

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT DENGAN OKSIDASI
GLUKOSA KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

YUSRIL FAHMI NABU (16521122)

MIQDAM HUMAMI (16521169)

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

2021

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertandatangan di bawah ini:

Nama: YUSRIL FAHMI NABU

Nama: MIQDAM HUMAMI

NIM:16521122

NIM: 16521169

ISLAM

Yogyakarta, Februari 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil Penelitian ini adalah hasil karya sendiri. Apabila kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan dari hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

الجمعة الاستدالاندونيسية



Yusril Fahmi Nabu



Miqdam Humami

**LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT DENGAN OKSIDASI
GLUKOSA KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR



Oleh:

Nama: Yusril Fahmi Nabu

Nama: Miqdam Humami

NIM: 16521122

NIM: 16521169

Yogyakarta, April 2021

Pembimbing 1 Tugas Akhir

Faisal. R. M., Ir.Drs., MT., Ph.D.

Pembimbing 2 Tugas Akhir

Diana, Dr.,S.T.,M.Sc

**LEMBR PENGESAHAN PENGUJI PRA PERANCANGAN PABRIK ASAM
OKSALAT DIHIDRAT DENGAN PROSES OKSIDASI GLUKOSA KAPASITAS
12000 TON/TAHUN**

Oleh :

Nama: Yusril Fahmi Nabu

Nama: Miqdam Humami

NIM: 16521122

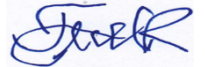
NIM: 16521169

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

Yogyakarta, Maret 2021

Tim Penguji,
Ketua

: Faisal. R. M., Ir.Drs., MT., Ph.D.



Anggota 1

: Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.



Anggota 2

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



Mengetahui, Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dr. Suharno Rusdi

NIK. 845210102

KATA PENGANTAR

Puji Syukur kami panjatkan atas kehadiran tuhan yang maha Esa Allah SWT, yang telah melimpahkan Rahman dan hidayah-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Shalawat serta salam semoga tercurah kepada junjungan kita Nabi besar Muhammad SAW yang telah membawa kita dari zaman jahiliah ke zaman terang benderang yang kaya akan sains dan teknologi seperti sekarang ini.

Tugas Akhir kami yang berjudul “ Pra Rancangan Pabrik Asam Oksalat Dihidrat Dari Proses Oksidasi Glukosa Dengan Kapasitas 12.000 Ton/Tahun” disusun sebagai penerapan teori Teknik Kimia yang telah kami pelajari selama berada di bangku perkuliahan dan sebagai salah satu syarat untuk bisa mendapatkan gelar Sarjana Teknik Strata 1 (S1) di jurusan Teknik Kimia Fakultas teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dalam pengerjaan Tugas Akhir ini, kami mendapat banyak sekali bantuan baik berupa motivasi maupun saran dari berbagai pihak. Oleh karena itu, kami secara khusus ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan karunia dan hidayah-Nya sehingga kami diberi Kesehatan ununtuk mengerjakan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua kami yang telah membesarkan kami dan merawat kami dari kecil hingga dewasa, terima kasih kami ucapkan atas kasih sayang, perhatian, doa yang selalu dipanjatkan serta dukungan moral maupun material
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Kaprodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Faisal. R. M., Ir.Drs., MT., Ph.D. dan Ibu Diana, Dr.,S.T.,M.Sc selaku dosen pembimbing tugas akhir.
5. Kepada teman-teman seperjuangan yang selalu menemani dan berbagi kebahagiaan bersama.

Kami menyadari bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, kami mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari berbagai pihak sehingga laporan ini dapat lebih baik lagi. Besar harapan kami semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak baik pembaca dan kami sebagai penyusunnya.

Yogyakarta, Maret 2021

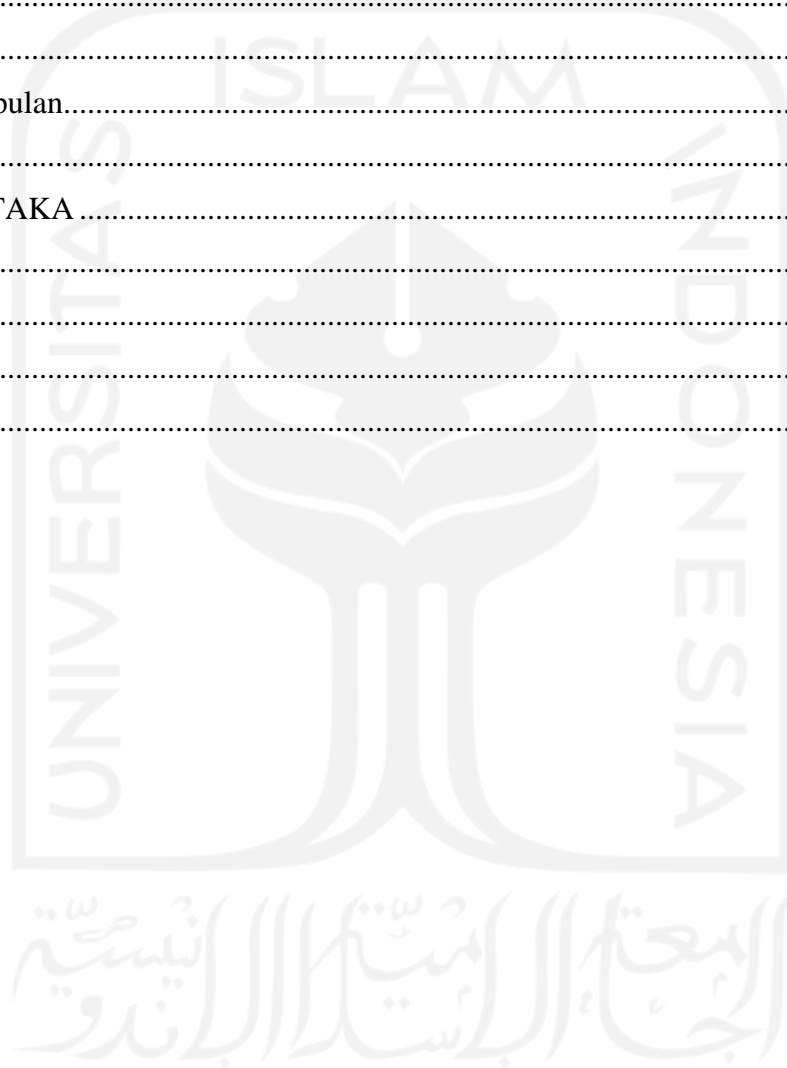
Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA PERANCANGAN PABRIK	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI PRA PERANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT DENGAN PROSES OKSIDASI GLUKOSA KAPASITAS 12000 TON/TAHUN	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL.....	x
<i>ABSTRACT</i>	xii
ABSTRAK.....	xiii
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	2
1.3 Analisis Pasar dan Penentuan Proses	9
1.3.1 Penentuan Kapasitas Produksi	9
1.3.2 Pemilihan proses	14
BAB II.....	17
PERANCANGAN PRODUK.....	17
2.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	17
2.2 Spesifikasi Produk.....	19
2.3 Pengendalian Kualitas	19
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	20
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	20
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	21
BAB III	22
PERANCANGAN PROSES.....	22
3.1 Uraian Proses.....	22
3.1.1 Reaksi dan Kondisi Operasi.....	22
3.1.2 Langkah proses	22
3.2 Spesifikasi Alat	24
3.3 Perencanaan Produksi	35

3.3.1	Analisa Kebutuhan Bahan Baku	35
3.3.2	Analisa Kebutuhan Peralatan Proses	36
BAB IV	37
PERANCANGAN PABRIK	37
4.1	Lokasi Pabrik.....	37
4.1.1	Ketersediaan Bahan Baku (<i>Raw Material Oriented</i>).....	38
4.1.2	Pemasaran Produk (<i>Market Oriented</i>)	38
4.1.3	Ketersediaan Tenaga Kerja	38
4.1.4	Utilitas.....	39
4.1.5	Keadaan Iklim dan Karakteristik Lokasi	39
4.1.7	Faktor sekunder.....	39
4.2	Tata Letak Pabrik	40
4.3	Tata Letak Alat Proses	42
4.4	Aliran Proses dan Material.....	43
4.4.1	Neraca Massa Total.....	43
4.4.2	Neraca Massa Alat	44
4.4.3	Neraca Panas	47
4.4.4	Diagram Alir	49
4.5	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	51
4.5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	51
4.5.2	Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generation System</i>).....	59
4.5.3	Unit Pembangkit Listrik.....	59
4.5.4	Unit Penyedia Udara Instrumen / udara tekan	62
4.5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar	62
4.5.6	Unit Pengolahan Limbah	63
4.6	Organisasi Perusahaan.....	66
4.6.1	Bentuk Perusahaan.....	66
4.6.2	Struktur Organisasi	66
4.6.3	Tugas dan Wewenang	68
4.6.4	Ketenagakerjaan.....	72
4.6.5	Jadwal Kerja Karyawan	73
4.7	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	76
4.7.1	Jumlah Pekerja	76
4.7.2	Penggolongan Jabatan.....	77
4.7.3	Sistem Gaji Pegawai	77

4.8	Kesejahteraan Sosial Karyawan	80
4.9	Evaluasi Ekonomi	81
4.9.1	Penaksiran Harga Alat	82
4.9.2	Dasar Perhitungan.....	87
4.9.3	Perhitungan Biaya.....	88
4.9.4	Analisa keuntungan.....	91
4.9.5	Analisa Kelayakan	91
BAB V		99
PENUTUP.....		99
5.1	Kesimpulan.....	99
5.2	Saran.....	99
DAFTAR PUSTAKA		100
LAMPIRAN A.....		102
REAKTOR.....		103
LAMPIRAN B.....		126
LAMPIRAN C.....		128



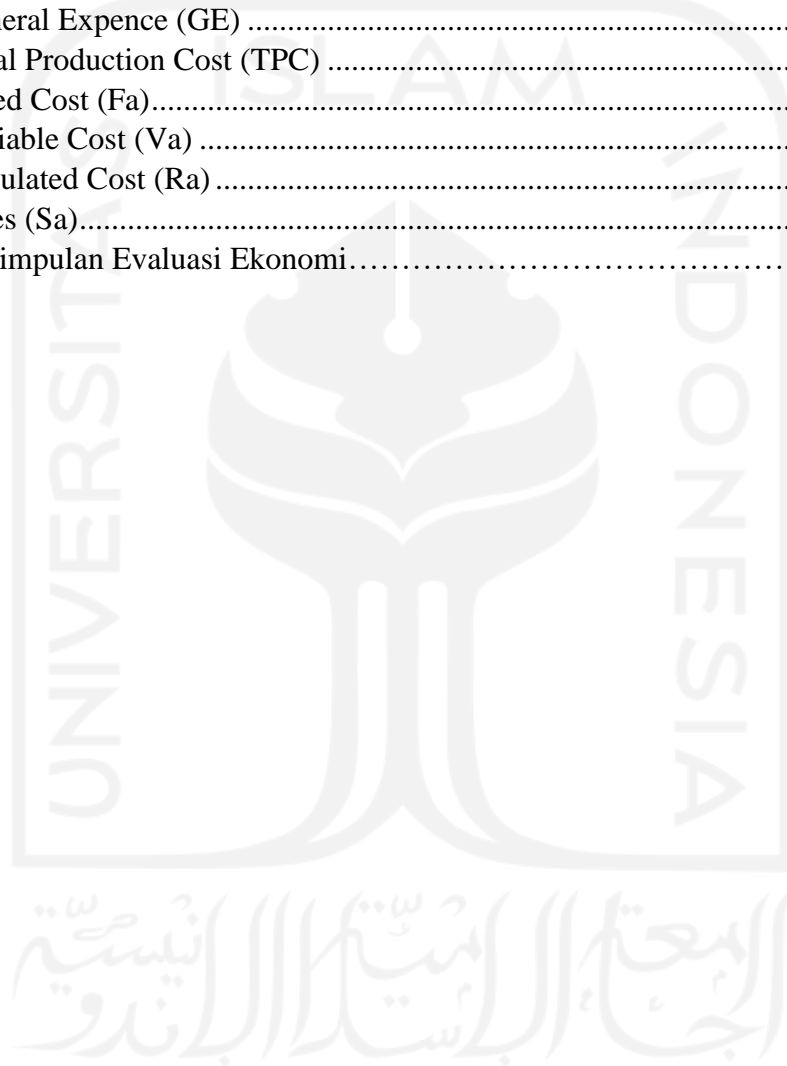
DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Molekul Asam Oksalat	3
Gambar 1. 2 Diagram Alir Proses Oksidasi Karbohidrat	4
Gambar 1. 3 Proses Propilen	6
Gambar 1. 4 Proses Dialkali Oksalat.....	8
Gambar 1. 5 Proses Dialkali Oksalat.....	8
Gambar 1. 6 Grafik persamaan Linear Impor di Indonesia.....	10
Gambar 4. 1 Lokasi pembangunan pabrik.....	37
Gambar 4. 2 Tata letak bangunan pabrik	41
Gambar 4. 3 Tata letak alat proses	43
Gambar 4. 4 Diagram alir kualitatif	49
Gambar 4. 5 Diagram alir kuantitatif	50
Gambar 4. 6 Diagram alir alat utilitas	64
Gambar 4. 7 Struktur organisasi pabrik asam oksalat	68
Gambar 4. 8 Grafik Indeks	84
Gambar 4. 9 Grafik Break Even Point (BEP)	95

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Contoh Manufaktur Asam Oksalat di Dunia.....	9
Tabel 1. 2 <i>Data Import Asam Oksalat di Indonesia</i>	10
Tabel 1. 3 Data Impor Negara Malaysia	12
Tabel 1. 4 Data Impor Negara Filipina	12
Tabel 1. 5 Daftar Pabrik Penghasil Asam Oksalat di Dunia	13
Tabel 1. 6 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Oksalat	15
Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku.....	17
Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Pendukung	18
Tabel 2. 3 Spesifikasi Produk.....	19
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki.....	25
Tabel 3. 2 Spesifikasi Centrifuge	24
Tabel 3. 3 Spesifikasi Pompa (P-01 & P-02)	31
Tabel 3. 4 Spesifikasi Pompa (P-03 & P-04)	31
Tabel 3. 5 Spesifikasi Pompa (P-05 & P-06)	31
Tabel 3. 6 Spesifikasi Pompa (P-07 & P-08)	32
Tabel 3. 7 Spesifikasi Pompa (P-09 & P-10)	32
Tabel 3. 8 Spesifikasi Heat Exchanger.....	33
Tabel 3. 9 Spesifikasi Conveyor (BC-01 & BC-02)	34
Tabel 3. 10 Spesifikasi Conveyor (SC-01 & SC-02)	34
Tabel 3. 11 Spesifikasi Conveyor (SC-03 & SC-04)	35
Tabel 3. 12 Kebutuhan dan Ketersediaan bahan baku	36
Tabel 4. 1 Daftar bangunan pabrik.....	42
Tabel 4. 2 Neraca Massa Total.....	43
Tabel 4. 3 Neraca massa mixer (M-01).....	44
Tabel 4. 4 Neraca massa Reaktor 1	44
Tabel 4. 5 Neraca massa centrifuge 1	45
Tabel 4. 6 Neraca massa Crystalizer	45
Tabel 4. 7 Neraca massa centrifuge 2	46
Tabel 4. 8 Neraca massa Dryer	46
Tabel 4. 9 Neraca panas mixer 1	47
Tabel 4. 10 Neraca panas Reaktor 1	47
Tabel 4. 11 Neraca panas Crystalizer.....	48
Tabel 4. 12 Neraca panas centrifuge	48
Tabel 4. 13 Neraca panas Rotary dryer	48
Tabel 4. 14 Kebutuhan air pendingin	56
Tabel 4. 15 Kebutuhan air steam.....	57
Tabel 4. 16 Kebutuhan air total.....	58
Tabel 4. 17 Kebutuhan listrik alat proses	60
Tabel 4. 18 Kebutuhan listrik alat Utilitas	61
Tabel 4. 19 Kebutuhan listrik total.....	62
Tabel 4. 20 Jadwal shift karyawan	75
Tabel 4. 21 Jumlah pekerja	76
Tabel 4. 22 Penggolongan Jabatan.....	77
Tabel 4. 23 Perincian Gaji sesuai Jabatan	78
Tabel 4. 24 Index harga.....	83

Tabel 4. 25 Daftar Harga Alat Proses	86
Tabel 4. 26 Daftar Harga Alat Utilitas	87
Tabel 4. 27 Physical Plan Cost (PPC).....	88
Tabel 4. 28 Direct Plant Cost (DPC).....	88
Tabel 4. 29 Fixed Capital Investment (FCI)	88
Tabel 4. 30 Working Capital (WC).....	89
Tabel 4. 31 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	89
Tabel 4. 32 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	90
Tabel 4. 33 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	90
Tabel 4. 34 Total Manufacturing Cost (MC)	90
Tabel 4. 35 General Expence (GE)	91
Tabel 4. 36 Total Production Cost (TPC)	91
Tabel 4. 37 Fixed Cost (Fa).....	93
Tabel 4. 38 Variable Cost (Va)	93
Tabel 4. 39 Regulated Cost (Ra).....	94
Tabel 4. 40 Sales (Sa).....	94
Tabel 4. 41 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi.....	98



ABSTRACT

Oxalic acid dihydrate has a role in the industrial world such as in the metal industry for coating iron (anti-corrosion) and the textile industry in dyeing fabrics. Indonesia is an importer of oxalic acid dihydrate with a relatively increasing need every year. This is caused to the absence of a Factory that produces oxalic acid dihydrate in Indonesia. Based on this background, an oxalic acid Factory was designed with a capacity of 12,000 tons / year using glucose as raw material as much as 940.58 kg / hour and nitric acid as much as 1,975.22 kg / hour.

