	576,10	704,60	\$ 12.300	\$ 15.043
		Total		\$ 24.508.632	\$ 29. 975.525

Tabel 6. 3 Harga alat utilitas pada tahu 1

Kode Alat Utilitas	Jumlah	NY	NX	EY	EX
		2014	2027	2014	2027
FU-01	1	576,10	704,60	\$ 5.900	\$ 7.216
BU-01	1	576,10	704,60	\$ 1.300	\$1.589
BU-02	1	576,10	704,60	\$ 6.700	\$ 8.194
CT-01	1	576,10	704,60	\$ 6.700	\$ 8.194
BLU-01	1	576,10	704,60	\$ 143.00	\$ 172. 90
TU-01	1	576,10	704,60	\$ 67.800	\$ 82. 923
TU-02	1	576,10	704,60	\$ 216.300	\$ 264.547
TU-03	1	576,10	704,60	\$ 3.600	\$ 4.403
TU-04	1	576,10	704,60	\$ 13.600	\$ 16.663
TU-05	1	576,10	704,60	\$ 4.500	\$ 5.503
TU-06	1	576,10	704,60	\$ 14.600	\$ 17.856
DE-01	1	576,10	704,60	\$ 1.300	\$ 1.589
PU-01	1	576,10	704,60	\$ 13.600	\$ 16.633

*Lanjutan Tabel 6.3

PU-02	1	576,10	704,60	\$ 13.600	\$ 16.633
PU-03	1	576,10	704,60	\$ 13.600	\$ 16.633
PU-04	1	576,10	704,60	\$ 13.600	\$ 16.663
PU-05	1	576,10	704,60	\$ 13.600	\$ 16.663
PU-06	1	576,10	704,60	\$ 13.600	\$ 32.267
PU-07	1	576,10	704,60	\$ 13.600	\$ 32.267
RB-01	1	576,10	704,60	\$ 3.300	\$ 4.036
C-01	1	576,10	704,60	\$ 6.900	\$ 8.439
		Total		\$ 434.243	\$ 547.738

6.3 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk C₂H₂O₄ = 35.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 300 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Tahun pabrik didirikan = 2027

Kurs rupiah tahun 2023 = 1US\$ = Rp. 15.700,-

6.4 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:

6.4.1 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.

6.4.2 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.

6.4.3 General Expense

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

6.5 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:

6.5.1 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%.

6.5.2 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.

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

6.5.3 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.

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

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

6.5.4 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.

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

6.5.5 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 :

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

6.6 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik *Potassium carbonate* 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) 1

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost</i>	\$ 30.523.263	Rp. 479.215.236.23
<i>Delivered Equipment Cost</i>	\$ 7.630.815	Rp. 119.803.80.06
<i>Installation Cost</i>	\$ 1. 983.692.830	Rp. 31.143. 970.295
<i>Piping Cost</i>	\$ 934.691.830	Rp. 14.674.661.740
<i>Instrumentation Cost</i>	\$ 378.638.361	Rp. 5. 944.662.272
<i>Insulation Cost</i>	\$ 310.343.012	Rp. 4.872.385.303
<i>Electrical Cost</i>	\$ 3.052.326	Rp. 67. 921.523

*Lanjutan dari tabel 6.4

<i>Building Cost</i>	\$ 3.453.757	Rp. 54.224.000.000
<i>Land and Yard Improvement</i>	\$ 2.278.343	Rp. 35.770.000.000
Total	\$ 9.380.673.896	Rp. 147.276.580.181

Tabel 6. 5 Direct Plant Cost (DPC) 1

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Engineering and Construction</i>	\$ 1.876.134	Rp. 29.455.316.036
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	\$ 9.380.673.896	Rp. 179.731.808.676
Total	\$ 11.256.808.673	Rp. 176.731.896.676

Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment (FCI 1

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	\$ 11.256.808.676	Rp. 176.731.896.218
<i>Contractor's fee</i>	\$ 1.125.680.867	Rp. 17.673.189.621
<i>Contingency</i>	\$ 1.688.521.301	Rp. 26.14.784.432
Total	\$ 14.071.010.845	Rp. 220. 914.870.272

Tabel 6. 7 Working Capital Investment (W 1

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Inventory</i>	\$ 1.396	Rp. 21. 928
<i>In Process Inventory</i>	\$ 17.875	Rp. 280.647.721
<i>Product Inventory</i>	\$ 1.072.539	Rp. 16.838.863.277
<i>Extended Credit</i>	\$ 1.750.000	Rp. 27.475.000.000
<i>Available Cash</i>	\$ 1.072. 955	Rp. 16.433.396.205

*Lanjutan dari tabel 6.7

<i>Working Capital Investment</i>	\$ 3. 912.955	Rp. 61.433.396.205
<i>Fixed Capital Investment (FCI) + Working Capital Investment (WCI)</i>	\$ 17. 983. 966	Rp. 282.348.266.478

Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DM 1)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material</i>	\$ 29. 930	Rp. 496. 901
<i>Labor</i>	\$ 183.286	Rp. 2.877.600.000
<i>Supervision Cost</i>	\$ 183.286	Rp. 2.877.600.000
<i>Maintenance Cost</i>	\$ 4.221.303	Rp. 66.274.461.081
<i>Plant Supplies Cost</i>	\$ 633.195	Rp. 9.41.461.162
<i>Royalty and Patents Cost</i>	\$ 875.000	Rp. 13.737.500.000
<i>Utilities</i>	\$ 547.738	Rp. 8.599.499
Total	\$ 6.829.796.155	Rp. 107.227.799.644

Tabel 6. 9 . Indirect Manufacturing Cost 1

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 183.286	Rp. 2.877.600.000
<i>Laboratory Cost</i>	\$ 183.286	Rp. 2.877.600.000
<i>Plant Overhead Cost</i>	\$ 824.789	Rp. 12. 942.200.000
<i>Shipping and Packaging</i>	\$ 875.000	Rp. 13.737.500.000
Total	\$ 2.066.363	Rp. 32.441. 900.000

Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost (FM 1

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	\$ 1.407.101	Rp. 22.091.487.027
<i>Property Taxes</i>	\$ 281.420	Rp. 4.418.297.405
<i>Insurance Cost</i>	\$ 140.710	Rp. 2.20.148.702
<i>Manufacturing Cost</i>	\$ 10.775.390	Rp. 168.338. 632.779
Total	\$ 12.554.30	Rp. 197.107.565. 915

Tabel 6. 11 General Expense (GE) 1

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	\$ 643.523	Rp. 10.103.317. 966
<i>Sales Expense</i>	\$ 1.608.808	Rp. 25.258.294. 914
<i>Research</i>	\$ 643.523	Rp. 10.103.317.329
<i>Finance</i>	\$ 359.679	Rp. 5.646. 965.329
<i>General Expense (GE)</i>	\$ 3.255.534	Rp. 51.111.896.180
<i>Manufacturing Cost (MC) + General Expense (GE)</i>	\$ 13. 980. 925	Rp. 219.500.528.411

Tabel 6. 12 Analisa keuntungan 1

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Total Penjualan	\$ 17.500.000	Rp. 274.7500.000.000
Total Produksi	\$ 13. 980. 925	Rp. 219.500.528. 960
Total Keuntungan	\$ 3.519.074	Rp. 55.249.471.040
Keuntungan setelah dikurangi dengan pajak 20%	\$ 2.744.878	Rp. 43.094.587.411

6.7 Hasil Analisa Kelayakan

6.7.1 Return on Investment (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 25,01%

ROI setelah pajak = 19,51%

6.7.2 Pay Out Time (POT)

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

POT sebelum pajak = 2,86 tahun

POT setelah pajak = 3,39 tahun

6.7.3 Break Even Point (BEP)

Tabel 6. 13 Annual Fixed Cost (Fa) 1

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	\$ 1.407.101	Rp. 22.091.487.027
<i>Property Taxes</i>	\$ 281.420	Rp. 4.418.297.405
<i>Insurance</i>	\$ 140.710	Rp. 2.209.148.702
Total	\$ 1.829.231	Rp. 28.718. 933.135

Tabel 6. 14 Annual Regulated Cost (Ra) 1

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Labor Cost</i>	\$ 916.433	Rp. 14.388.000.000
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 183.286	Rp. 2.877.600.000
<i>Supervision Cost</i>	\$ 183.286	Rp. 2.877.600.000
<i>Plant Overhead</i>	\$ 824.789	Rp. 12.949.200.000
<i>Laboratorium Cost</i>	\$ 183.286	Rp. 2.877.600.000
<i>General Expense (GE)</i>	\$ 3.255.534	Rp. 51.111.896.180

Maintenance Cost	\$ 633.195	Rp. 9. 941.169.162
Plant Supplies	\$ 633.195	Rp. 9. 941.169.162
Total	\$ 6.813.008	Rp. 106. 964.234.504

Tabel 6. 15 Annual Variable Cost (Va) 1

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Cost</i>	\$ 29. 930	Rp. 496. 901
<i>Royalties and Patent</i>	\$ 875.000	Rp. 13.737.500.000
<i>Utilities Cost</i>	\$ 547.738	Rp. 8.599.499.
<i>Packaging and Shipping</i>	\$ 875.000	Rp. 13.737.500.000
Total	\$ 1.750.577	Rp. 27.484.069.400

Total penjualan yang diperoleh sebesar = \$ 17.500.000
= Rp. 274.750.000.000

Maka diperoleh untuk BEP sebesar:

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \text{Fa} + 0,3 \text{ RaSa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Rax} \ 100\% \\ &= 41,48\% \end{aligned}$$

6.7.4 Shut Down Point (SDP)

Dari hasil analisa, diperoleh nilai SDP sebesar:

$$\text{SDP} = 0,3 \text{ RaSa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Rax} \ 100\% = 18,61\%$$

6.7.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

$$\begin{aligned} \text{Umur pabrik (n)} &= 10 \text{ tahun FCI} = \$ 14.071.010 \\ &= \text{Rp. 220. 914.487.027} \end{aligned}$$

$$\text{Working Capital} = \$ 3.192. 955$$

$$\begin{aligned}
 &= \text{Rp. } 61.433.396.206 \\
 \text{Salvage Value} &= \$ 1.407.101 \\
 &= \text{Rp. } 22.091.487.027 \\
 \text{Cash Flow} &= \$ 4.511.658 \\
 &= \text{Rp. } 70.883.039.768
 \end{aligned}$$

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 $R = S$, maka hasil dari *trial and error* diperoleh nilai $i = 9\%$

6.8 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 *Potassium carbonate* yang akan berdiri. Parameter yang dilihat antara lain:

1. Kondisi Operasi

Proses operasi yang digunakan yaitu dengan *Hydroxide Process*. Proses tersebut dijalankan pada tekanan 1 atm untuk keseluruhan alat proses, dan memiliki variasi suhu operasi yang dijalankan. Suhu tertinggi terdapat pada alat Rotary Kiln (RK-01) yang beroperasi hingga suhu 500⁰C.

2. Karakteristik Bahan Baku dan Produk

a. Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan, yaitu Asam Oksalat ($C_2H_2O_4$) yaitu senyawa yang memiliki tingkat bahaya, seperti berbahaya jika tertelan atau terkena kulit, dapat

menyebabkan kerusakan mata yang serius. Namun, senyawa $C_2H_2O_4$ memiliki tingkat kemurnian yang cukup tinggi (berkisar 90%-100%), sehingga dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan $C_2H_2O_4$ yang baik.

b. Produk

Produk yang dihasilkan merupakan *Asam Oksalat* ($C_2H_2O_4$) yaitu senyawa yang memiliki beberapa bahaya atau resiko, seperti dapat menyebabkan kerusakan mata

3. Sumber Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan yaitu *glukosa* ($C_6H_{12}O_6$) yang diperoleh dari PTPG Rajawali II di Cirebon. Sedangkan *asam nitrat* (HNO_3) diperoleh dari PT Multi Nirotama Kimia di Kawasan Industri Kujang, Jawa Barat.. Kedua pabrik tersebut letaknya tidak jauh dari lokasi pendirian pabrik sehingga memudahkan dan mempercepat proses distribusi bahan baku

Berdasarkan penjabaran dari beberapa poin di atas yaitu dari sisi segi kondisi operasi, sifat/karakteristik bahan baku serta produk, dan sumber bahan baku, pabrik ini tergolong memiliki resiko yang tinggi.