The Factory is planned to be established in 2025, located in South Lampung. The Factory was established to meet domestic needs for oxalic acid dihydrate as well as for export abroad. The reaction between glucose and nitric acid requires a V_2O_5 catalyst to take place in the liquid-liquid phase, is adiabatic, isotherm, exothermic with an operating temperature of 71 °C, a pressure of 1 atm and uses a stirred tank flow reactor (RATB). The utility unit at the plant is needed to provide necessities such as cooling water, process water, steam, electricity, fuel, compressed air and others. The utility needs include water as much as 49.402.3 kg / hour and electricity needs of 159 kW. This Factory requires fixed capital of IDR 116,062,283,275, working capital of IDR 214,728,260,131, and production costs of IDR 235,277,290,552.

Based on the economic evaluation, this Factory is classified as low risk with the value of Pay Out Time (POT) before and after tax is 3 years, Return On Investment (ROI) before tax is 30% and ROI after tax is 23%, and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) of 12.5% per year. Based on the economic analysis conducted, it can be concluded that the Oxalic Acid Factory from Nitric Acid and Glucose with a capacity of 12,000 tons per year is attractive and worthy of further study.

Key words: oxalic acid dihydrate, glucose, nitric acid

ABSTRAK

Asam oksalat dihidrat memiliki peran dalam dunia industri seperti dalam industri logam untuk pelapisan besi (anti karat) dan industri tekstil dalam pewarnaan kain. Indonesia merupakan negara pengimpor asam oksalat dihidrat dengan kebutuhan yang relatif meningkat setiap tahunnya. Hal tersebut disebabkan karena belum adanya pabrik yang memproduksi asam oksalat dihidrat di Indonesia. Berdasarkan latar belakang tersebut, maka dirancanglah pabrik asam oksalat dengan kapasitas 12.000 ton/tahun menggunakan bahan baku glukosa sebanyak 940,58 kg/jam dan asam nitrat sebanyak 1.975,22 kg/jam.

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2025 berlokasi di Lampung Selatan. Pabrik didirikan bertujuan untuk memenuhi kebutuhan asam oksalat dihidrat dalam negeri serta untuk ekspor ke luar negeri. Reaksi antara glukosa dan asam nitrat memerlukan katalis V_2O_5 berlangsung pada fase cair-cair, bersifat isoteremis, adiabatik, eksoteremis dengan suhu operasi $71^\circ C$, 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 49.402,3 kg/jam dan kebutuhan listrik sebesar 159 kW. Pabrik ini memerlukan modal tetap Rp116,062,283,275, Modal kerja Rp 214,728,260,131, dan biaya produksi Rp 235,277,290,552.

Berdasarkan evaluasi ekonomi, pabrik ini tergolong *low risk* dengan nilai *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak adalah 3 tahun, *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 30% dan ROI setelah pajak sebesar 23%, dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 12,5% pertahun. Berdasarkan analisa ekonomi yang dilakukan, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik Asam Oksalat dari Asam Nitrat dan Glukosa dengan kapasitas 12.000 ton per tahun ini menarik dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

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

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Sebagai mana visi dari Kementerian Perindustrian Indonesia (KEMENPERIN) yang tertuat pada peraturan Pemerintah No. 14 tahun 2015 tentang Rencana Induk Pembangunan Industri Nasional (RIPIN) 2015 – 2035 yang bertujuan untuk membangun struktur industri yang kuat, dalam, sehat, dan berkeadilan. Serta membangun industri yang mempunyai daya saing tinggi ditingkat global dan berbasis inovasi dan teknologi. (*Kemenperin.go.id, 2020*)

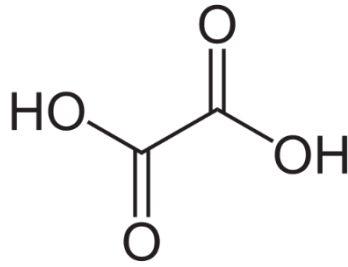
Selain itu, visi ini juga dilandasi oleh UU no. 3 tahun 2014 tentang perindustrian yang mana memiliki dasar pertimbangan bahwa pembangunan nasional dibidang ekonomi dilaksanakan dalam rangka menciptakan struktur ekonomi yang kukuh melalui pembangunan industri yang maju sebagai motor penggerak ekonomi yang didukung oleh kekuatan dan kemampuan sumber daya yang tangguh.

Indonesia sebagai negara yang terus berkembang memiliki potensi yang sangat besar dalam mengembangkan sector dalam negeri termasuk dalam sector perindustrian salah satu cara dengan mengurangi atau menghentikan kegiatan impor suatu komoditas tertentu, dalam hal ini tentu Indonesia harus mulai memikirkan tentang pembangunan-pembangunan industri yang dapat menghasilkan produk yang banyak diimpor oleh Indonesia agar dapat mengurangi angka impor dan bahkan menciptakan komoditas ekspor baru untuk menghemat atau bahkan menambah pendapatan kas negara, dan salah satu komoditas impor yang dapat dijadikan peluang ekspor Indonesia yakni produksi asam oksalat dihidrat

Berdasarkan data dari Data.UN.org pada tahun 2018 tingkat impor asam oksalat Indonesia berada pada peringkat ke-3 dari negara-negara tetangga asia tenggara lainnya dengan total sekitar 2.145 ton. Yang mana peringkat utamanya dipegang oleh negara Malaysia dengan 9.329 ton dan selanjutnya disusul oleh negara philipina dengan 2.431 ton (*Sumber: Data.un.org, 2020*) Berdasarkan data tersebut pabrik asam oksalat memiliki peluang untuk dibuat, dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan asam oksalat dalam negeri dan juga bisa di ekspor ke negara tetangga yang mana letak geografisnya masih berdekatan dengan Indonesia.

1.2 Tinjauan Pustaka

Asam Oksalat (HOOC-COOH), atau asam etanedioat merupakan asam karboksilat paling sederhana dengan berat molekul 90,94 gr/mol yang mana larut dalam air dan merupakan jenis asam kuat. Asam ini tidak tersedia dalam bentuk anhydrous di alam bebas, dan hanya tersedia dipasaran dalam bentuk cristal asam oksalat dihidrat. Asam ini memiliki ciri-ciri seperti tidak berbau, higroskopik, dan berwarna putih (tidak berwarna). Asam oksalat yang berada di pasaran yakni kristal asam oksalat dihidrat ($\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) dengan berat molekul sebesar 126,07 gr/mol. Dalam asam oksalat dihidrat terdiri atas 71,42% asam oksalat anhidrat dan % 28,58% air. Sehingga untuk menjaga kandungan air yang terdapat pada asam oksalat dihidrat maka suhu operasi harus dibawah 100°C karena jika suhu operasinya diatas ketentuan tersebut dapat menyebabkan kandungan air dalam asam oksalat dihidrat menguap. (*Kirk-Othmer, 1978*)



Gambar 1. 1 Molekul Asam Oksalat

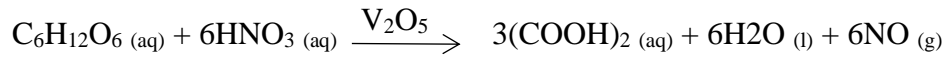
Selain itu juga asam oksalat dihidrat mempunyai tingkat kelaurtan atau solubility yang lebih tinggi terhadap pelarut polar seperti methanol, etanol, aseton, dioksane, dan tetrahydrofuran, tetapi tidak larut dalam benzene, kloroform, dan petroleum eter. Tingkat kelarutan asam oksalat dihidrat dalam eter (1,47 gr/100gr solven) yang mana berbeda dengan asam oksalat anhidrat (23,6 gr/ 100 gr solven). (*Kirk-Othmer, 1978*)

Dalam proses pembuatannya, proses pembuatan asam oksalat dihidrat telah mengalami banyak kemajuan sejak sistesis pertama ditemukan. Berikut adalah beberapa proses yang telah digunakan diseluruh dunia dalam proses pembuatan asam oksalat dihidrat yakni:

1. Proses Oksidasi Karbohidrat

Asam oksalat dapat dibuat dengan proses oksidasi karbohidrat (glukosa, sukrosa, pati, dextrin, molases, dan sebagainya) dengan asam nitrat. Pemilihan karbohidrat didasarkan pada ketersediaan bahan baku, ekonomi, dan karakteristik dari bahan tersebut. Dalam proses pembuatannya, monosakarida seperti glukosa dan fruktosa merupakan bahan yang sangat cocok sebagai bahan baku awal. Sedangkan jika menggunakan molases, kita harus mengdrolisisnya terlebih dahulu ke asam oksalat atau asam sulfat sehingga menjadi monosakarida terlebih dahulu. Kemudian monosakarida di oksidasi dengan asam nitrat sekitar 50% pada suhu 63-83°C

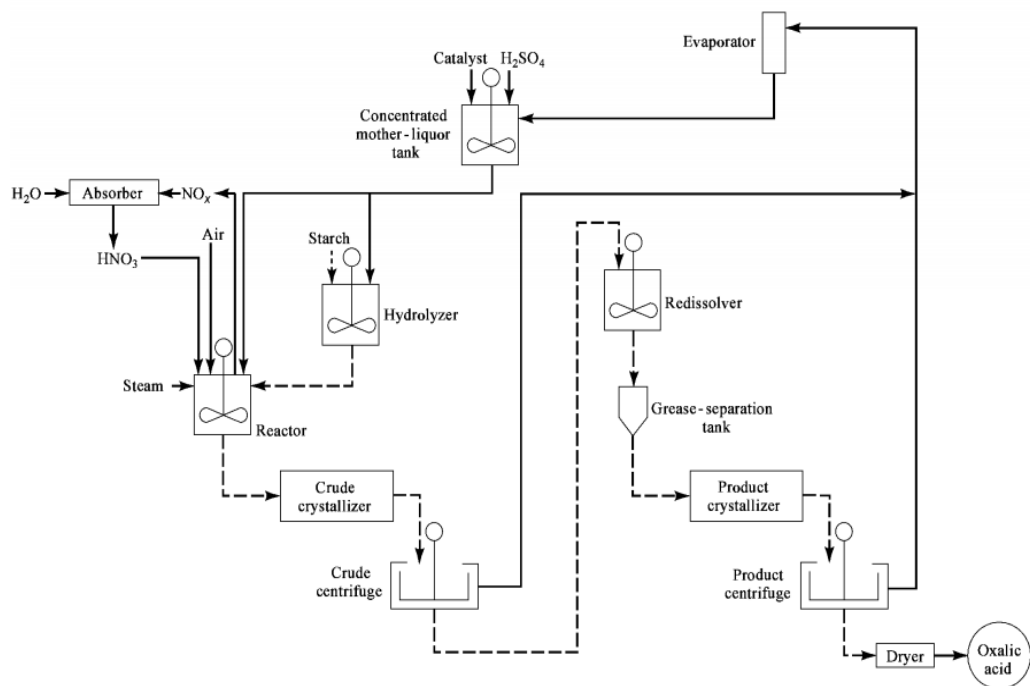
dengan menggunakan katalis vanadium pentoksida dan besi (III) sulfat. Berikut reaksi yang digunakan dalam proses oksidasi karbohidrat :



(G. Widiyarti, 2002)

Jika Glukosa ini akan dioksidasi dengan asam nitrat dengan bantuan katalis V_2O_5 yang dilarutkan dalam larutan asam sulfat pada suhu 71°C

Berikut adalah gambar diagram alir dari proses oksidasi karbohidrat:



Gambar 1. 2 Diagram Alir Proses Oksidasi Karbohidrat

2. Proses Etilen glikol.

Asam oksalat juga bisa dibuat dengan mengoksidasi etilen glikol dalam asam nitrat, dan prosesnya kurang lebih sama dengan oksidasi karbohidrat kecuali

absennya alat *hydrolyzer*. Dalam proses etilen glikol, campuran larutan oksidasinya terdiri atas 30-40% asam sulfat, dan 20-25% asam nitrat dalam presentase 0,001-0,1% vanadium pentoksida pada suhu 50-70°C sehingga akan didapat yield dengan presentase 93%.

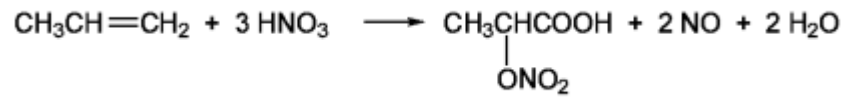
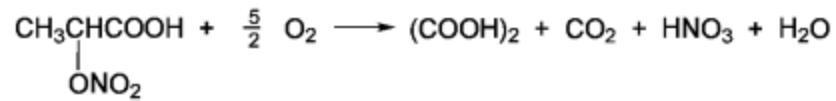
Dalam proses yang telah dikembangkan di Jepang oleh Mitsubishi Gas Chemical, yang mana telah memproduksi asam oksalat 12.000 ton/tahun dengan proses ini. Etilen glikol dioksidasi dalam 60% asam nitrat pada tekanan 0,3 MPa (43,5 psi), 80°C dengan oksigen. Hasil yield asam oksalat yang terbentuk bisa mencapai lebih dari 90%. Dan juga pada proses ini gas NO_x yang terbentuk tidak dapat di recycle lagi menjadi asam nitrat. Berikut adalah reaksi yang terjadi pada proses etilen glikol.



(Sawada and Murakami, 2000)

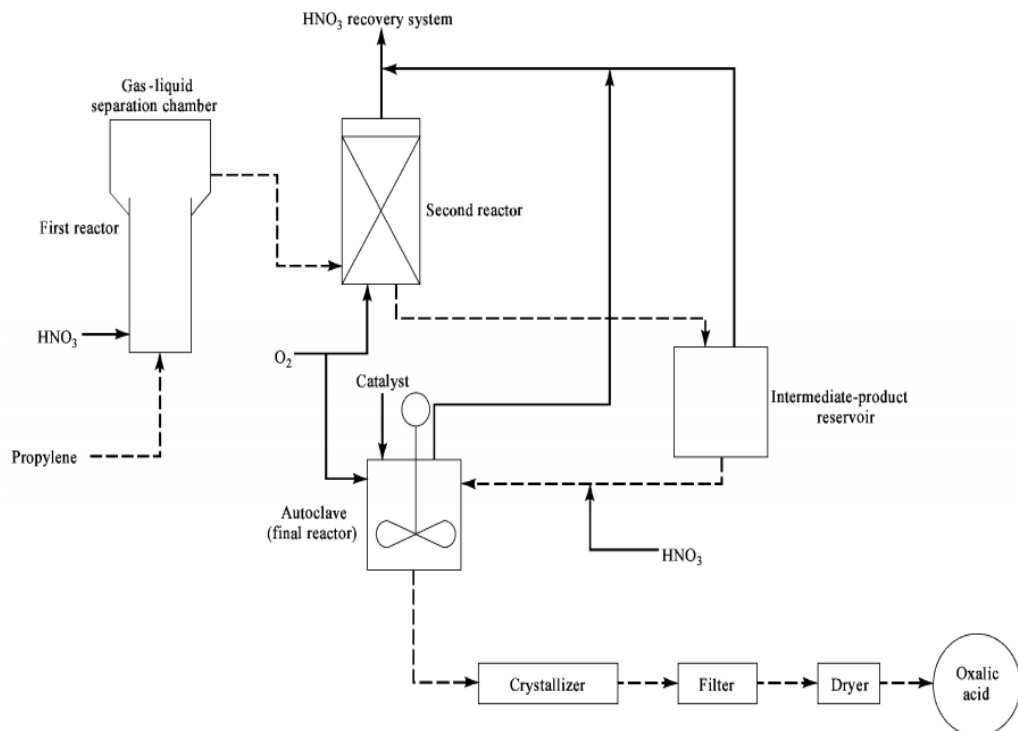
3. Proses Propilen

Oksidasi propilen dengan asam nitrat terbagi atas 2 langkah proses. Pada tahap pertama, propilen dimasukkan pada suhu 10-40°C kedalam asam nitrat yang konsentrasinya dijaga pada 50-75% dan rasio molar terhadap propilen pada 0,01-0,5 dan akan membentuk *α-nitratolactic acid* dan asam laktat. Kemudian pada tahap kedua, *α-nitratolactic acid* akan di oksidasi dengan oksigen dan katalis vanadium pentoksida pada suhu 45-100°C untuk memproduksi asam oksalat dihidrat. Persentase yield yang didapat pada proses ini yakni lebih dari 90% dan konversi propilen 77,5%.