6.9 Analisa Kelayakan

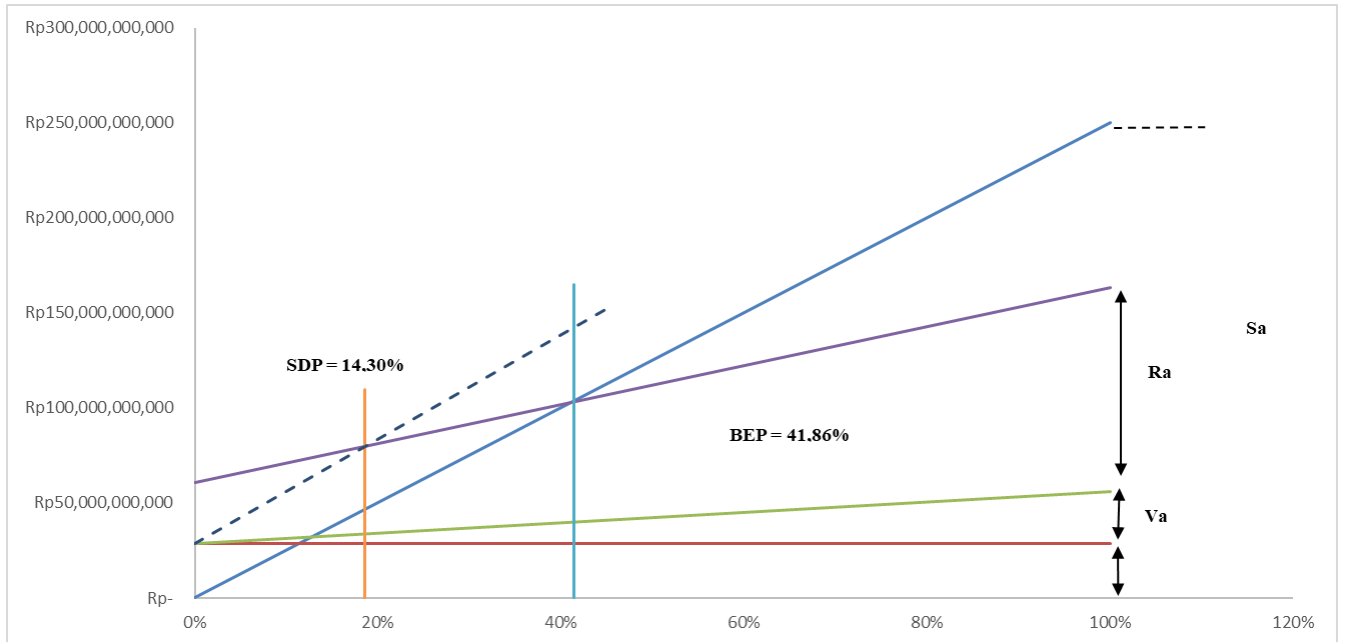
Untuk analisa kelayakan, dapat disinggung dari analisa resiko yaitu pabrik tergolong dalam resiko rendah (*low risk*) dan berikut adalah hasil dari analisa kelayakan yang telah diperhitungkan. Berdasarkan Tabel 6.16, analisa kelayakan ekonomi pada pabrik *Asam Oksalat* memenuhi semua parameter kelayakan ekonomi. Dari hasil analisis ekonomi

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

Tabel 6. 16 Analisa kelayakan 1

Parameter	Terhitung	Keterangan
ROI sebelum pajak	25,01%	Dari Aries dan Newton, pabrik <i>industrial chemical</i> dengan resiko tinggi dikatakan layak jika minimal ROI sebelum pajak sebesar 44%. Jadi dapat disimpulkan bahwa ROI pabrik ini masih belum memenuhi persyaratan untuk disebut layak.
POT sebelum pajak	2,86 tahun	Dan juga dikutip dari buku Aries dan Newton, untuk pabrik <i>Industrial chemicals</i> memiliki nilai maksimal 2 tahun untuk <i>high risk</i> . Jadi dapat disimpulkan bahwa POT pabrik ini masih belum memenuhi persyaratan untuk disebut layak
BEP	41,48%	Menurut Aries dan Newton, nilai BEP memiliki rentang angka dari 40% hingga 60%. Dari perhitungan yang dilakukan, nilai tersebut memenuhi.
SDP	18,61%	Nilai SDP dari hasil perhitungan sudah memenuhi.
DCFR	9,00%	Diketahui suku bunga bank sebesar 5,50%. Dari perhitungan diperoleh nilai sebesar 9,00%. Hal itu diatas nilai minimum dengan perhitungan $Interest = 1,5 \times$ bunga simpanan bank.

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian pabrik *Asam Oksalat* dari *Glukosa* di dapat dipahami melalui grafik *Break Even Point* berikut.



Gambar 6. 2 Grafik analisa ekonomi 1

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

1. Alasan pendirian pabrik *asam oksalat* dari *glukosa* dengan kapasitas 35.000 ton/tahun adalah kebutuhan bahan kimia *asam oksalat* yang akan makin naik tiap tahunnya dan masih belum di produksi di dalam negeri, dengan begitu dapat menurangi ketergantungan impor. Disisi lain juga untuk meningkatkan pemasukan negara dengan melakukan produksi dan mengimpornya
2. Pabrik *asam oksalat* dirancang dengan bentuk Perseroan Terbatas yang beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan akan didirikan pada tahun 2027 di Indramayu, Jawa Barat, Indonesia.
3. Ditinjau dari proses produksi, sifat bahan baku, kondisi operasi dan evaluasi ekonomi maka pabrik *asam oksalat* dari *glukosa* tergolong pabrik dengan resiko yang rendah (*low risk*)
4. Dari perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut:
 - a. Keuntungan pabrik sebelum pajak sebesar Rp sekian pertahun dan setelah pajak sebesar sekian per tahun.
 - b. *Return Of Investment (ROI)* sebelum pajak adalah sebesar 25.01% dan setelah pajak sebesar 19.51%.
 - c. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak selama 2,86 tahun dan setelah pajak selama 3,39 tahun.
 - d. *Break Even Point (BEP)* pada pabrik *asam oksalat* sebesar 41,48%. Nilai tersebut sudah termasuk kedalam syarat BEP dari pabrik kimia antara 40% sampai 60%.
 - e. *Shut Down Point (SDP)* untuk nilai SDP didapatkan sebesar 18,61%.
 - f. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* dari pabrik *asam oksalat* sebesar 9,59%. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

7.2 Saran

Pra rancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia, antara lain sebagai berikut.

1. Optimasi pemilihan alat proses atau alat penunjang serta bahan baku perlu diperhatikan agar memperoleh keuntungan yang lebih optimal.
2. Perancangan pabrik kimia tentunya perlu memperhatikan produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produksi *asam oksalat* jika direalisasikan maka dapat memenuhi kebutuhan di masa mendatang sehingga dapat mengurangi angka ketergantungan impor yang berlaku.

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. Diakses pada 27 Oktober 2019 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 March 27,2019. <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, 4th ed. NewYork: 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, 3rd 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 Chhattigsrh 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 July 2021 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 Juni 2021 pukul 18.00 WIB.
- McCabe, W. L. and J. C. Smith. 1976. Unit Operation of Chemical Engineering, 3rd ed. Singapore: Mc Graw Hill, Kogakusha, Ltd.
- McCabe, J. J. 1976. Encyclopedia of Chemical Processing and Petrochemical Plant. Singapore: McGraw - Hill International Edition.
- Perry, R.H. and D. W. Green. 1997, Perry's Chemical Engineering Handbooks, 7th edition, McGraw Hill Book Co., New York.
- Smith, J. M., and H. C. Van Ness. 1987. Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4th ed. Singapore: McGraw Hill Book Company.
- 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.
- Yu-Zeng. 2012. Self Association of Ethyl Acrylate in water. Beijing Peking University China.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara glukosa dan asam nitrat menjadi asamoksalat dengan bantuan asam sulfat dan katalis vanadium pentoksida

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi:

Suhu = 58 °C

Tekanan = 1 atm

Reaksi = Non Adiabatis Isotermal

Tujuan :

- a. Menentukan Jenis Reaktor
- b. Menghitung Neraca Massa Reaktor
- c. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Keseluruhan
- d. Perancangan Reaktor

A. Penentuan Jenis Reaktor

Pemilihan reaktor jenis RATB dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Terdapat penaduk sehingga didalam reactor tercampur dengan sempurna (homogen).
2. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal bias dipenuhi.
3. Fase reaksi cair sehingga memungkinkan penggunaan RATB.
4. Mudah dalam melakukan pengontrolan secara otomatis sehingga produk lebihkonsisten dan biaya operasi lebih rendah.

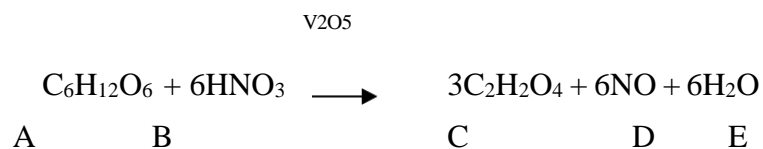
B. Neraca Massa Reaktor

Tabel 1. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Rumus Kimia	Arus masuk		Arus keluar	
		Arus 1	Arus 5	M6	M7
Glukosa	C ₆ H ₁₂ O ₆		2800,00		672,00
Asam Nitrat	HNO ₃	11375,00			6906,20
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄	6347,25			6347,25
Asam Oksalat	C ₂ H ₂ O ₄				3192,00
Vanadium oksida	V ₂ O ₅	2,44			2,44
Nitrogen Monoksida	NO			2128,00	
Air	H ₂ O	6602,76	700,00	1276,80	7302,76
Subtotal		24327,45	3500,00	3404,80	24422,65
Total		27827,45		27827,45	

C. Menyusun Persamaan Laju Reaksi Keseluruhan

Reaksi yang terjadi dalam reaktor sebagai berikut:



Persamaan Laju Reaksi

Konversi : 76%

Reaksi dianggap berorde 1 secara keseluruhan.

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

Dengan :

$(-r_A)$ = Laju reaksi $C_6H_{12}O_6$, kmol/m³.jam

K = Konstanta laju reaksi, min⁻¹.

C_A = Konsentrasi $C_6H_{12}O_6$, kmol/m³.

Nilai k dari jurnal : 0,0082 min⁻¹.

(Metin Guru, Ali Y Bigelsu, Vecihi Pamuk.2001)

D. Perancangan Reaktor

1. Menghitung Densitas Komponen

Untuk menghitung densitas, dapat menggunakan persamaan berikut :

$$\text{Density} = A \cdot B \cdot \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Komponen	Rumus kimia	A	B	n	Tc
Glukosa	C6H12O6	-	-	-	-
Asam Nitrat	HNO3	0.43471	0.2311	0.1917	520
Asam Sulfat	H2SO4	0.42169	0.19356	0.2857	373.53
Asam Oksalat	C2H2O4	0.43975	0.215	0.28571	804
Vanadium oksida	V2O5	1.78294	3.00E-01	2.86E-01	2183.15
Nitrogen Monoksida	NO	0.51712	0.3044	0.242	180.15
Air	H2O	0.3471	0.274	0.28571	647.13

(Yaws, 1999)

2. Menghitung Viskositas Komponen

Komponen	Rumus kimia	A	B	C	D
Glukosa	C6H12O6	43.502	-1.0134	0.0064	
Asam Nitrat	HNO3	-3.5221	7.29E+02	3.96E-03	-2.24E-06
Asam Sulfat	H2SO4	-18.7045	3.50E+03	3.31E-02	-1.70E-05
Asam Oksalat	C2H2O4	-17.822	3653.1	0.0301	-1.90E-05
Vanadium oksida	V2O5	-0.7835	1.59E+02	1.88E-03	-5.26E-06
Nitrogen Monoksida	NO	-6.8816	3.25E+02	5.01E-02	-1.66E-04
Air	H2O	-10.2158	1.79E+03	1.77E-02	-1.26E-05

3. Menghitung Kapasitas Panas Komponen (Cp)

Untuk menghitung kapasitas panas, dapat menggunakan persamaan berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Komponen	Rumus kimia	A	B	C	D
Glukosa	C6H12O6	4.1526	-0.00107	1.74E-05	
Asam Nitrat	HNO3	214.478	-7.68E-01	1.50E-03	-3.02E-07
Asam Sulfat	H2SO4	26.004	7.03E-01	-1.39E-03	1.03E-06
Asam Oksalat	C2H2O4	2.06E-01	5.05E-01	-4.66E-04	
Vanadium oksida	V2O5	1.58E+01	6.10E-02	-4.00E-05	
Nitrogen Monoksida	NO	9860.145	-2.13E+02	1.51E+00	-3.46E-03
Air	H2O	92.053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07
Asam Oksalat Dihidrat		2.06E-01	5.05E-01	-4.66E-04	

4. Menghitung Volumetrik

Komponen	Jumlah (kg/jam)	Fraksi	Densitas	Densitas campuran	Fv (m3/jam)
C6H12O6	2800.00	0.1006	516.5940	51.9797	5.4201
HNO3	11375.00	0.4088	490.8192	200.6317	23.1755