(Kirk-Othmer, 1978)

Berikut adalah diagram sederhana untuk proses propilen :

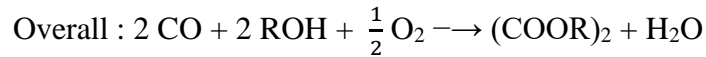
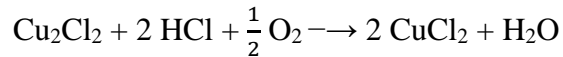
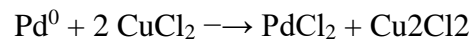
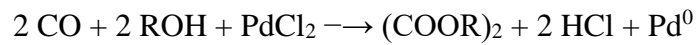


Gambar 1. 3 Proses Propilen

(Kirk-Othmer, 1978)

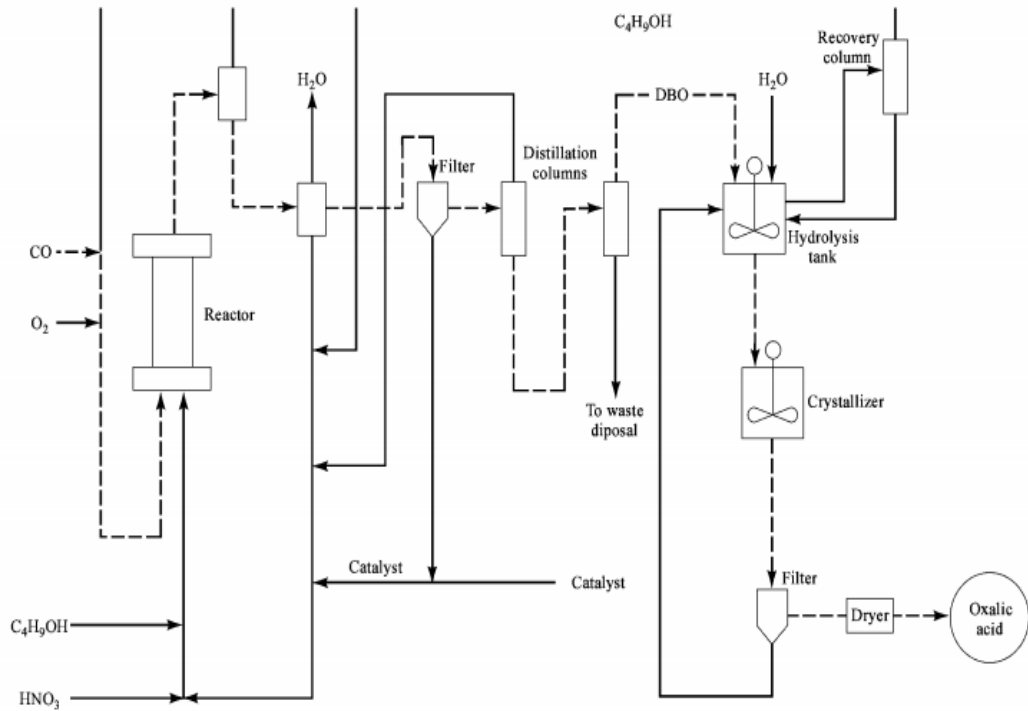
4. Proses Dialkali Oksalat

Asam oksalat dibuat dengan hidrolisis dister asam oksalat yang dibuat dari reaksi Coupling CO oksidatif. UBE industries (Jepang) mengomersialkan proses dua Langkah ini pada tahun 1978. Dan ini adalah cara yang baru dalam proses pembuatan asam oksalat. Dialkali oksalat dapat dibuat dengan penggantian CO oksidatif dengan Alkohol.

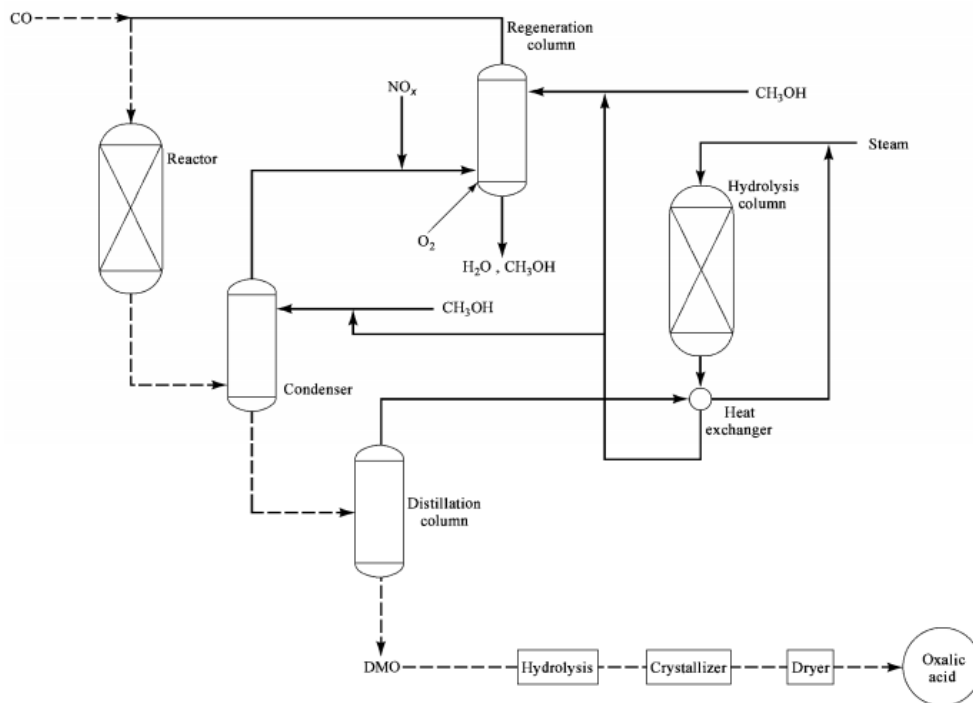


(Kirk-Othmer, 1978)

Alkali nitrit yang digunakan dalam industri ini adalah n-butil nitrit dan metil nitrit. Pada tahun 1978, UBE Industries membangun pabrik pertama yang menggunakan proses ini (6000 ton/tahun sebagai asam oksalat) dengan menggunakan butil nitrat dan beroperasi dengan baik. Keuntungan menggunakan butil nitrit sebagai alkil nitrit adalah tidak bekerja hanya sebagai komponen reaksi tetapi juga sebagai agen dehidrasi air terbentuk. Butil nitrit membentuk campuran *azeotropic* dengan air, sehingga air yang terbentuk dihilangkan dengan distilasi dari system reaksi. Fitur lain dari proses ini adalah system katalis yang sederhana dan katalis mudah dipulihkan dan didaur ulang. Berikut adalah contoh diagram proses dari system butil nitrit dan metil nitrit



Gambar 1. 4 Proses Dialkali Oksalat



Gambar 1. 5 Proses Dialkali Oksalat

Berikut adalah beberapa contoh manufaktur asam oksalat yang ada didunia:

Tabel 1. 1 Contoh Manufaktur Asam Oksalat di Dunia

Proses	Company	Lokasi
<i>Sodium Formate</i>		China
Dialkali oksalat	UBE Industries	Jepang
Propilen	Rhd pne-Poulenc	France
Etilen glikol	Mitsubishi Gas Chemical	Jepang
Oksidasi Karbohidrat		Brazil, china, Taiwan, india, korea, dan spanyol

1.3 Analisis Pasar dan Penentuan Proses

1.3.1 Penentuan Kapasitas Produksi

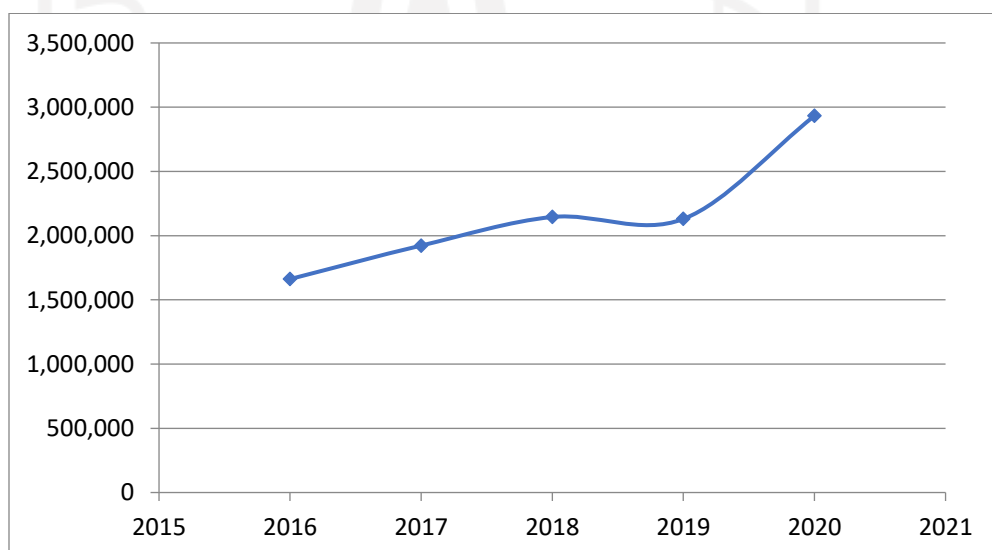
Asam oksalat merupakan salah satu bahan kimia yang memiliki peranan penting terutama di industri logam, agen pemutih, tekstil, dan farmasi. Seiring berkembangnya industri-industri penggunaan asam oksalat tersebut maka dapat diperkirakan bahwa kebutuhan asam oksalat didunia khususnya diindonesia akan terus meningkat. Akan tetapi menurut data dari BPS (Badan Pusat Statistik) Indonesia mengatakan asam oksalat yang digunakan diindonesia itu rata-rata adalah hasil impor dari luar negeri. Oleh karena itu, untuk menghemat anggaran belanja negara serta memperkuat perekonomian dan industri dalam

negeri diperlukan pabrik pembuat asam oksalat di Indonesia dengan harapan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan juga untuk di ekspor keluar negeri. Untuk mengetahui data dari jumlah permintaan di Indonesia, berikut adalah data yang didapat dari badan pusat statistic Indonesia (BPS) ditunjukkan oleh tabel berikut:

Tabel 1. 2 Data Import Asam Oksalat di Indonesia

Tahun	Impor (Ton/tahun)
2015	1,543.604
2016	1,661.930
2017	1,922.646
2018	2,145.223
2019	2,129.786
2020	2,932.375

Apabila data impor asam oksalat di Indonesia diatas dibuat dalam bentuk grafik, maka akan diperoleh :



Gambar 1. 6 Grafik persamaan Linear Impor di Indonesia

Dari grafik diatas, dapat dilihat bahwa kebutuhan asam oksalat di Indonesia secara keseluruhan mengalami peningkatan setiap tahunnya. Jika data grafik kebutuhan asam oksalat diatas didekati dengan persamaan linier, maka persamaan yang dapat mewakilinya yaitu :

$$y = 274,803x - 552,394,062$$

Dengan y = kebutuhan asam oksalat (kg/tahun); dan x = tahun

Pabrik yang dirancang ini diinginkan mulai beroperasi pada tahun 2025. Oleh karena itu, untuk memprediksi nilai kebutuhan asam oksalat pada tahun 2025 tersebut dapat ditentukan dengan perhitungan sebagai berikut :

$$y = 274,803 (2025) - 552,394,062 = 4,082,013 \text{ kg/tahun}$$

atau

$$4,082.01 \text{ Ton/tahun}$$

Selain data impor yang ada di Indonesia, tujuan kedepannya hasil produksi asam oksalat ini juga menargetkan untuk bisa memenuhi kebutuhan impor asam oksalat negara tetangga seperti negara Malaysia dan Filipina. Berikut adalah data impor dari kedua negara tetangga tersebut yang didapat di UN.Data :

Tabel 1. 3 Data Impor Negara Malaysia

Tahun	Impor (Ton/tahun)
2014	4,151
2015	6,014
2016	7,698
2017	10,400
2018	9,330

Tabel 1. 4 Data Impor Negara Filipina

Tahun	Impor (Ton/tahun)
2014	1,5443.6
2015	2,006.6
2016	2,698.9
2017	2,481.7
2018	2,431.8

Data linear untuk impor Malaysia $y = 1,473.34x - 2,964,686.02$ dan untuk impor Filipina $y = 225.16x - 451,686.20$. sehingga dapat dihitung perkiraan nilai kebutuhan asam oksalat kedua negara tersebut pada tahu 2025 yaitu untuk Malaysia sebanyak 20,791.73 Ton/tahun dan Filipina sebanyak 4262.8 Ton/tahun.

Dalam menentukan berapa kapasitas yang akan dirancang, selain informasi terhadap nilai kebutuhan asam oksalat dalam negeri dan luar negeri, diperlukan pula informasi mengenai kapasitas pabrik-pabrik asam oksalat yang sudah beroperasi di dunia untuk dijadikan sebagai acuan. Berikut adalah beberapa daftar pabrik-pabrik penghasil asam oksalat yang ada di dunia :

Tabel 1. 5 Daftar Pabrik Penghasil Asam Oksalat di Dunia

Nama Pabrik	Kapasitas (Ton/tahun)
Indian Oxalate Limited	7200
Fujian Shaowu Fine Chemical Factory	55000
HeFei DongFeng General Chemicals Plant	60000
Shijiazhuang Taihe Chemical Co., Ltd.	20000
ShanXi Yuanping Chemical Industries Corp.,Ltd	80000
Rhone-Poulenc	65000

Berdasarkan ketiga informasi diatas, pabrik ini direncanakan untuk beroperasi dengan kapasitas 12,000 ton/tahun pada tahun 2025 mendatang. Dimana sebanyak 4,082.01 ton/tahun asam oksalat diperuntukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sisanya 7,917.99 ton/tahun ditujukan untuk diekspor ke negara tetangga seperti Malaysia dan Filipina.

1.3.2 Pemilihan proses

Basis pemilihan proses yang digunakan dalam perancangan pabrik asam oksalat ini yaitu dengan membandingkan kekurangan dan kelebihan dari masing-masing proses. Berikut adalah tabel perbandingan dari proses pembuatan asam oksalat:



Tabel 1. 6 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Oksalat

Proses	Kelebihan	Kekurangan
Oksidasi Karbohidrat	Sumber bahan baku (monosakarida) fleksibel, murah dan mudah diperoleh	Yield asam oksalat hanya 70%, Memerlukan katalis Vanadium Pentoksida (V_2O_5)
Etilen Glikol	Yield asam oksalat yang didapat mencapai lebih dari 93%	Bahan baku lebih mahal dibandingkan proses oksidasi karbohidrat. Memerlukan katalis Vanadium Pentoksida (V_2O_5)
Propilen	Yield asam oksalat dapat mencapai lebih dari 90% dan konversi propilen dapat mencapai 77,5%	Bahan baku lebih mahal dibandingkan 2 proses diatas (oksidasi karbohidrat dan Etilen Glikol) Memerlukan katalis dan memerlukan dua tahap reaksi
Dialkil Oksalat	Tidak membutuhkan katalis	Perlu proses sintesis dialkil oksalat, membutuhkan dehydrating agent dalam jumlah banyak

Berdasarkan tabel diatas, rancangan ini mengambil proses Oksidasi karbohidrat, dengan pertimbangannya yakni sumber bahan baku yang mudah

diperoleh dan juga lebih murah dibandingkan dengan bahan baku dari proses etilen glikol maupun proses propilen.



BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Tabel 2. 1 Spesifikasi Bahan Baku

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	84%	68%
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
Harga	\$ 0.3 / kg	\$0.2676 / kg

**Harga berdasarkan situs Alibaba.com*

Tabel 2. 2 Spesifikasi Bahan Pendukung

Spesifikasi	Bahan Pendukung	
	Asam Sulfat	Katalis
Rumus Molekul	H ₂ SO ₄	V ₂ O ₅
Wujud	Cair	Padat
Berat Molekul	98.08 g/mol	181.88 g/mol
Kemurnian	98%	99.9%
Densitas	1826.97712 kg/m ³	3357 kg/m ³
Kapasitas Panas	140.6841 kJ/kmol.K	133,8569 kJ/kmol.K
Viskositas	26.7 cP	2.07 cP
Titik Didih	330°C	1750°C
Harga	\$0.1085 / kg	\$1.02 / kg

**Harga berdasarkan situs Alibaba.com*

2.2 Spesifikasi Produk

Tabel 2. 3 Spesifikasi Produk

Spesifikasi	Produk
	Asam Oksalat Dihidrat
Rumus Molekul	$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$
Wujud	Kristal
Ukuran	50 mesh
Berat Molekul	126,03 g/mol
Kemurnian	98%
Densitas	1653 kg/m^3
Kapasitas Panas	193,1839 kJ/kmol.K
Viskostas	43,92 cP
Titik Didih	149°C
Harga	\$10.29 / kg

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 produksi pabrik meliputi aliran dan alat *system control*.

- Alat Sistem *control*
 1. Sensor, digunakan untuk identifikasi variable-variabel proses. Alat yan digunakan yaitu *manometer* untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level. Sedangkan *thermocouple* untuk sensor suhu.
 2. Controller dan Indikator, meliputi *level indicator dan control, temperature indicator control, pressure control, dan flow control*.
 3. Actuator digunakan untuk manipulate agar variabelnya sama dengan variable controller. Alat yang digunakan *automatic control valve dan manual hand valve*.
- Aliran Sistem Aliran
 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

Produk yang berkualitas dapat dihasilkan dari bahan baku yang berkualitas dan proses yang sesuai dengan standar dan dilakukan dengan teliti. Sebelum produk dibungkus (*pack*), produk asam oksalat dihidrat disimpan dalam tangka penyimpanan yang telah diatur sedemikian rupa agar kondisi produk tetap baik. Selain itu, dilakukan juga proses *quality checking* untuk memastikan bahwa produk sudah memenuhi spesifikasi yang sesuai dengan target pasar. *Quality Checking* yang dilakukan meliputi beberapa parameter antara lain seperti Uji densitas, Uji Viskositas, Uji, kadar komposisi bahan baku, dan Uji Kemurnian Produk.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

3.1.1 Reaksi dan Kondisi Operasi

Asam oksalat dihidrat yang dibuat dari proses oksidasi karbohidrat dengan mereaksikan glukosa dengan asam nitrat dengan bantuan asam asetat, dan juga katalis vanadium pentoksida.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



(G. Widiyarti, 2002)

Reaksi berlangsung pada fase cair-cair dengan suhu operasi 71°C, tekanan 1 atm, dan menghasilkan konversi sebesar 70%. Produk yang dihasilkan dari reaksi tersebut adalah asam oksalat anhidrat, air dan gas nitrogen monoksida.

3.1.2 Langkah proses

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

a. Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku bertujuan untuk menyiapkan glukosa, asam nitrat dan bahan pendukung lain (asam sulfat, dan vanadium pentoksida) sebelum direaksikan ke dalam reaktor. Bahan baku yang digunakan yakni glukosa 84% dan asam nitrat 68%, dengan bahan pendukung asam sulfat 98%, dan vanadium pentoksida 99%.

- Unit persiapan Glukosa

Bahan baku glukosa 84% dialirkan dari tangki penyimpanan glukosa (T-02) dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm menuju *Mixer* (M-01).

- Unit persiapan Asam nitrat

Bahan baku asam nitrat 68% dari tangka penyimpanan asam nitrat (T-01) dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm menuju *Mixer* (M-01).

- Unit persiapan Asam Sulfat

Asam sulfat dari tangka penyimpanan asam sulfat (T-03) dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm menuju *Mixer* (M-01).

- Unit persiapan katalis vanadium pentoksida dan asam sulfat

Katalis vanadium pentoksida dari bin katalis (B-01) dengan kondisi operasi bin dan tangki pada 30°C dan tekanan 1 atm diumpun menuju reaktor untuk di reaksikan dengan larutan yang berasal dari *Mixer* (campuran asam sulfat, asam nitrat, dan glukosa).

b. Tahap Sintesis Produk

Bahan baku sebelum memasuki reaktor (R-01) dipanaskan dari suhu 30 C menjadi 71 °C terlebih dahulu menggunakan *heater* (HE-01). Reaksi bersifat eksotermis berlangsung pada tekanan 1 atm dan suhu 71 °C. Hasil keluaran reaktor (R-01) adalah asam oksalat anhidrat, air, gas nitrogen monoksida, asam sulfat, dan katalis. Asam oksalat anhidrat dan air merupakan hasil bawah reaktor (R-01) yang akan diumpunkan menuju *crystallizer* (CR). Sedang hasil atas R-01 berupa gas NO (nitrogen monoksida) masuk ke UPL (unit pengolahan limbah).

c. Tahap Pemurnian Produk

Hasil bawah reaktor (R-01) berupa cairan yang terdiri dari asam oksalat anhidrat, air, asam sulfat, dan katalis diumpankan menuju *crystallizer* (CR-01) yang sebelumnya didinginkan terlebih dahulu menggunakan *cooler* (CL-02) dari suhu 71 °C menjadi 30 °C. Keluaran *crystallizer* (CR-01) selanjutnya diumpankan menuju *Centrifuge* (CF-01) untuk mengurangi sebagian besar kandungan larutan asam oksalat anhidrat, air, asam sulfat, dan katalis yang akan dibuang ke Unit Pengolahan Limbah (UPL). Kemudian memasuki *Rotary Drayer* (RD-01) untuk menghilangkan kadar HNO₃ dan H₂O sehingga akan menghasilkan kristal asam oksalat dihidrat dengan kemurnian 98%. H₂O dan HNO₃ keluar dari *Rotary Drayer* dalam fase gas yang terikat pada udara panas akan diolah kembali di UPL.

3.2 Spesifikasi Alat

1. Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki

Nama Alat & kode alat		Tangki 1 (T-01)	Tangki 2 (T-02)	Tangki 3 (T-03)
Fungsi		Menyimpan bahan baku asam nitrat 60%	Menyimpan bahan baku glukosa 84%	Menyimpan bahan pendukung asam sulfat 98%
Tipe alat		Tangki silinder vertikal	Tangki silinder vertikal	Tangki silinder vertikal
Bahan		<i>Carbon Steel SA-285 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Jumlah		1 unit	1 unit	1 unit
Kondisi Operasi	Suhu	30°C	30°C	30°C
	Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Spesifikasi Alat	Diameter	9,14 m	9,14 m	6,09 m
	Tinggi	12,19 m	14,01 m	6,59 m
	Volume	620,9 m ³	339,58 m ³	69,47 m ³
	Harga	\$ 146,746	\$ 107,794	\$ 75,668

2. *Bin* (B-01)

Fungsi alat : Menyimpan katalis Vanadium Pentoksida (V_2O_5)

Tipe alat : Tangki silinder vertikal, *conical bottom*

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 30°C

Dimensi

Diameter : 1,7944 m

Tinggi : 4,4845 m

Volume : 9,8316 m³

Material : *Carbon steel SA-283 grade C*

Harga satuan : \$ 11,062

Jumlah alat : 1

3. Silo (SL-01)

Fungsi alat : Menyimpan produk asam oksalat dihidrat

Tipe alat : Tangki silinder vertikal, *conical bottom*

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 30°C

Dimensi

Diameter : 1,7674 m

Tinggi : 6,8933 m

Volume : 14,2526 m³

Material : *Carbon steel SA-283 grade C*

Harga satuan : \$ 5,884

Jumlah alat : 1

4. *Mixer* (M-01)

Fungsi alat : Mencampurkan semua komponen sebelum masuk reaktor

Tipe alat : Tangki silinder vertikal berpengaduk

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 30°C

Dimensi

Diameter : 1,02 m

Tinggi : 1,26 m

Volume : 0,82 m³

Pengaduk

Jenis : *three blade*

Jumlah : 2

Diameter : 0,33 m

Kecepatan pengaduk : 320 rpm

Power : 2 Hp

Material : *Stainless steel*

Harga satuan : \$ 88,612

Jumlah alat : 1

5. Reaktor (R-01)

Fungsi alat : Mereaksikan glukosa (C₂H₆O₂) dengan asam nitrat (HNO₃) menjadi asam oksalat (C₂H₂O₄)

Tipe alat : Reaktor alir tangki berpengaduk

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 71°C

Spesifikasi

Diameter : 2,48 m

Tinggi : 2,74 m

Volume : 11,78 m³

Pendingin : Air

Tipe pendingin : Jaket pendingin

Pengaduk

Jenis : *marine propeller three blade*

Jumlah : 2

Diameter : 0,86 m

Kecepatan pengaduk : 100 rpm

Power : 30 Hp

Material : *Stainless steel*

Harga : \$ 177,578

Jumlah alat : 1

6. *Crystalizer* (CR-01)

Fungsi alat : Mengkristalkan asam oksalat cair menjadi asam oksalat padat

Tipe alat : *Continous Stirred Tank Crystallizer*

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 30°C

Spesifikasi

Diameter	: 1,37 m
Tinggi	: 1,48 m
Volume	: 1,36 m ³
Pendingin	: Air
Tipe pendingin	: Jaket pendingin

Pengaduk

Jenis	: <i>Six blade turbin agitator</i>
Jumlah	: 1
Diameter	: 0,46 m
Kecepatan pengaduk	: 155 rpm
Power	: 10
Material	: <i>Stainless steel</i>
Harga satuan	: \$ 92,731
Jumlah alat	: 1

7. Centrifuge

Tabel 3. 2 Spesifikasi Centrifuge

Nama Alat & kode alat		Centrifuge (CF-01)	Centrifuge (CF-02)
Fungsi		Memisahkan Vanadium pentoksida dengan Larutan utama	Memisahkan kristal asam oksalat dengan larutan
Jenis		<i>Knife Discharge</i>	<i>Knife Discharge</i>
Bahan		<i>Stainless steel 304</i>	<i>Stainless steel 304</i>
Jumlah		1 unit	1 unit
Kondisi Operasi	Suhu	30°C	30°C
	Tekanan	1 atm	1 atm
Spesifikasi Alat	Kecepatan Sudut	1200 rpm	1800 rpm
	Diameter <i>Bowl</i>	36 in	20 in
	Jari-jari <i>Bowl</i>	18 in	10 in
	Daya Motor	30 Hp	5 Hp
Harga		\$ 81,600	\$ 50,014

8. Dryer (RD-01)

Fungsi alat : Mengurangi kandungan air dan asam nitrat dalam produk asam oksalat dihidrat

Tipe alat : *Rotary Drayer*

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 90°C

Spesifikasi

Diameter dalam : 3,3245 m

Panjang shell : 2,6159 m

Putaran : 2,4819 rpm

Power : 15 Hp

Material : *Carbon steel*

Harga satuan : \$ 136,626

Jumlah alat : 1

9. *Ball Mill* (BM-01)

Fungsi Alat : Menghancurkan kristal Asam Oksalat menjadi Powder
ukuran 40 mesh

Tipe Alat : *Dry Ball Mill*

Spesifikasi

Bahan : Carbon Steel

Diameter : 2.4384 m

Panjang : 1.8288 m

Kecepatan Putaran : 0.1870 rps

Jumlah Bola

Diameter 1 in : 313600 buah

Diameter 2 in : 58000 buah

Daya Motor : 15 Hp

Harga : \$ 691,300

10. *Screener* (S-01)

Fungsi Alat : memisahkan produk yang berukuran lebih besar dari 40
mesh

Tipe Alat : High Speed Vribating Screen

Spesifikasi

Luas Screen : 0.0929 m

Screen mesh : 40 mesh

Daya Motor : 8 Hp

Harga : \$14,517.898

11. Pompa

Tabel 3. 3 Spesifikasi Pompa (P-01 & P-02)

Nama & kode alat	Pompa 1 (P-01)	Pompa 2 (P-02)
Fungsi	Mengalirkan H ₂ SO ₄ 98% dari T-03 menuju M-01	Mengalirkan HNO ₃ 98% dari T-03 menuju M-01
Jenis Alat	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Jumlah	2	2
Daya Motor	1/8 Hp	1/4 Hp
Bahan	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>
Harga	\$14,122	\$12,239

Tabel 3. 4 Spesifikasi Pompa (P-03 & P-04)

Nama & kode alat	Pompa 3 (P-03)	Pompa 4 (P-04)
Fungsi	Mengalirkan Glukosa dari T-02 menuju M-01	Mengalirkan larutan dari M-01 menuju R-01
Jenis Alat	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Jumlah	2	2
Daya Motor	1/6 Hp	1/12 Hp
Bahan	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>
Harga	\$14,122	\$10,356

Tabel 3. 5 Spesifikasi Pompa (P-05 & P-06)

Nama & kode alat	Pompa 5 (P-05)	Pompa 6 (P-06)
Fungsi	Mengalirkan larutan dari R-01 menuju ke CF-01	Mengalirkan cairan dari CF-01 menuju CR
Jenis Alat	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Jumlah	2	2
Daya Motor	1 Hp	1 Hp
Bahan	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>
Harga	\$16,710	\$16,710

Tabel 3. 6 Spesifikasi Pompa (P-07 & P-08)

Nama & Kode alat	Pompa 7 (P-07)	Pompa 8 (P-08)
Fungsi	Mengalirkan larutan dari CF-02 menuju UPL	Mengalirkan HNO ₃ dari mobil pengangkut menuju T-01
Jenis Alat	Single Stage Centrifugal Pump	Single Stage Centrifugal Pump
Jumlah	2	2
Daya Motor	1/20 Hp	1/4 Hp
Bahan	Stainless steel	Stainless steel
Harga	\$6,119	\$12,239

Tabel 3. 7 Spesifikasi Pompa (P-09 & P-10)

Spesifikasi Alat	Pompa 9 (P-09)	Pompa 10 (P-10)
Fungsi	Mengalirkan Glukosa dari mobil pengangkut menuju T-02	Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari mobil pengangkut menuju T-03
Jenis Alat	Single Stage Centrifugal Pump	Single Stage Centrifugal Pump
Jumlah	2	2
Daya Motor	1/6 Hp	1/8 Hp
Bahan	Stainless steel	Stainless steel
Harga	\$14,122	\$14,122

12. Heat Exchanger

Tabel 3. 8 Spesifikasi Heat Exchanger

Nama & kode alat		Heater 1 (HE-01)	Heater 2 (HE-01)
Fungsi		Memanaskan suhu larutan bahan baku sebelum masuk ke reaktor (R-01)	Memanaskan suhu udara sebelum masuk ke <i>Rotary Dryer (RD-01)</i>
Jenis Alat		Double pipe heat exchanger	Double pipe heat exchanger
Spesifikasi	A	28.842 ft ²	1.989 ft ²
	Pemanas	Saturated Steam	Saturated Steam
	Jumlah Hairpin	4 buah	4 buah
	Tin pemanas	120°C	120°C
	Tout pemanas	120°C	120°C
	Tin larutan	30°C	30°C
	Tout larutan	71°C	90°C
Bahan		Stainless Steel	Stainless Steel
Jumlah Alat		1	1
Harga satuan		\$ 2,942	\$ 824

13. Cooler (CL-01)

Fungsi alat : Mendinginkan hasil keluaran reactor menuju *Crystalizer*

Tipe alat : *Double pipe heat exchanger*

Spesifikasi

A : 139,0063 ft²

Pendingin : Air pendingin

Jumlah hairpin : 9

Tin pendingin : 25°C

Tout pendingin : 35°C

Tin larutan : 71°C

Tout larutan : 30°C

Material : Carbon steel

Harga satuan : \$ 48,131

Jumlah alat : 1

14. Conveyor

Tabel 3. 9 Spesifikasi Conveyor (BC-01 & BC-02)

Nama & Code Alat		Conveyor 1 (BC-01)	Conveyor 2 (BC-02)
Fungsi Alat		Mengangkut katalis V ₂ O ₅ ke Reaktor (R-01)	Mengangkut limbah padatan dari Centrifuge menuju ke UPL
Jenis Alat		Belt Conveyor	Belt Conveyor
Spesifikasi	Panjang	17.5527 m	11.7765 m
	Lebar	14 in	14 in
Daya motor		1/20 Hp	1/12 Hp
Jumlah alat		1	1
Harga satuan		\$ 23,536	\$ 16,357

Tabel 3. 10 Spesifikasi Conveyor (SC-01 & SC-02)

Nama & Code Alat		Conveyor 3 (SC-01)	Conveyor 4 (SC-02)
Fungsi Alat		Mengangkut hasil dari CR menuju CF-02	Mengangkut hasil dari CF-02 menuju RD-01
Jenis Alat		Screw Conveyor	Screw Conveyor
Spesifikasi	Panjang	8 m	8 m
	Lebar	52.4934 in	52.4934 in
Daya motor		1/4 Hp	1/4 Hp
Jumlah alat		1	1
Harga satuan		\$ 31,656	\$ 31,656

Tabel 3. 11 Spesifikasi Conveyor (SC-03 & SC-04)

Nama & Code Alat		Conveyor 3 (SC-03)	Conveyor 4 (SC-04)
Fungsi Alat		Mengangkut hasil dari RD-01 menuju BM-01	Mengangkut hasil dari asamoksalat bubuk menuju ke screener dan menuju silo
Jenis Alat		Screw Conveyor	Screw Conveyor
Spesifikasi	Panjang	8 m	8 m
	Lebar	52.4934 in	52.4934 in
Daya motor		1/12 Hp	1/12 Hp
Jumlah alat		1	1
Harga satuan		\$ 31,656	\$ 31,656

15. Saringan Udara (SU-01)

Fungsi : Menyaring pengotor debu yang terbawa oleh udara menuju *Rotary Drayer*

Jenis : *Bag House Filter*

Material : *Carbon steel*

Spesifikasi Bag

Diameter *Bag* : 0,1905 m

Panjang *Bag* : 0,8128 m

Jumlah *Bag* : 24

Harga satuan : \$90,378

Jumlah alat : 1

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisa kebutuhan bahan baku dilakukan untuk mengetahui ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku Glukosa dan Asam Sulfat diperoleh dari *PT. Budi Starch & Sweetener Tbk* yang terletak di daerah Lampung. Sedangkan untuk Asam Nitrat diperoleh dari *PT. Multi Nitrotama*

Kimia didaerah Karawang Jawa Barat dan Untuk Katalis Vanadium Pentoksida di impor dari *Shandong Hanxing Bio Tech Co.,Ltd* di Shandong China.