H2SO4	6347.25	0.2281	445.7730	101.6778	14.2387
V2O5	2.44	0.0001	2.9452	0.0003	0.8277
H2O	7302.76	0.2624	434.9166	114.1352	16.7912
Total	27827.45	1.0000	1891.0480	468.4246	60.4533

- a. Menghitung Kecepatan Laju Alir Volumetrik (Fv)Fv
= Massa (kg/jam) / Densitas (Kg/m³)
Fv = 60,45 m³/jam

- b. Menghitung Laju Reaksi(-
rA) = k x Cao (1-Xa)
Dimana,
Ca0 = 0,2573 kmol/m³
= 0,0082 min
Konversi = 76%

Maka nilai -rA = 0,000504883 kmol/m³.min-1

5. Menghitung Volume ReaktorV
= Fa0 x Xa / -rA
V = 0,197037037 / 0,000504883V
= 390,26 m³

Optimasi Reaktor

Rate of input – rate of output = rate of accumulation

$$Fv0.Ca0 - (Fv0.Ca + rA.V) = 0$$

$$Fv0 . (Ca0-Ca) = rA.V$$

$$V = \frac{Fv (Ca1 - Ca2)}{rA}$$

$$= \frac{Fv (Ca0(1-Xa0) - Ca0(1-Xa1))}{rA}$$

$$V = \frac{Fv (X_{a1} - X_{a0})}{K (1 - X_{a1})}$$

Untuk 1 buah reaktor

$$V = \frac{Fv (X_{a1} - X_{a0})}{K (1 - X_{a1})}$$

Untuk 2 buah reaktor

$$V = \frac{Fv(Xa2 - Xa1)}{K(1 - Xa2)}$$

Untuk 3 buah reaktor

$$V = \frac{Fv(Xa2 - Xa1)}{K(1 - Xa2)}$$

Untuk 4 buah reaktor

$$V = \frac{Fv(Xa3 - Xa2)}{K(1 - Xa3)}$$

- a. Jumlah Reaktor = 1 V1
= 390,26 m³/jam X0 =
0,00
X1 = 0,76

- b. Jumlah Reaktor = 2 V2
= 127,94 m³/jam V1 =
127,94 m³/jam X0 =
0,00
X1 = 0,51
X2 = 0,76

c. Jumlah Reaktor = 3

$$V3 = 74,81 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V2 = 74,81 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$X0 = 0,00$$

$$X1 = 0,38$$

$$X2 = 0,61$$

$$X3 = 0,76$$

d. Jumlah Reaktor = 4

$$V4 = 52,72 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V3 = 52,72 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$X0 = 0,00$$

$$X1 = 0,30$$

$$X2 = 0,51$$

$$X3 = 0,66$$

$$X4 = 0,76$$

x	X0	X1	X2	X3	X4
1	0.00	0.76			
2	0.00	0.51	0.76		
3	0.00	0.38	0.61	0.76	
4	0.00	0.30	0.51	0.66	0.76

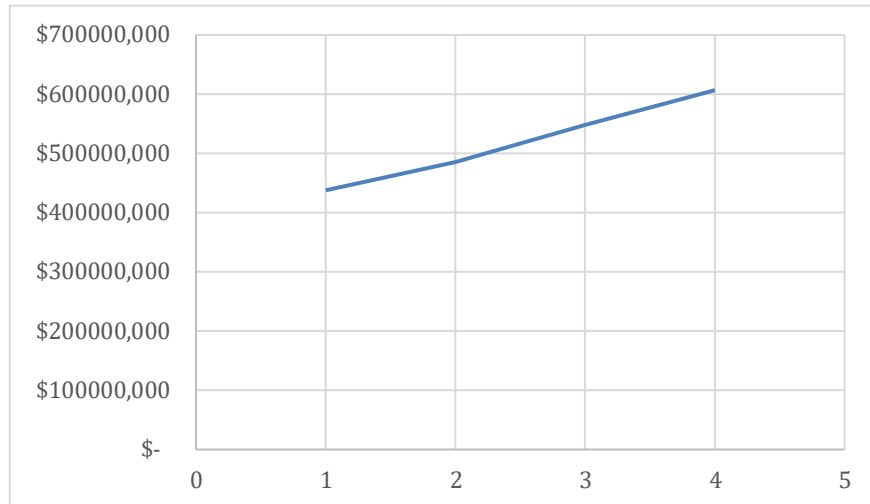
n	V1 (gall)	V2 (gall)	V3 (gall)	V4 (gall)
1	103096.4077			
2	33797.47821	33797.47821		
3	19762.6068	19762.6068	19762.6068	
4	13926.75815	13926.75815	13926.75815	13926.75815

Harga Reaktor

Untuk mengetahui jumlah reaktor dilakukan **optimasi**

Dengan menggunakan data harga yang diambil dari website.

n	Volume	Harga (\$)	Total harga (\$)
1	103096.41	\$ 437,500.00	\$ 437,500.00
2	33797.48	\$ 242,600.00	\$ 485,200.00
3	19762.61	\$ 182,600.00	\$ 547,800.00
4	13926.76	\$ 151,700.00	\$ 606,800.00



6. Menghitung Dimensi Reaktor

$$V_{shell} = 390,26 \text{ m}$$

$$D_{shell} = 4,63 \text{ m}$$

$$H_{shell} = 9,27 \text{ m}$$

Bentuk reaktor dipilih vertikal vessel dengan *torispherical dishead head*

(Brownell, 88)

Dasar pemilihan digunakan untuk tangka dengan tekanan dalam 1 atmV dish

$$= 0,000049 \times (182,39 \text{ in})^3$$

$$V_{dish} = 0,12 \text{ m}^3$$

$$V_{sf} = 3,14 \frac{3,14}{14} \times (182,39 \text{ in})^2 \times \frac{3,5 \text{ in}}{144}$$

$$V_{sf} = 1,99 \text{ in}$$

$$V_{head} = 13,72 \text{ in}$$

$$V_{Reaktor} = V_{head} + V_{shell}$$

$$V_{Reaktor} = 13,72 \text{ in} + 182,39 \text{ in}$$

$$V_{Reaktor} = 196,11 \text{ in}$$

$$V_{Reaktor} = 390,61 \text{ m}^3$$

7. Menentukan Tebal Dinding Reaktor

Untuk menghitung tebal dinding/*shell*, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$ts = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

Dimana,

$$p = 32,08 \text{ psi}$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$r = 91,20 \text{ in}$$

Maka,

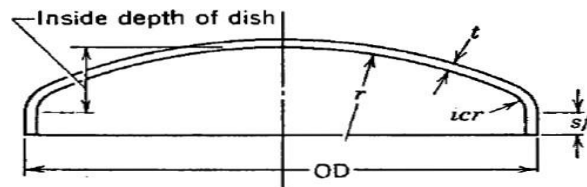
$$ts = \frac{32,08 \times 91,20}{18,750 \times 0,85 \times 0,6(32,80)} + 0,125$$

$$ts = 0,31 \text{ in}$$

Dari perhitungan tersebut, dipilih tebal *shell* standar 3/8 in

8. Menentukan Tebal Head

Untuk menentukan jenis *head* yang digunakan pada *vessel*, perlu memperhatikan beberap aspek. Menurut Brownell, p. 88 untuk tekanan 15-200 psi digunakan *torispherical dished head*.