Tabel 3. 12 *Kebutuhan dan Ketersediaan bahan baku*

Komponen	Kebutuhan bahan baku (Ton/tahun)	Ketersediaan bahan baku (Ton/tahun)
Glukosa	8,868.3511	108,000
Asam Sulfat	6,122.4491	60,000
Asam Nitrat	23,005.5257	150,000
Vanadium Pentoksida	0,6003	20,000

3.3.2 **Analisa Kebutuhan Peralatan Proses**

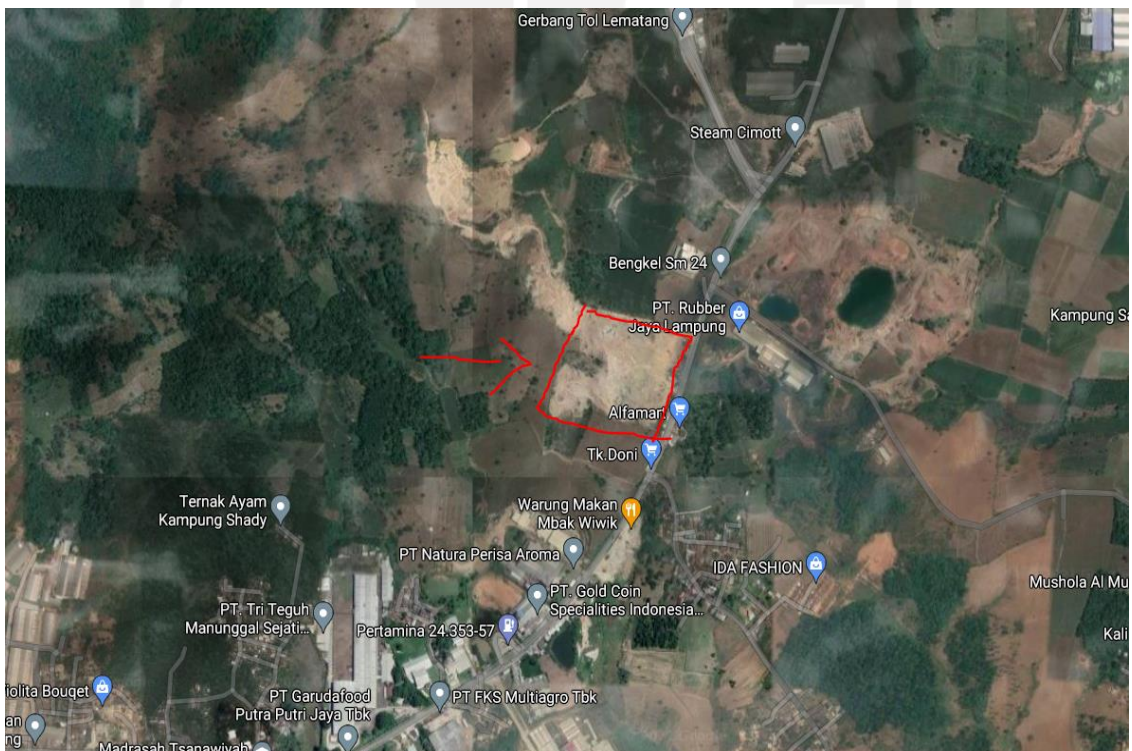
Analisa kebutuhan peralatan proses dilakukan untuk mengetahui kemampuan peralatan proses dan umur atau jam kerja dari peralatan yang digunakan, serta untuk mengetahui perawatan yang tepat untuk masing-masing peralatan yang digunakan. Dengan adanya analisis kebutuhan alat proses maka dapat diketahui berapa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

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi suatu pabrik akan sangat mempengaruhi pertumbuhan dan proses perkembangan dari pabrik tersebut. Karena dengan pemilihan lokasi pabrik yang lebih strategis dapat membantu mengurangi biaya produksi dan akan memperbesar keuntungan yang akan didapat. Oleh karena itu, pabrik ini direncanakan akan didirikan di Jl. Insinyur Sutami, Sukanegara, Kecamatan Tanjung Bintang, Kabupaten Lampung Selatan, Lampung.



Gambar 4. 1 Lokasi pembangunan pabrik

Adapun Faktor pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik ini adalah sebagai berikut :

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku (*Raw Material Oriented*)

Untuk memperlancar proses produksi ketersediaan bahan baku juga harus diperhatikan. Bahan baku glukosa dan asam sulfat berasal dari 1 pabrik yang sama yaitu *PT. Budi Starch & Sweetener Tbk* yang mana terletak juga di daerah lampung, sehingga dengan melalui jalur darat pasokan bahan baku glukosa dan asam sulfat dapat terpenuhi. Sedangkan untuk bahan baku yang berasal dari luar lampung seperti Asam Nitrat (Karawang, Jawa Barat) dan Vanadium Pentoksida (Shandong, China) akan didatangkan dengan menggunakan transportasi laut. Yang mana pemilihan lokasi ini berada kurang lebih 15-20 menit dari Pelabuhan Internasional Pajang sehingga bahan baku dapat dipenuhi.

4.1.2 Pemasaran Produk (*Market Oriented*)

Pasar merupakan salah satu komponen penting dalam penentuan lokasi pabrik, karena jika lokasi pabrik berada dilokasi yang strategis dan dekat dengan konsumen akan memudahkan pemasaran produk dan akan mengurangi biaya distribusi sehingga dapat menghemat biaya operasi pabrik. Karena lokasi berada dekat dengan gerbang tol Lematang dan Pelabuhan Internasional Pajang sehingga proses pemasaran produk dapat dilakukan melauli jalur darat dan juga jalur laut yang mempermudah proses ekspor ke negara tetangga.

4.1.3 Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan untuk pabrik yakni tenaga kerja yang terdidik, terampil, dan memiliki pengalaman kerja. Sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas sesuai dengan kriteria perusahaan. Faktor kedisiplinan dan

pengalaman kerja menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga diperoleh tenaga kerja yang berkualitas.

4.1.4 Utilitas

Kebutuhan air untuk utilitas seperti air proses, air pendingin, dan air kebutuhan lainnya dapat dipenuhi dengan cara memprosesnya dari air laut. Sedangkan untuk pasokan listrik dan bahan bakar akan disuplai dari PLN, Generator, dan PT. Pertamina

4.1.5 Keadaan Iklim dan Karakteristik Lokasi

Keadaan iklim dilokasi rata-rata memiliki iklim yang cukup baik dengan suhu berkisar antara 25-34°C sehingga kemungkinan proses produksi di pabrik dapat berjalan dengan lancar.

4.1.6 Transportasi

Kemudahan sarana transportasi harus menunjang kegiatan industri baik darat, laut, maupun udara. Sehingga untuk pendistribusian produk dari pabrik ke konsumen akan dilakukan dengan cara distribusi darat, dan juga distribusi laut.

4.1.7 Faktor sekunder

1. Perluasan area pabrik

Pemilihan lokasi di Jl. Insinyur Sutami, Sukanegara, Kecamatan Tanjung Bintang, Kabupaten Lampung Selatan, Lampung karena area di Kawasan tersebut berada didaerah Kawasan industri dan juga masih memiliki area kosong yang cukup luas sehingga apabila terjadi lonjakan permintaan dan mendorong pabrik untuk melakukan perluasan pabrik daerah tersebut masih dapat dilakukan.

2. Kebijakan Pemerintah

Kebijakan pemerintah seperti perpajakan, ketenagakerjaan, standarisasi dan peraturan-peraturan lainnya yang berkaitan dengan perdagangan, lingkungan, keuangan dan perindustrian harus diperhatikan. Selain itu, pabrik yang didirikan direncanakan harus berwawasan lingkungan sehingga keberadaan pabrik tersebut tidak merusak lingkungan sekitarnya.

3. Masyarakat

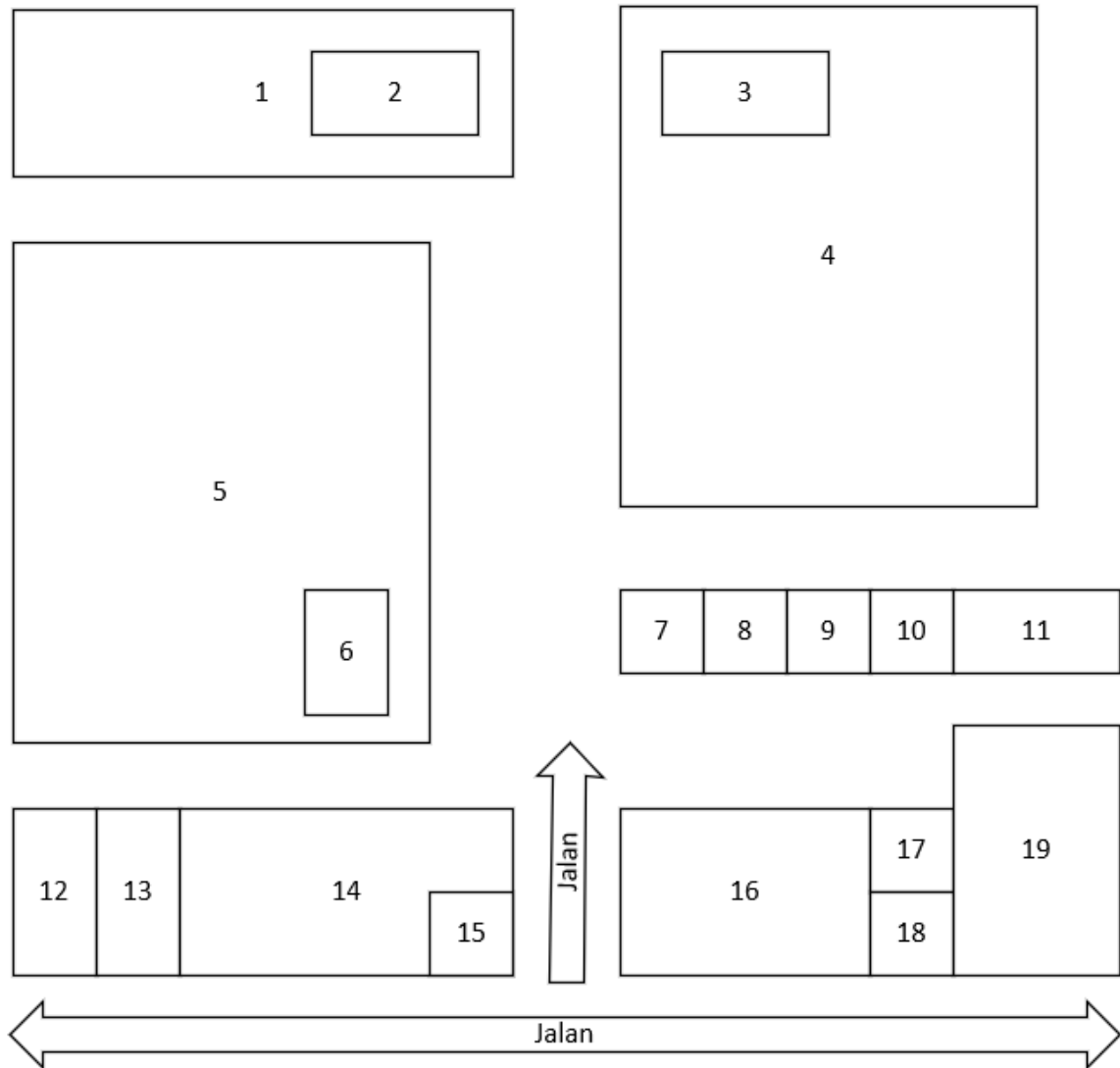
Dengan membangun pabrik di daerah Tanjung Bintang, Lampung Selatan diharapkan masyarakat akan lebih diuntungkan dengan tersedianya fasilitas umum untuk masyarakat sehingga masyarakat di daerah tersebut akan lebih akomodatif terhadap perkembangan industri.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak adalah suatu pengaturan untuk menentukan lokasi keseluruhan dari bagian perusahaan mulai dari area proses, area utilitas, kantor, perluasan, dan lain-lain. Dalam penentuan tata letak suatu pabrik didesain dengan beberapa pertimbangan antara lain :

1. Keselamatan merupakan faktor yang paling utama dalam penentuan tata letak pabrik. seperti pembuatan jalan di area pabrik yang cukup lebar agar lalu lintas yang terjadi di area pabrik dapat berjalan dengan baik serta perlu mempertimbangkan pengadaan jalan pintas sehingga jika terjadi kecelakaan, proses evakuasi dan penyelamatan dapat dilakukan dengan cepat
2. Mempertimbangkan adanya perluasan pabrik dimasa yang akan datang,
3. Unit utilitas seperti tempat pengolahan air dan listrik ditempatkan terpisah dengan area inti proses untuk menjamin operasi berjalan aman dan lancar.

Berikut adalah tata letak bangunan dari pabrik Asam Oksalat yang akan dibangun dan daftar bangunan yang akan dipakai didalam pabrik :



Gambar 4. 2 Tata letak bangunan pabrik

Skala 1:1000

Keterangan :

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

13. Bengkel
14. Area Parkir
15. Pos Penjagaan
16. Kantor
17. Kantin
18. Musholla
19. Area Mess

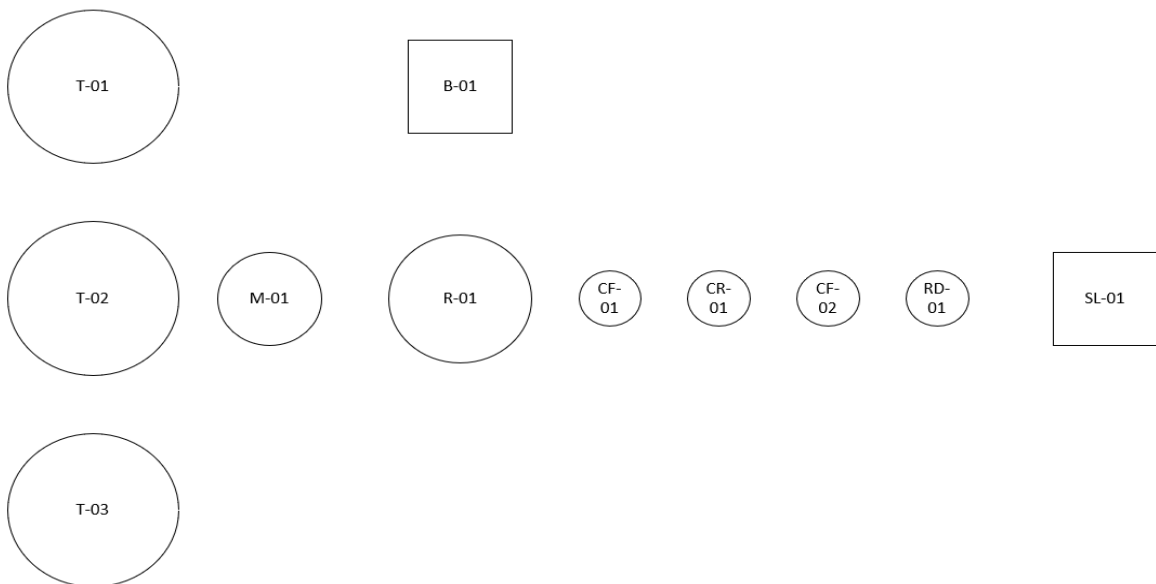
Tabel 4. 1 Daftar bangunan pabrik

No.	lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m ²
		m	m	m ²
1	Area Utilitas	60	20	1200
2	Unit Pengolahan Limbah	10	20	200
3	Generator	10	20	200
4	Area Proses	60	50	3000
5	Area Perluasan	60	50	3000
6	<i>Control Room</i>	15	10	150
7	Unit Pemadam Kebakaran	10	10	100
8	Laboratorium	10	10	100
9	Poliklinik	10	10	750
10	Perpustakaan	10	10	100
11	Taman	20	10	200
12	Gudang Peralatan	10	20	200
13	Bengkel	10	20	200
14	Area Perkir	40	20	800
15	Pos Keamanan	5	5	25
16	Kantor	30	20	600
17	Kantin	10	10	100
18	Musholla	10	10	100
19	Area <i>Mess</i>	30	20	600
	Luas Bangunan			7075
	Luas Tanah			11625
	Total	420	345	18700

4.3 Tata Letak Alat Proses

Pengaturan tata letak alat proses yang sesuai dapat membantu kelancaran produksi, keamanan, dan juga keselamatan kerja di area proses. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak alat proses adalah sebagai berikut :

1. Alat proses ditempatkan berdasarkan urutan prosesnya sehingga akan memberikan efisiensi transfer material yang baik dan ekonomis. Selain itu juga dapat memberikan kemudahan operator untuk mengontrol dan mengawasi kerja alat.
2. Peralatan diletakan dalam lokasi yang memadai, sehingga akan memberikan ruang yang cukup.
3. Memberi jarak antar alat, terutama alat yang memiliki resiko tinggi agar keselamatan pekerja/operator terjamin dan juga untuk meminimalisir kerusakan apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tertentu.



Skala 1:100

Gambar 4. 3 Tata letak alat proses

Keterangan :

1. T-01 = Tangki penyimpanan HNO_3
2. T-02 = Tangki penyimpanan Glukosa
3. T-03 = Tangki penyimpanan Asam Sulfat
4. B-01 = Bin penyimpanan katalis Vanadium Pentoksida
5. M-01 = Mixer penyampur larutan asam sulfat, glukosa, dan asam nitrat
6. R-01 = Reaktor 1
7. CR-01 = *Crystalizer* 1
8. CF-01 = *Centrifuge* 1
9. CF-02 = *Centrifuge* 2
10. RD-01 = *Rotary Dryer* 1
11. SL-01 = Silo penyimpanan produk asam oksalat

4.4 Aliran Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14
C6H12O6	0	0	0	940,581	940,581	0	282,174	0	282,174	282,174	276,531	5,643	0	5,587
HNO3	0	0	1975,221	0	1975,221	0	592,566	0	592,566	592,566	580,715	11,732	11,732	0,118
H2C2O4	0	0	0	0	0	0	987,611	0	987,611	98,761	96,785	1,975	0	1,955
H2C2O4.2H2O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1244,539	0	1244,539	0	1244,539
H2SO4	757,575	0	0	0	757,575	0	757,575	0	757,575	1163,490	1140,220	23,269	23,269	0,232
H2O	15,460	0	929,516	179,158	1124,135	0	1519,179	0	1519,179	757,575	742,424	15,151	0,151	15
V2O5	0	0,075	0	0	0	0	0,075	0,075	0	0	0	0	0	0
NO	0	0	0	0	0	658,407	0	0	0	0	0	0	0	0
Total														

4.4.2 Neraca Massa Alat

a. Mixer (M-01)

Tabel 4. 3 Neraca massa mixer (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
C6H12O6	940.5819	940.5819
HNO3	1975.2219	1975.2219
H2O	1124.1354	1124.1354
H2SO4	757.5758	757.5758
Total	4797.5149	4797.55149

b. Reaktor (R-01)

Tabel 4. 4 Neraca massa Reaktor 1

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 2, 5	Arus 6, 7
C6H12O6	940.5819	499.6483
HNO3	1975.2219	1049.2615
H2C2O4	0.0000	987.6110
H2O	1124.1354	1519.1798
H2SO4	757.5758	757.5758
NO	0.0000	440.9335
V2O5	0.0758	0.0758
Total	4797.5907	4797.5907

c. *Centrifuge 1 (CF-01)*

Tabel 4. 5 Neraca massa centrifuge 1

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 10 (kristal)	Arus 9 (liquid)
C6H12O6	282.1746	5.6435	276.5311
HNO3	592.5666	11.8513	580.7152
H2C2O4	98.7611	1.9752	96.7859
H2C2O4.2H2O	1244.5391	1244.5391	0.0000
H2O	1163.4905	23.2698	1140.2207
H2SO4	757.5758	15.1515	742.4242
V2O5	0.0758	0.0015	0.0742
Total	0.0000	1302.4320	2836.7513
	4139.1834	4139.1834	

d. *Crystalizer (CR-01)*

Tabel 4. 6 Neraca massa Crystalizer

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8
C6H12O6	282.1746	282.1746
HNO3	592.5666	592.5666
H2C2O4	987.6110	98.7611
H2C2O4.2H2O	0.0000	1244.5391
H2O	1519.1798	1163.4905
H2SO4	757.5758	757.5758
Total	4139.1834	4139.1834

e. *Centrifuge (CF-02)*

Tabel 4. 7 Neraca massa centrifuge 2

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 10 (kristal)	Arus 9 (liquid)
C6H12O6	282.1746	5.6435	276.5311
HNO3	592.5666	11.8513	580.7152
H2C2O4	98.7611	1.9752	96.7859
H2C2O4.2H2O	1244.5391	1244.5391	0.0000
H2O	1163.4905	23.2698	1140.2207
H2SO4	757.5758	15.1515	742.4242
Total	0.0000	1302.4320	2836.7513
	4139.1834	4139.1834	

f. *Dryer (RD-01)*

Tabel 4. 8 Neraca massa Dryer

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 13
C6H12O6	5.6435	0.0000	5.5871
HNO3	11.8513	11.7328	0.1185
H2C2O4	1.9752	0.0000	1.9555
H2C2O4.2H2O	1244.5391	0.0000	1244.5391
H2O	23.2698	23.2698	0.2327
H2SO4	15.1515	0.1515	15.0000
Total	1302.4320	35.1541	1267.4344
	1302.4320	1302.5885	

4.4.3 Neraca Panas

a. Mixer (M-01)

Tabel 4. 9 Neraca panas mixer 1

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
C6H12O6	5081.6030	5081.6030
HNO3	14234.7664	14234.7664
H2O	13838.3895	13838.3895
H2SO4	3509.7972	3509.7972
Total	36664.5561	36664.5561

b. Reaktor (R-01)

Tabel 4. 10 Neraca panas reaktor 1

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Generasi (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
C6H12O6	121902.43	4491487.45	36570.73
HNO3	162315.83		48694.75
H2C2O4	0.00		1359091.53
H2O	411242.29		555761.32
H2SO4	26748.85		26748.85
NO	0.00		24721.79
V2O5	2.56		2.72
Air pendingin	631696.32		3793804.04
Total	1353908.28		4491487.45
	5,845,395.73		5,845,395.73

c. Centrifuge 1 (CF-01)

Tabel 4. 11 Neraca Panas Centrifuge 1

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q input cair	1039713.422	Q output cair	1039713.422
Q input padat	1.78E+04	Q output padat	1.78E+04
Total	1057538.313		1057538.313

d. *Crystalizer (CR-01)*

Tabel 4. 12 Neraca Panas Crystalizer

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Pengkristalan (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
C6H12O6	15077.87	2488090.57	15077.87
HNO3	5210.50		5210.50
H2C2O4	147727.34		14772.73
H2C2O4.2H2O	0.00		2488090.57
H2O	31860.81		24401.16
H2SO4	5423.20		5423.20
Air pendingin			140414.26
Total	205300.00	2488090.57	2693390.57
	2693390.57		2693390.57

e. *Centrifuge (CF-02)*

Tabel 4. 13 Neraca panas Centrifuge 2

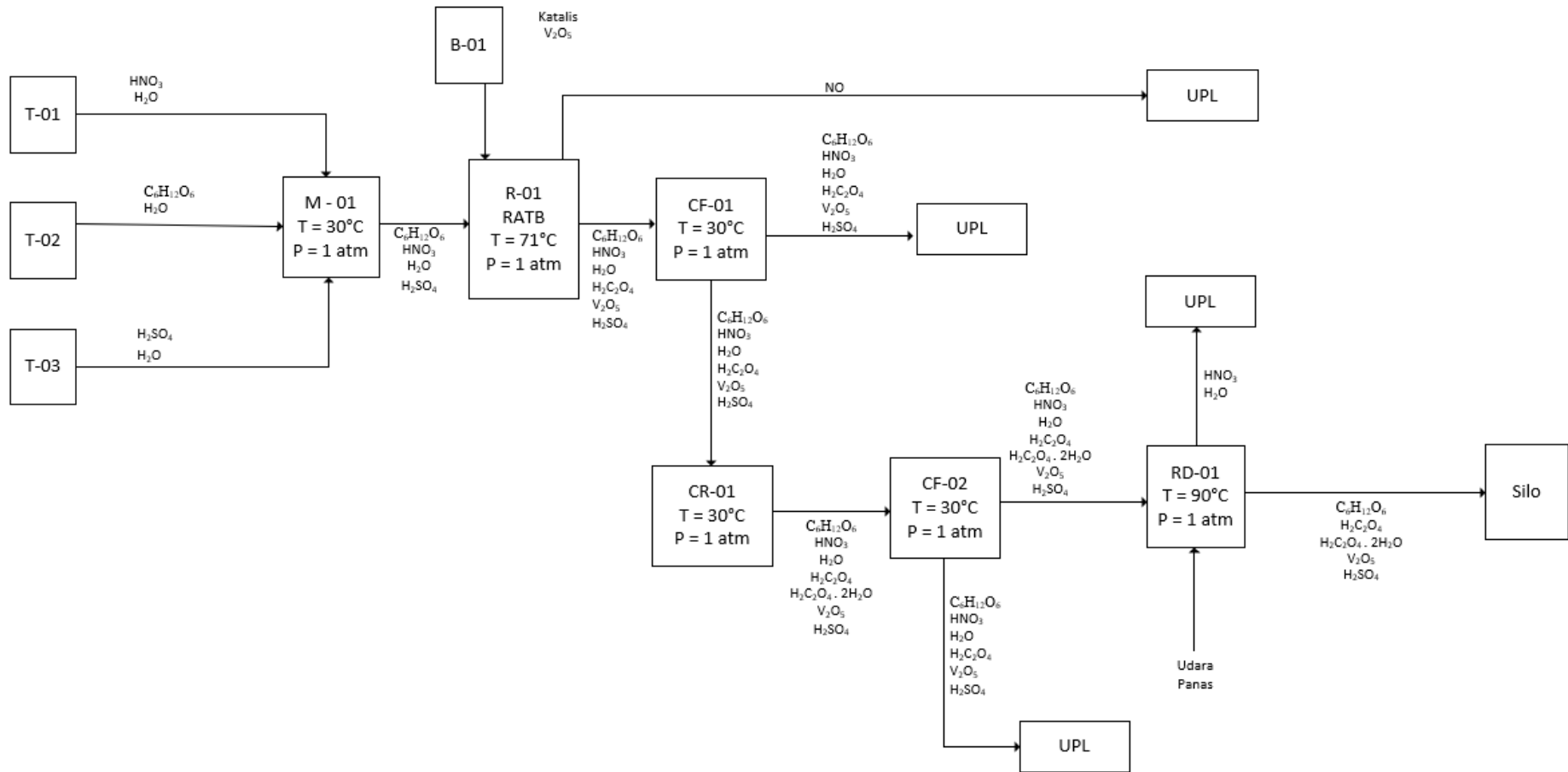
Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Q input cair	1039713.422	Q output cair	1039713.422
Q input padat	1.78E+04	Q output padat	1.78E+04
Total	1057538.313		1057538.313

g. *Dryer (RD-01)*

Tabel 4. 14 Neraca panas Rotary Dryer

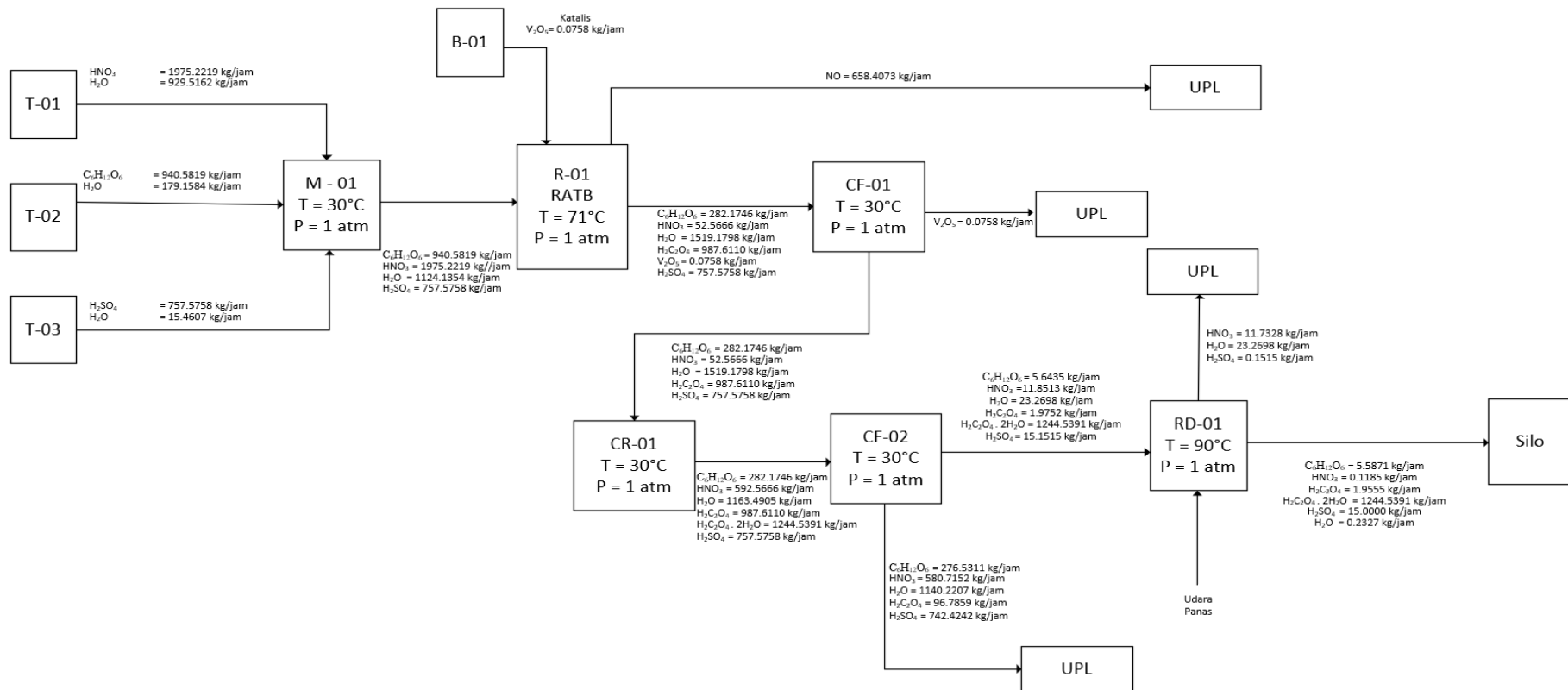
Komponen	Panas Masuk		Panas Keluar	
	Q19	Q20	Q21	Q22
C6H12O6	76.0526	0.0000	0.0000	1043.2005
HNO3	104.3330	0.0000	5733.6956	0.0000
H2C2O4	19.0084	0.0000	0.0000	258.5891
H2C2O4.2H2O	9540.6713	0.0000	0.0000	138795.6644
H2O	487.6761	0.0000	51667.4214	0.0000
H2SO4	108.7539	0.0000	0.0000	1474.5998
Udara Panas		346162.5729	157525.8243	0.0000
Total	10336.5010	346162.5729	214926.9413	141572.1326
	356499.0739		356499.0739	

4.4.4 Diagram Alir
 • Kualitatif



Gambar 4. 4 Diagram alir kualitatif

- **Kuantitatif**



Gambar 4. 5 Diagram alir kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses produksi, pabrik membutuhkan unit-unit penunjang produksi dalam pabrik atau biasa disebut dengan Unit Utilitas. Pengadaan unit utilitas sangat penting sebagai sarana penunjang selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai dengan yang diharapkan. Unit utilitas ini meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)
2. Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)
3. Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar
5. Unit Penyediaan Udara Instrumen
6. Unit Pengolahan Limbah

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam proses produksi. Untuk memenuhi kebutuhan air, pabrik pada umumnya menggunakan sumber dari air sungai, air sumur, air laut, maupun air danau. Dalam perancangan pabrik Asam Oksalat ini, sumber air yang digunakan berasal dari air laut. Pertimbangan menggunakan air laut sebagai sumber penyediaan air yaitu :

1. Ketersediaan air laut yang sangat melimpah dibandingkan dengan air sumur, air sungai, maupun air danau. Sehingga diharapkan dapat meminimalisir kendala akan kekurangan air
2. Lokasi pendirian pabrik yang berada tidak terlalu jauh dengan pantai sehingga mempermudah dalam pengangkutan air laut sebagai kebutuhan pabrik. dengan begitu maka anggaran transportasi juga dapat diminimalisir.