Menghitung tebal *head*, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$th = \frac{Wprc}{2fE - 0,2p}$$

Dimana,

$$W = 1,76 \text{ in}$$

$$P = 32,08 \text{ psi}$$

$$r = 96$$

$$f = 18.750$$

$$E = 0,85$$

Maka,

$$t_h = \frac{1,76 \times 32,08 \times 96}{2 \times 18,750 \times 0,85 - 0,2 \times 32,08}$$

$$t_h = 0,17 \text{ in} = 0,0043 \text{ m}$$

Dari tebal *head* yang terhitung, dapat ditentukan sesuai dengan standar NEMA yaitu 1/4in, didapatkan pula nilai *sf* yang dipilih yaitu 2 in dari $sf = 1+(1/2)$ sampai $2+(1/4)$ (Brownell, Tabel 5.8).

9. Menghitung Volume dan Tinggi Reaktor

$V_s = \text{Volume tangki} - (2 \times \text{volume head total})$

$$V_s = 467,62 \text{ m}^3$$

Maka dari itu, didapatkan tinggi *shell* dengan persamaan berikut:

$$H_s = \frac{4V_s}{\phi \times ID^2}$$

$$H_s = \frac{187,05}{16,85}$$

$$H_s = 11,10 \text{ m}$$

10. Menghitung Total Cairan

$$h_{\text{cairan}} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$h_{\text{cairan}} = 0,000149 \text{ m}$$

11. Menghitung Dimensi Pengaduk

Diketahui:

$$ID (dt) = 9,27 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi larutan} = 7,41 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = 1 \text{ buah}$$

$$DI = 0,3Dt \\ = 2,78 \text{ m} = 109,44 \text{ in}$$

$$L = 1/4DI \\ = 0,69 \text{ m} = 27,36 \text{ in}$$

$$W = 1/5DI \\ = 0,56 \text{ m} = 21,89 \text{ in}$$

$$J = 1/12Dt \\ = 0,77 \text{ m} = 30,40 \text{ in}$$

$$Z_i = 1/3Dt \\ = 3,09 \text{ m} = 121,59 \text{ in}$$

Dimana,

DI = Diameter pengaduk

L = Panjang *blade* pengaduk

W = Lebar *blade* pengaduk

J = Lebar *baffle*

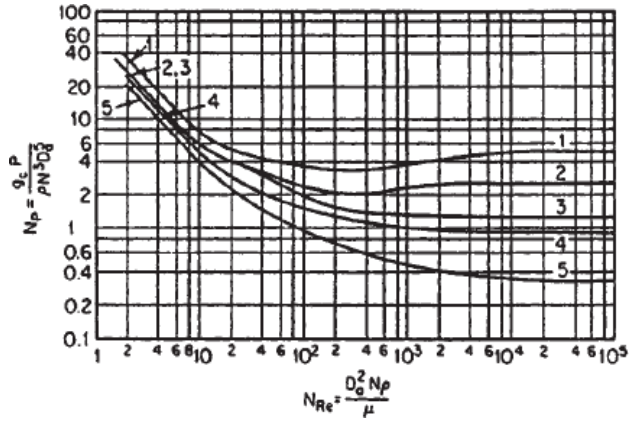
Zi = Jarak pengaduk

a. Kecepatan Putar Pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi \cdot d} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot d}}$$

$$N = 39,41 \text{ rpm} = 0,66 \text{ rps}$$

Daya Motor



Diperoleh N_p sebesar 0,2

D_i = diameter of impeller, D_t = diameter of tank, n = revolutions per second, w = width of baffle, Z_i = elevation of impeller above tank bottom, Z_l = height of liquid in tank.

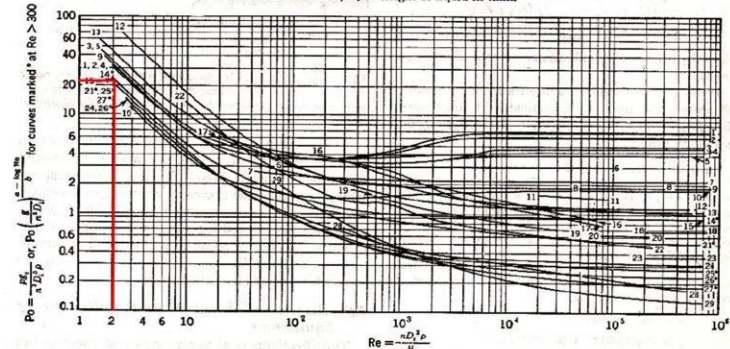


Fig. 477. Power consumption of various agitators expressed in terms of P_o as a function of Reynolds number, Re . For curves marked with * surface effects become important and the Froude number $Fr = g/n^2 D_i$, is included as indicated for $Re > 300$.

$$Re = \frac{N_p D_i^2}{\mu_{campuran}}$$

Diperole Re sebesar 3707,1984

c. *Power* atau Tenaga Pengaduk (P)

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5}{550gc}$$

Dimana,

P = Daya Pengaduk

N_p = *Power Number*
 N = Kecepatan Pengaduk
 ρ = Densitas Campuran
 d = Diameter Pengaduk
 g_c = Gravitasi

$$P = \frac{0,2 \times 468,43 \times 0,66^3 \times 2,78^5}{550 \times 32,2}$$

$$P = 0,249 \text{ Hp}$$

Maka, dipilih *power* berdasarkan standar NEMA yaitu 0,25 Hp.

d. Daya Motor Pengaduk

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{n}$$

$$\text{Daya motor} = \frac{0,25}{80\%}$$

$$= 0,31 \text{ Hp}$$

Dipilih daya motor pengaduk berdasarkan standar NEMA yaitu 0,17.

12. Menentukan Dimensi Jacket

$$\text{Jumlah Pendingin} = 616.149,017 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 998 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_c = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$Q_c = \frac{616.149,017}{998}$$

$$= 617,38 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu Tinggal} = 8 \text{ jam}$$

Maka, dapat dihitung volume jacket dengan persamaan berikut:

$$\text{Volume jacket} = Q_c \times t$$

$$= 4.939,07 \text{ m}^3$$

Maka, dapat dihitung dengan perasumsian berikut:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi jaket} &= 5\% \text{ lebih tinggi dari tinggi larutan dalam tangki} \\ &= 306,42 \text{ in} = 7,78 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= A + B - C + D \\ 4.947 \text{ m}^3 &= 2,04 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ODj2} &= 2429,10 \text{ m}^2 \\ &= 49,29 \text{ m} = 1940,39 \text{ in} \end{aligned}$$

E. Perhitungan Neraca Panas

1. Panas Aliran Masuk

$$\Delta H = 60.406,33 \text{ kJ/jam}$$

2. Panas Aliran Keluar

$$\begin{aligned} \text{Jumlah panas keluar} &= \Delta H \text{ menuju UPL} + \Delta H \text{ menuju alat} \\ &= -1.398.953,08 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

3. Panas Reaksi

$$\Delta H_R = \Delta H_{f \text{ Produk}} - \Delta H_{f \text{ Reaktan}}$$

$$\Delta H_R = -11.804,489 \text{ kJ}$$

Reaksi berjalan eksotermis diakrenakan nilai ΔH_R negatif.

4. Menentukan Massa Pendingin

$$\text{Suhu masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar} = 70^\circ\text{C}$$

Dihitung nilai $Q_{\text{pendingin}}$ dengan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} Q_{\text{pendingin serap}} &= Q_{\text{air keluar}} - Q_{\text{air masuk}} \\ &= m(\Delta H_0 \text{ keluar} - \Delta H_0 \text{ masuk}) \end{aligned}$$

$$m = \frac{Q_{\text{pendingin serap}}}{\Delta H_0 \text{ keluar} - \Delta H_0 \text{ masuk}}$$

$$m = 616.149,017 \text{ kg}$$

$$\text{Rated Capacity} = \frac{\text{Laju alir}}{\text{densitas campuran}}$$

$$\text{Rated Capacity} = \frac{27.827,45}{468,42}$$

$$\text{Rated Capacity} = 59,41 \text{ ft}^3/\text{jam} = 444,39 \text{ gall/jam}$$

Untuk *rate capacity* < 500 gall maka digunakan *simple jacket*

$$\text{Luas jaket} = 75 \text{ ft}^2$$

Nilai U_b untuk jaket *inside cooling water – agitated liquid organic solution*

$$U_b = 60 \text{ Btu/h.F. ft}^2$$

$$Q_j = U_b \times A_{\text{jaket}} \times (T_{\text{operasi}} - T_{\text{jaket}})$$

$$= 132.937,56 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_r = -11.804,489 \text{ kJ/jam}$$

Didapatkan $Q_j > Q_r$, maka jaket mampu mendinginkan fluida.

5. Neraca Panas Reaktor Total

Komponen energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q komponen	60406.33	72210.82
Q pendingin	2570673.99	2570673.99
ΔHR		-11804.49
Total	2631080.33	2631080.33

F. Perancangan Pendingin

1. Kecepatan Volumetrik Air

$$Q_v = m_{\text{air}}/\rho_{\text{air}}$$

$$= 73,337 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Diameter Minimum Koil

Untuk aliran dalam koil, batasan kecepatan antara 1,5-2,5 m/s (Culson, pg.527)

Dipilih:

Kecepatan pendingin= 9.000 m/jam

Debit air pendingin = 73,337 m³/jam

Luas penampang = 0,0081 m²=12,63 in²

Dipilih berdasarkan diameter standar (Kern, Tabel 11 pg.844)

$$A' = 12,7 \text{ in}^2$$

$$a'' = 1,18 \text{ (outside)}$$

$$= 1,055 \text{ (inside)}$$

$$L/D = 35,781$$

3. Menentukan hi

$$j_H = \frac{h_i \cdot D}{k} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

$$h_i = 1748,325 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

4. Menentukan hio

$$h_{i0 \text{ koil}} = h_{i0 \text{ pipa}} \left(1 + 3,5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiralkoil}}} \right)$$

$$h_{i0} = 1732,2994 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

5. Menentukan ho

$$h_o = 0,87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,4}$$

$$h_o = 97.407,278 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

6. Menentukan Uc

$$U_c = 1702,030 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

7. Menentukan Ud

$$U_D = \frac{h_D x U_c}{h_D + U_c}$$

$$U_D = 629,908 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

8. Menentukan Luas Bidang Transfer Panas

$$A = \frac{Q_{\text{air pendingin}}}{U_D \cdot \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

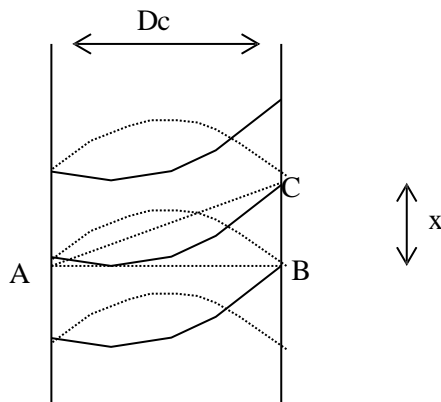
$$A = 46,018 \text{ ft}^2$$

9. Menentukan Panjang Koil

$$L_{\text{pipa koil}} = A/a''$$

$$= 39,064 \text{ ft}^2 = 11,907 \text{ m}$$

10. Menentukan Jumlah Lengkungan Koil



$$D_c = 0,7 \cdot (\text{ID tangki reaktor})$$

$$D_c = 10,196 \text{ ft}$$

Diambil :

$$x = 0,5 \cdot \text{OD}$$

$$= 0,1875 \text{ ft}$$

Panjang satu putaran:

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(D_c) + \frac{1}{2}\pi((D_c^2 + x^2)^{1/2})$$

$$= 32,0184 \text{ ft}$$

11. Menentukan Banyaknya Lilitan

$$\begin{aligned} N_{\text{lilitan}} &= L_{\text{pipa koil}} / K_{\text{lilitan}} \\ &= 1.2201 \approx 16 \text{ lilitan} \end{aligned}$$