Air dari unit Utilitas ini digunakan sebagai :

1. Air Proses

Air proses berfungsi sebagai air yang digunakan dalam proses pembuatan produk secara langsung. Syarat dari air proses ini yaitu air harus cukup murni dan bebas dari segala pengotor, mineral, dan oksigen.

2. Air Umpan *Boiler*

Air umpan boiler adalah air yang akan digunakan untuk pembuatan steam atau uap panas yang digunakan sebagai media pemanas. Beberapa hal yang harus diperhatikan saat pengadaan air umpan boiler yakni sebagai berikut :

a. Tidak berbuih (berbusa)

Adanya busa pada air umpan boiler akan membuat kesulitan dalam pembacaan tinggi liquid dalam boiler dan buih dapat menyebabkan percikan yang kuat sehingga dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi jika terjadi pemanasan yang lebih lanjut, untuk mengatasi hal tersebut, diperlukan control terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas umpan *boiler*.

b. Tidak Membentuk kerak didalam *boiler*

Pembentukan kerak pada *boiler* disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika. Kerak yang terbentuk dalam boiler akan menghambat proses transfer panas sehingga efisiensi boiler akan berkurang. Selain itu kerak yang terbentuk juga dapat pecah dan menimbulkan kebocoran pada *boiler*.

c. Tidak menyebabkan Korosi

Korosi dapat terjadi apabila air mengandung larutan-larutan asam, dan gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S , dan NH_3 .

3. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi sebagai fluida pendingin pada alat penukar panas karena pertimbangan sebagai berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar
- b. Pengolahan dan pengaturannya mudah

- c. Dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperature pendingin
- e. Tidak terdekomposisi

4. Air Sanitasi

Air sanitasi pada umumnya merupakan air yang digunakan untuk keperluan sanitasi seperti keperluan laboratorium, kantor, konsumsi, mandi, mencuci, taman dan lainnya. Sebelum digunakan, Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu: yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi :

- 1) Suhu : Dibawah suhu udara
- 2) Warna : Jernih
- 3) Rasa : Tidak berasa
- 4) Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

- 1) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- 2) Tidak mengandung bakteri

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

Pada perancangan suatu pabrik dibutuhkan sumber air terdekat yang nantinya akan memenuhi keberlangsungan suatu proses. Pada pabrik Asam Oksalat ini, sumber air direncanakan akan diambil dari Air Laut. Sebelum digunakan, air laut tersebut akan diolah terlebih dahulu. Pengolahan air untuk kebutuhan pabrik meliputi pengolahan secara fisik dan kimia, maupun penambahan desinfektan.

Pengolahan secara fisis adalah dengan screening dan secara kimia adalah dengan penambahan chlorine. Pada tahap penyaringan, air laut dialirkan dari daerah terbuka ke water intake system yang terdiri dari screen dan pompa. Screen dipakai untuk memisahkan kotoran dan benda-benda asing pada aliran suction pompa. Air yang tersaring oleh screen masuk ke suction pompa dan dialirkan melalui pipa masuk ke unit pengolahan air. Pada discharge pompa diinjeksikan klorin sejumlah 1 ppm. Jumlah ini memenuhi untuk membunuh mikroorganisme dan mencegah perkembangbiakannya.

1. Desalinasi

Desalinasi adalah proses yang menghilangkan kadar garam berlebih dalam air laut untuk mendapatkan air yang dapat digunakan untuk kebutuhan sehari-hari. Metode yang digunakan dalam desalinasi adalah metode *reverse osmosis* yang telah banyak digunakan diberbagai industri. Metode ini menggunakan membran semi permeabel yang berfungsi sebagai alat pemisah berdasarkan sifat fisiknya. Hasil pemisahan berupa retentate atau disebut konsentrat (bagian dari campuran yang tidak melewati membran) dan permeate (bagian dari campuran yang melewati membran). ;Proses pemisahan pada membran merupakan perpindahan materi secara selektif yang disebabkan oleh gaya dorong berupa perbedaan tekanan.

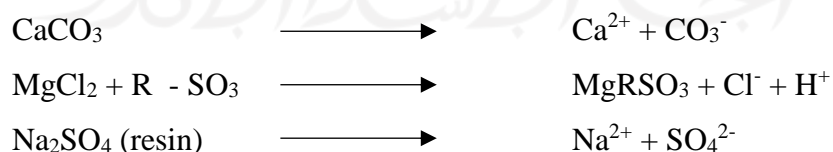
2. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada filtered water sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silika lebih kecil dari 0,02 ppm. Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

a. Cation Exchanger

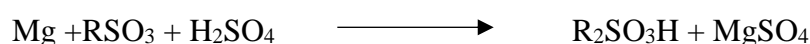
Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H⁺ sehingga air yang akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺ . Sehingga air yang keluar dari cation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

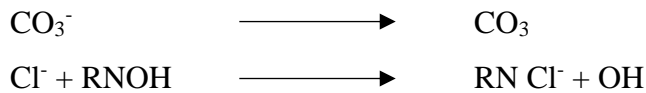
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

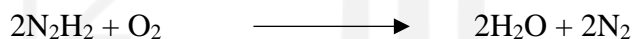
Reaksi:



c. *Deaerasi*

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O₂). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan hidrazin (N₂H₄) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler (boiler feed water)*

d. *Pendinginan dan Menara*

Pendingin Air yang telah digunakan untuk proses pendinginan, akan mengakibatkan kenaikan temperatur akibat perpindahan panas. Oleh karena itu supaya air dapat digunakan kembali perlu dilakukan pendinginan pada cooling tower. Air yang didinginkan dalam cooling tower adalah air yang telah digunakan oleh alat-alat pabrik.

4.5.1.3 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4. 15 Kebutuhan air pendingin

No	Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air (Kg/jam)
1	Reaktor	R-01	20,236.558
2	<i>Crystalizer</i>	CR-01	1,648.640
3	Cooler	CO-01	9,890.427
Total			31,775.626

Kebutuhan air pendingin pada perancangan dibuat over disgn sebesar 20% sehingga kebutuhan air pendingin untuk pabrik ini yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin (Wc)} &= 20\% \times 31,775.626 \text{ kg/jam} \\ &= 38,130.7514 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Jumlah air yang menguap (We)

$$\begin{aligned} &= 0,00085 \times Wc \times (T_{in} - T_{out}) \quad (\text{Perry ed7, Pers. 12-10}) \\ &= 0,00085 \times 38,130.7514 \text{ kg/jam} \times 15 \\ &= 486.1671 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- *Drift Loss* (Wd)

$$\begin{aligned} &= 0,0002 \times Wc \quad (\text{Perry ed 7, Pers. 12-12}) \\ &= 0,0002 \times 38,130.7514 \text{ kg/jam} \\ &= 7.6261 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- *Blowdown* (Wb) (*cycle* yang dipilih 4 kali)

$$\begin{aligned} &= \frac{W_e}{(\text{cycle}-1)} \quad (\text{Perry ed 7, Pers. 12-12}) \\ &= \frac{486.1671}{(4-1)} \end{aligned}$$

$$= 154.4295 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} - \text{ Jumlah Make Up Water (Wm)} &= W_e + W_d + W_b \\ &= 648.2227 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

2. Kebutuhan Air untuk Steam

Tabel 4. 16 Kebutuhan air steam

No	Alat	Kode Alat	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
1	Heat Exchanger	HE-01	125.7665
2	Heat Exchanger	HE-02	4.682873
Total			130.4479

Perancangan dibuat *over design* 20 %

$$\begin{aligned} - \text{ Kebutuhan Steam} &= 20\% \times 130.4479 \text{ kg/jam} \\ &= 156.5375786 \text{ kg/jam} \\ - \text{ Blowdown} &= 15\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 15\% \times 156.5375786 \text{ kg/jam} \\ &= 23.4806368 \text{ kg/jam} \\ - \text{ Air yang menguap} &= 5\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5\% \times 156.5375786 \text{ kg/jam} \\ &= 7.8268 \text{ kg/jam} \\ - \text{ Kebutuhan air make up untuk steam} &= \text{Blowdown} + \text{Air yang menguap} \\ &= (23.4806368 + 7.8268) \text{ kg/jam} \\ &= 31.3075 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air untuk karyawan dan kebutuhan air untuk tempat tinggal.

- Kebutuhan air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100 liter/hari

Diambil kebutuhan air tiap orang = 100 liter/hari

Kebutuhan air setiap karyawan = 4.0729 kg/jam

Jumlah karyawan = 151 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 615.0134 kg/jam

- Kebutuhan air area mess

Jumlah mess = 20 rumah

Penghuni setiap mess = 3 orang

Kebutuhan air untuk mess = 10,000 kg/jam

Total kebutuhan air *domestic* = (615.0134 + 10,000) kg/jam

= 10,615.0134 kg/jam

4. Kebutuhan Service Water

Kebutuhan *service water* diperkirakan sekitar 500 kg/jam. Perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk layanan umum yang meliputi laboratorium, masjid, pemadam kebakaran, kantin, bengkel, dan lain-lain.

Tabel 4. 17 Kebutuhan air total

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestic Water</i>	10615.01
2	<i>Service Water</i>	500.0
3	<i>Cooling Water</i>	38130.75
4	<i>Steam Water</i>	156.54
Total		49,402.3

Sehingga dapat dilihat total kebutuhan air adalah sebesar 49,402.3 kg/jam dapat dilihat di tabel

4.5.2 Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)

Unit pembangkit steam berfungsi untuk memenuhi kebutuhan steam pada proses produksi dengan cara menyediakan steam untuk boiler dengan spesifikasi sebagai berikut :

Kapasitas : 157 kg/jam
Jenis : Water Tube Boiler
Jumlah : 1 buah
Suhu : 153°C
Bahan Bakar : Fuel Oil

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya juga tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 153°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Didalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 5 atm, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik Pabrik Asam Oksalat ini direncanakan akan di peroleh dari PLN dan Generator Diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN.

Berikut adalah spesifikasi generator diesel yang akan digunakan :

Kapasitas : 160 kW

Jumlah : 1 buah

Bahan bakar : Solar

Jenis : Generator Diesel

Berikut adalah rincian kkebutuhan listrik untuk pabrik :

a. Kebutuhan untuk peralatan proses

Tabel 4. 18 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Reaktor	R-01	30	22,371
Mixer	M-01	2	1,491.4
Crystallizer	CR-01	10	7,457
Centrifuge	CF-01	30	22,371
	CF-02	5	3728.5
Rotary Drayer	RD-01	15	1118.55
Screw Conveyor	SC-01	0.25	186.4250
	SC-02	0.08	59.6560
	SC-03	0.08	59.6560
	SC-04	0.08	59.6560
Pompa Proses	P-01	0.125	93.2125
	P-02	0.250	186.4250
	P-03	0.166	123.7862
	P-04	0.083	62.1414
	P-05	1.000	745.7000
	P-06	0.050	37.2850
	P-07	0.125	93.2125
	P-08	0.166	123.7862
	P-09	0.25	186.425
	P-10	0.05	37.2850
Belt Conveyor	BC-01	0.05	37.285
	BC-02	0.0833	62.1168
Blower	BL-01	0.5	372.85
Total		65.1786	48,603.7066

Power yang dibutuhkan = 48,603.7066 Watt

= 48.6037 kW

b. Kebutuhan listrik untuk utilitas

Tabel 4. 19 Kebutuhan listrik alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Cooling Tower	CT-01	3.0000	2237.1000
Udara Tekan	UT-01	5.0000	3728.5000
Pompa	P-01	2.0000	1491.4000
	P-02	2.0000	1491.4000
	P-03	2.0000	1491.4000
	P-04	2.0000	1491.4000
	P-05	0.1667	124.2833
	P-06	0.1667	124.2833
	P-07	0.1667	124.2833
	P-08	0.1667	124.2833
	P-09	0.1667	124.2833
	P-10	0.1667	124.2833
	P-11	3.0000	2237.1000
Total		20.0000	14914.0000

Power yang dibutuhkan = 14,914 Watt

= 14.914 kW

Kebutuhan motor penggerak total = 63.5177 kW

c. Kebutuhan listrik untuk menggerakkan alat kontrol, kantor, dan penerangan

- Untuk alat control diperkirakan 25% d dari kebutuhan motor penggerak yaitu 15.8794 kW
- Untuk penerangan diperkirakan 15% dari kebutuhan motor penggerak yaitu 9.5277 kW
- Untuk peralatan kantor seperti AC, computer, dan lain-lain diperkirakan 15% dari kebutuhan motor penggerak yaitu 9.5277 kW

- Untuk peralatan bengkel & laboratorium diperkirakan 15% dari kebutuhan motor penggerak yaitu 9.5277 kW

d. Kebutuhan listrik untuk perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik	= 1000 Watt
Jumlah rumah	= 20 buah
Kebutuhan listrik untuk perumahan	= 20 x 1000 Watt
	= 20,000 Watt
	= 20 kW

Sehingga diperkirakan kebutuhan listrik pabrik asam oksalat yaitu :

Tabel 4. 20 Kebutuhan listrik total

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	48.6037
	b. Utilitas	14.9140
2	Kebutuhan Fasilitas	
	a. Alat kontrol	15.8794
	b. Listrik Penerangan	9.5277
	c. Peralatan kantor	9.5277
	d. Peralatan bengkel & Lab	9.5277
3	Listrik Perumahan	20.0000
	Total	127.9801

4.5.4 Unit Penyedia Udara Instrumen / udara tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total udara tekan yang dibutuhkan dalam pabrik asam oksalat ini diperkirakan sebesar 46.728 m³/jam

4.5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan merupakan bahan bakar jenis solar dan fuel oil. Yang mana solar akan dipasok dari PT. Pertamina. Jumlah kebutuhan bahan bakar yang digunakan untuk pabrik ini yaitu sebanyak 0.0137 m³/jam Fuel Oil yang digunakan untuk Boiler, dan sebanyak 8.2649 lt/jam Solar yang digunakan untuk Generator Listrik.