12. Menentukan Tinggi Tumpukan dan Tinggi Cairan setelah Ada Koil

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tumpukan koil} &= (N_{\text{lilitan}} - 1) \cdot x + N_{\text{lilitan}} \cdot \text{OD} \\ &= 2,685 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* akan naik karena adanya volume dari koil

$$Z_c = 8,913 \text{ m}$$

Tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil :

$$Z_{c2} = 9,3044 \text{ m}$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil = (tinggi cairan setelah ada koil - tumpukan koil) / 2

$$h_k = 3,309 \text{ m}$$

$$b + s_f = 0,391 \text{ m}$$

Asumsi dikatakan benar jika:

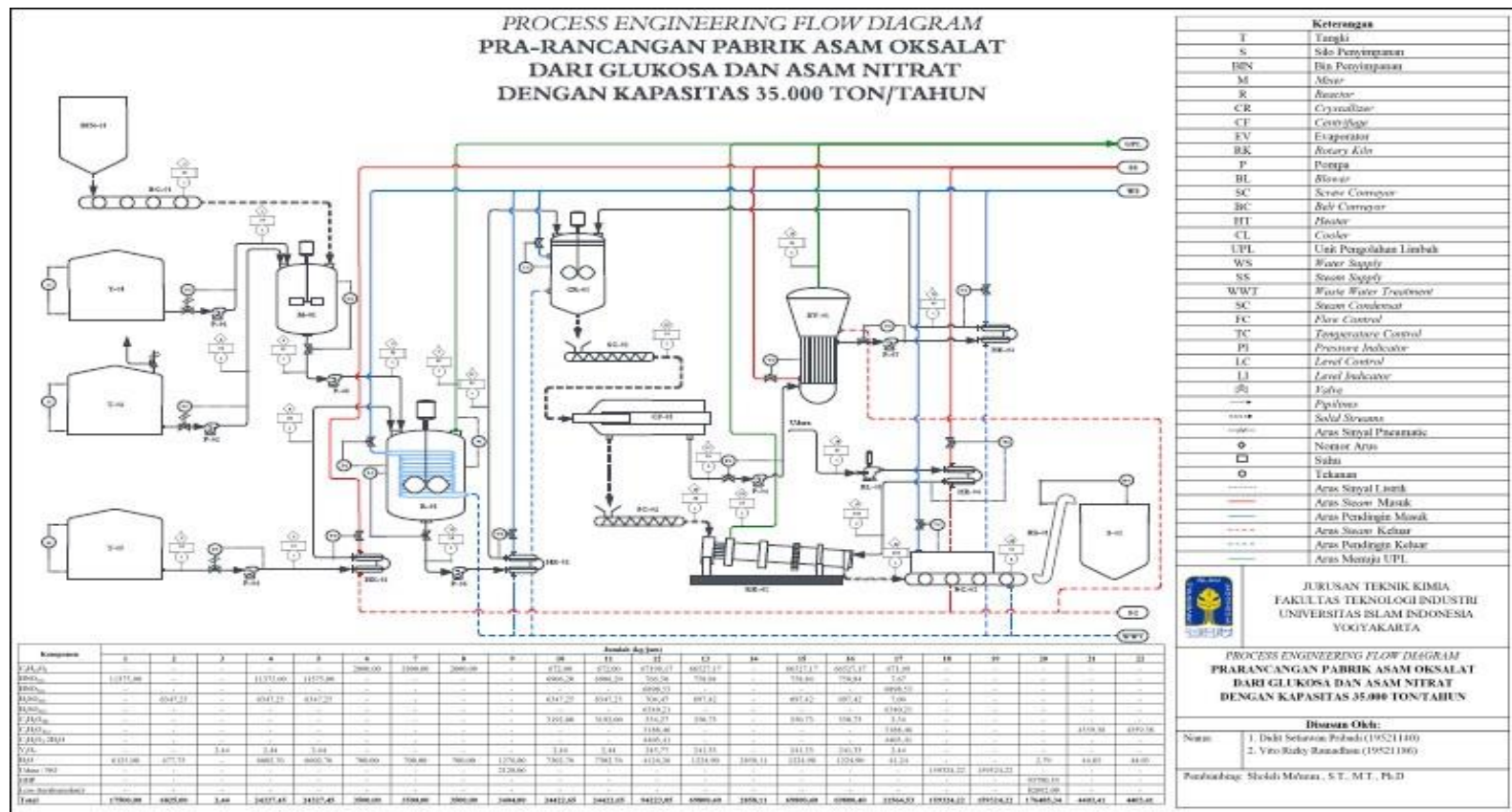
a. Tinggi Tumpukan koil < Tinggi Cairan (2.6853 m < 9.6643m)

b. Jarak dasar tangki ke bagian bawah koil (h_k) > ($b + s_f$) yaitu 3.4895 m > 0,3910 m

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DARI GLUKOSA DENGAN KAPASITAS 35.500 TON/TAHUN



LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA-RANCANGAN

Nama Mahasiswa : Vito Rizky Ramadhan

No. MHS : 19521186

Nama Mahasiswa : Didit Setiawan Pribadi






No. MHS : 19521140

Judul Prarancangan *) : PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DARI
GLUKOSAKAPASITAS 35.000TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 8 April 2023

Batas Akhir Bimbingan : 6 Mei 2024

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	10/10/2022	Perkenalan dan diskusi mengenai nilai kinetika reaksi, ekspor-impor, dan data yang perlu dicari selanjutnya	
2.	17/11/2022	Diskusi nilai kinetika reaksi dan data yang perlu dicari untuk penentuan kapasitas pabrik	
3.	30/11/2022	Diskusi data dan nilai kinetika	
4.	15/12/2022	Penentuan kapasitas pabrik	
5.	19/01/2023	Pembuatan diagram alir kualitatif dan diskusi nilai kinetika	
6.	21/03/2023	Diskusi nilai kinetika	
7.	17/04/2023	Diskusi nilai kinetika	
8.	9/5/2023	Diskusi nilai kinetika	
9.	12/07/2023	Revisi nilai kinetika	

10	30/08/2023	Perancangan reaktor	
11	13/09/2023	Perancangan reaktor	
12	26/09/2023	Perancangan reaktor	
13	11/10/2023	Persetujuan luaran tahap 6 sampai 9	
14	08/11/2023	Persetujuan luaran 9 sampai 15	

Disetujui

Draft

Penulisan :

Yogyakarta, 8

November

2023

Pembimbing,



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