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

- Limbah Proses

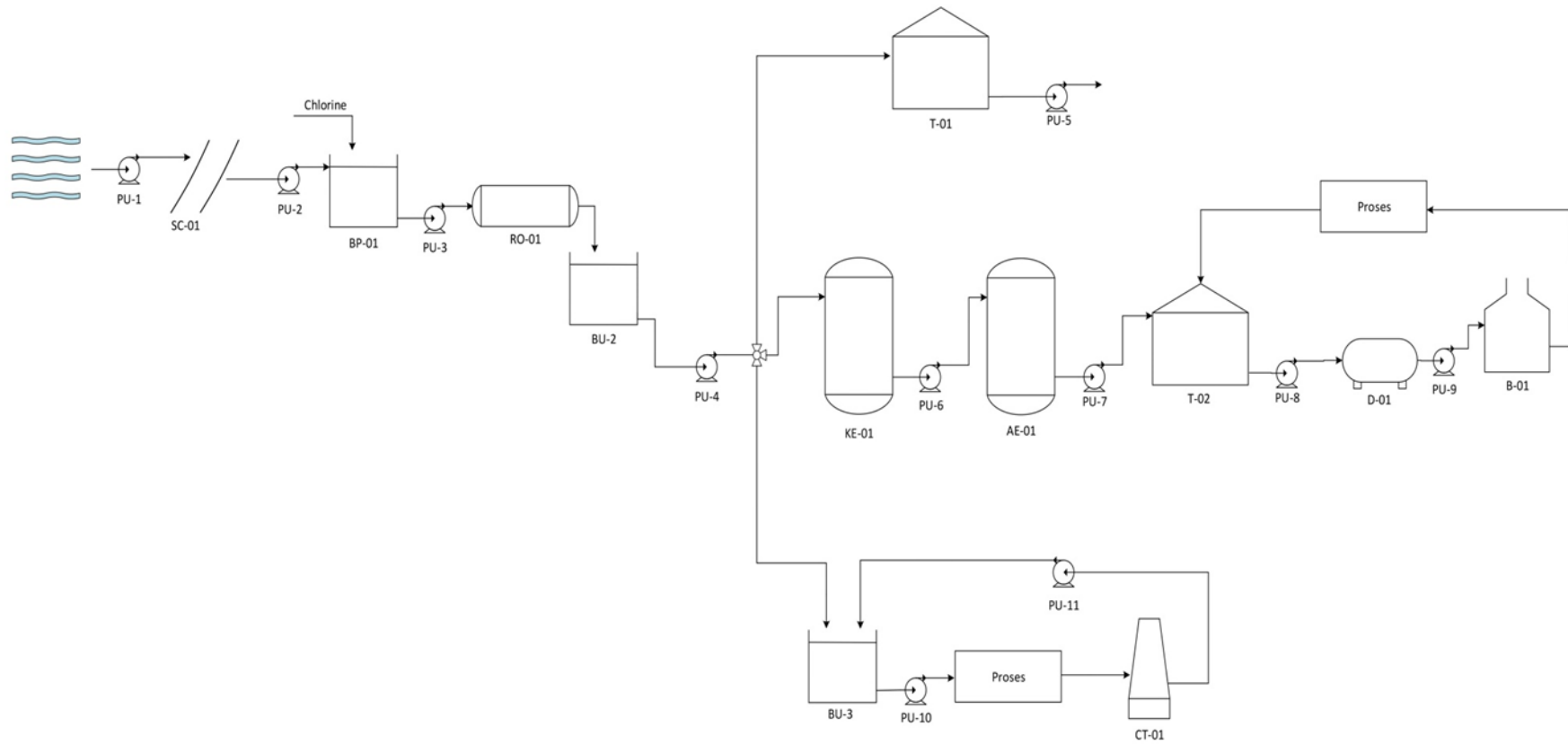
Limbah proses yang dihasilkan adalah gas NO yang akan di masukan dalam unit pengolahan limbah. Proses yang dilakukan disebut dengan sistem *selective catalytic reduction*. Sedang untuk limbah yang merupakan larutan HNO₃, H₂SO₄, H₂C₂O₄, C₆H₁₂O₆, H₂O dapat di treatment pada Unit Pengolahan Limbah dengan cara penetralan pH dan treatment dengan lumpur aktif, aerasi.

- Air Buangan Sanitasi

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh rumah tangga dan sekitar pabrik dikumpulkan dan diolah dengan aerasi dan disinfektan calcium hydrochlorite

- Air Utilitas

Air buangan utilitas berasal dari unit demineralisasi dan sisa regenerasi resin. Air ini bersifat asam atau basa sehingga diperlukan penetralan hingga pH 7 menggunakan H₂SO₄ atau NaOH sebelum dialirkan menuju penampungan akhir dan dibuang.



Gambar 4. 6 Diagram alir alat utilitas

- Keterangan :
1. PU : Pompa Utilitas
 2. SC-01 : *Screening*
 3. RO : *Reverse Osmosis*
 4. BP-01 : Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)
 5. BP-02 : Bak Pengendap
 6. BP-03 : Bak Air Pendingin
 7. T-01 : Tangki Penyimpan Air Domestik
 8. CT-01 : Cooling Tower
 9. KE-01 : Kation Exchanger
 10. AE-01 : Anion Exchanger
 11. T-02 : Tangki Penampung Air Boiler
 12. DE-01 : Dearator
 13. B-01 : *Boiler*

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan Pada perancangan pabrik *Asam Oksalat* ini adalah perseroan terbatas. Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham, di mana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak 1 saham atau lebih.

Bentuk perusahaan dipilih berdasarkan beberapa faktor yang mendukung antara lain:

1. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin jika pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruh terhadap direksi, staf maupun karyawan yang bekerja di perusahaan.
2. Penjualan saham perusahaan merupakan cara yang tepat untuk mendapatkan modal.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
4. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap, dan caranya mengatur waktu.

4.6.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-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. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi

g. Karyawan dan Operator

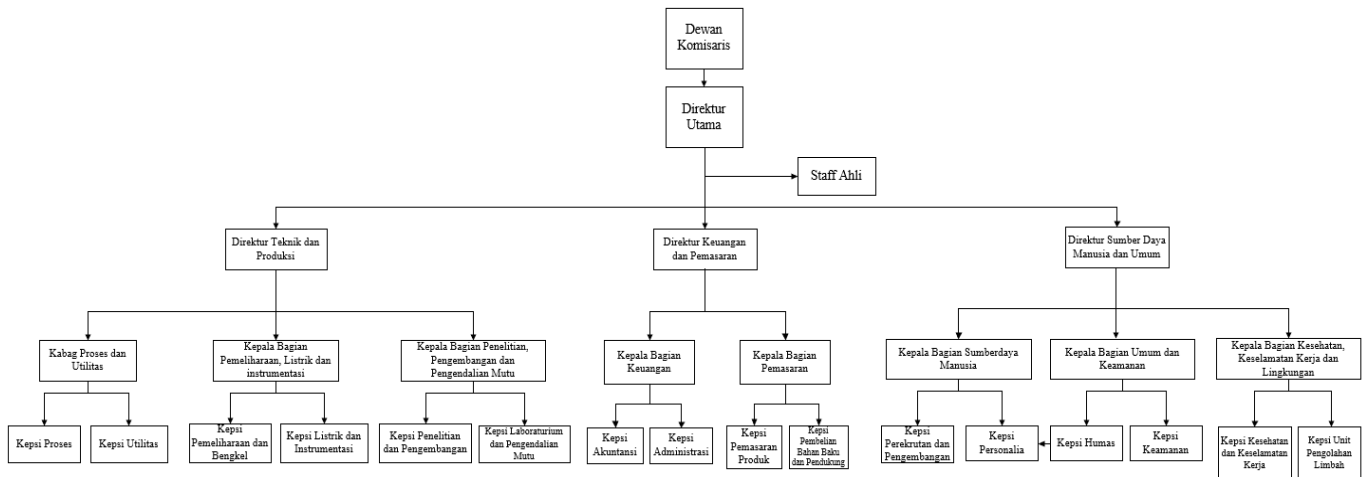
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer Operasional serta Manajer Keuangan dan Umum. Manajer Operasional membawahi bidang produksi, utilitas, pemeliharaan serta pengembangan dan pengendalian mutu. Sedangkan Manajer keuangan dan umum membawahi bidang pemasaran, administrasi, bagian umum, dan keamanan serta bagian kesehatan, keselamatan kerja dan lingkungan. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi (Supervisor) dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan atau staf perusahaan pada masing-masing bidangnya.

Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

1. Menjelaskan wewenang pembatasan tugas, tanggung jawab, dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi pejabat
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat
4. Penyusunan program pengembangan manajemen
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Berikut gambar struktur organisasi pabrik Asam Oksalat dihidrat dengan proses Oksidasi Glukosa dengan kapasitas 12,000 ton/tahun :



Gambar 4. 7 Struktur organisasi pabrik asam oksalat

4.6.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur

Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.6.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

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

4.6.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju-mundurnya perusahaan.

Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi :

1. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2. Direktur Keuangan dan Pemasaran Tugas

Direktur Keuangan dan Pemasaran adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan keuangan dan pemasaran.

3. Direktur Sumberdaya Manusia dan Umum

Tugas Direktur Sumberdaya Manusia dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.6.3.4 Staff Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang dari staff ahli antara lain :

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

4.6.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan

garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing.

Kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugasnya yaitu untuk Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugasnya yaitu Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugasnya yaitu Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4. Kepala Bagian Keuangan

Tugasnya yaitu Mengkoordinasikan kegiatan administrasi dan pembukuan keuangan.

5. Kepala Bagian Pemasaran

Tugas nya yaitu Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran dan pengadaan bahan baku.

6. Kepala Bagian Sumberdaya Manusia

Tugas nya yaitu Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan perekrutan, pengembangan dan personalia.

7. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugasnya yaitu Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

8. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugasnya yaitu Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.6.3.6 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing.

Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1. Kepala Seksi Proses

Tugasnya yaitu untuk Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Utilitas

Tugasnya yaitu untuk Bertanggungjawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

3. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugasnya yaitu untuk Bertanggungjawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alatalat serta fasilitas pendukungnya.

4. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugasnya yaitu untuk Bertanggungjawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

5. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugasnya yaitu untuk Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan denganpeningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

6. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Tugasnya yaitu untuk Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

7. Kepala Seksi Akuntansi

Tugasnya yaitu untuk Bertanggungjawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

8. Kepala Seksi Administrasi

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

9. Kepala Seksi Pemasaran

Tugasnya yaitu untuk Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10. Kepala Seksi Pembelian Bahan Baku dan Pendukung

Tugasnya yaitu untuk bertanggung jawab dalam hal pengadaan bahan baku dan bahan pendukung

11. Kepala Seksi Perekrutan dan Pengembangan

Tugasnya yaitu untuk Bertanggung jawab dan bertugas melaksanakan perekrutan karyawan baru serta pengembangan sumber daya manusia.

12. Kepala Seksi Personalia

Tugasnya yaitu untuk Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

13. Kepala Seksi Humas

Tugasnya yaitu untuk Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

14. Kepala Seksi Keamanan

Tugasnya yaitu untuk Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

15. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugasnya yaitu untuk Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

16. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugasnya yaitu untuk Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

4.6.4 Ketenagakerjaan

Faktor tenaga kerja merupakan faktor yang sangat menunjang dalam masalah kelangsungan berjalannya proses produksi dan menjamin beroperasinya alat-alat dalam pabrik. Untuk itu harus dijaga hubungan antara karyawan dengan perusahaan, karena hubungan yang harmonis akan menimbulkan semangat kerja dan dapat meningkatkan produktifitas kerjanya yang akan meningkatkan produktifitas perusahaan. Hubungan itu dapat terealisasi dengan baik jika adanya komunikasi serta fasilitas-fasilitas yang diberikan perusahaan kepada karyawan. Salah satu contoh nyata adalah sistem pengajian atau pengupahan yang sesuai dengan Upah Minimum Regional (UMR) sehingga kesejahteraan dapat ditingkatkan. Sistem upah karyawan perusahaan ini berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

Menurut statusnya karyawan perusahaan ini dapat dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar pada setiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja, sistem upah yang diterima berupa upah borongan untuk suatu perusahaan.

4.6.5 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Asam Oksalat ini direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari. Hari-hari yang lainnya digunakan untuk perawatan dan perbaikan.

Catatan hari kerja dan libur karyawan :

1. Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

3. Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.

1. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Manajer, Kepala Bagian, Serta staff yang berada dikantor. Karyawan *non shift* berlaku 6 hari kerja

dalam seminggu, libur pada hari minggu dan hari libur nasional. Total jam kerja dalam seminggu adalah 45 jam. Dengan perutan sebagai berikut :

- Senin – Jumat : Jam 08.00 – 16.00 WIB
- Sabtu : Jam 08.00 – 12.00 WIB
- Waktu Istirahat setiap jam kerja : Jam 12.00 – 13.00 WIB
- Waktu Istirahat hari Jumat : Jam 12.00 – 13.30 WIB

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Bagi karyawan *shift*, setiap 3 hari kerja mendapatkan libur 1 hari dan masuk *shift* secara bergantian waktunya. Kelompok kerja *shift* ini di bagi menjadi 3 *shift* sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok, dimana setiap hari 3 kelompok bekerja, sedangkan 1 kelompok libur. Aturan jam kerja karyawan *shift* :

- *Shift* 1 : Jam 07.00 – 15.00 WIB
- *Shift* 2 : Jam 15.00 – 23.00 WIB
- *Shift* 3 : Jam 23.00 – 07.00 WIB

Tabel 4. 21 Jadwal shift karyawan

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■

Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
B	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
C	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■
D	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I

Keterangan: 1,2,3, dst : Hari ke-

A,B,C,D : Kelompok Kerja *Shift*

■ : Libur

4.7 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

4.7.1 Jumlah Pekerja

Tabel 4. 22 Jumlah pekerja

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Staff Ahli	1
5	Ka. Bag. Produksi	1
6	Ka. Bag. Teknik	1
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1
9	Ka. Bag. Litbang	1
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1
11	Ka. Bag. K3	1
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1
13	Ka. Sek. Utilitas	1
14	Ka. Sek. Proses	1
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
18	Ka. Sek. Laboratorium	1
19	Ka. Sek. Keuangan	1
20	Ka. Sek. Pemasaran	1
21	Ka. Sek. Personalia	1
22	Ka. Sek. Humas	1
23	Ka. Sek. Keamanan	1
24	Ka. Sek. K3	1
25	Karyawan Personalia	2
26	Karyawan Humas	2
27	Karyawan Litbang	2
28	Karyawan Pembelian	2
29	Karyawan Pemasaran	2
30	Karyawan Administrasi	2
31	Karyawan Kas/Anggaran	2
32	Karyawan Proses	6
33	Karyawan Pengendalian	3
34	Karyawan Laboratorium	4
35	Karyawan Pemeliharaan	4
36	Karyawan Utilitas	6
37	Karyawan K3	3

38	Operator proses	18
39	Operator Utilitas	42
40	Sekretaris	6
41	Dokter	2
42	Perawat	4
43	Satpam	6
44	Supir	3
45	Cleaning Service	6
Total		151

4.7.2 Penggolongan Jabatan

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut rincian penggolongan jabatan.

Tabel 4. 23 Penggolongan Jabatan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Sekretaris	S-1
Dokter	S-1
Perawat	D-3/D-4/S-1
Karyawan	D-3/S-1
Supir	SLTA
Cleaning Service	SLTA
Satpam	SLTA

4.7.3 Sistem Gaji Pegawai

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

1. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. Gaji Lembur

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

Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan :

Tabel 4. 24 Perincian Gaji sesuai Jabatan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji	Total Gaji / Tahun
1	Direktur Utama	1	Rp 45,000,000	Rp 45,000,000	Rp 540,000,000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 35,000,000	Rp 35,000,000	Rp 420,000,000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 35,000,000	Rp 35,000,000	Rp 420,000,000
4	Staff Ahli	1	Rp 40,000,000	Rp 40,000,000	Rp 480,000,000
5	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 30,000,000	Rp 30,000,000	Rp 360,000,000
6	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 30,000,000	Rp 30,000,000	Rp 360,000,000
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
11	Ka. Bag. K3	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
13	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
14	Ka. Sek. Proses	1	Rp 25,000,000	Rp 25,000,000	Rp 300,000,000
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000

17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
18	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
19	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
20	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
25	Karyawan Personalia	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
26	Karyawan Humas	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
27	Karyawan Litbang	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
28	Karyawan Pembelian	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
29	Karyawan Pemasaran	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
30	Karyawan Administrasi	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
31	Karyawan Kas/Anggaran	2	Rp 8,000,000	Rp 16,000,000	Rp 192,000,000
32	Karyawan Proses	6	Rp 8,000,000	Rp 48,000,000	Rp 576,000,000
33	Karyawan Pengendalian	3	Rp 10,000,000	Rp 30,000,000	Rp 360,000,000
34	Karyawan Laboratorium	4	Rp 9,000,000	Rp 36,000,000	Rp 432,000,000
35	Karyawan Pemeliharaan	4	Rp 9,000,000	Rp 36,000,000	Rp 432,000,000
36	Karyawan Utilitas	6	Rp 9,000,000	Rp 54,000,000	Rp 648,000,000
37	Karyawan K3	3	Rp 9,000,000	Rp 27,000,000	Rp 324,000,000
38	Operator proses	18	Rp 6,000,000	Rp 108,000,000	Rp 1,296,000,000
39	Operator Utilitas	42	Rp 6,000,000	Rp 252,000,000	Rp 3,024,000,000
40	Sekretaris	6	Rp 6,000,000	Rp 36,000,000	Rp 432,000,000

41	Dokter	2	Rp 10,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
42	Perawat	4	Rp 5,000,000	Rp 20,000,000	Rp 240,000,000
43	Satpam	6	Rp 3,000,000	Rp 18,000,000	Rp 216,000,000
44	Supir	3	Rp 3,000,000	Rp 9,000,000	Rp 108,000,000
45	Cleaning Service	6	Rp 3,000,000	Rp 18,000,000	Rp 216,000,000
Total		151	Rp 767,000,000	Rp1,439,000, 000	Rp 17,268,000,000

4.8 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. Tunjangan

- Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

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

4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
 - Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
5. Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial Tenaga Kerja (BPJSTK)
- BPJSTK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan. Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:
- Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
 - Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
 - Sarana peribadatan seperti masjid/musholla.
 - Pakaian seragam kerja dan peralatan - peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata, serta tersedia pula alat - alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
 - Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.9 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra-rancangan pabrik diperlukan analisis ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*Estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Even Point*

5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisis terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*).

3. Pendapatan modal Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.9.1 Penaksiran Harga Alat

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

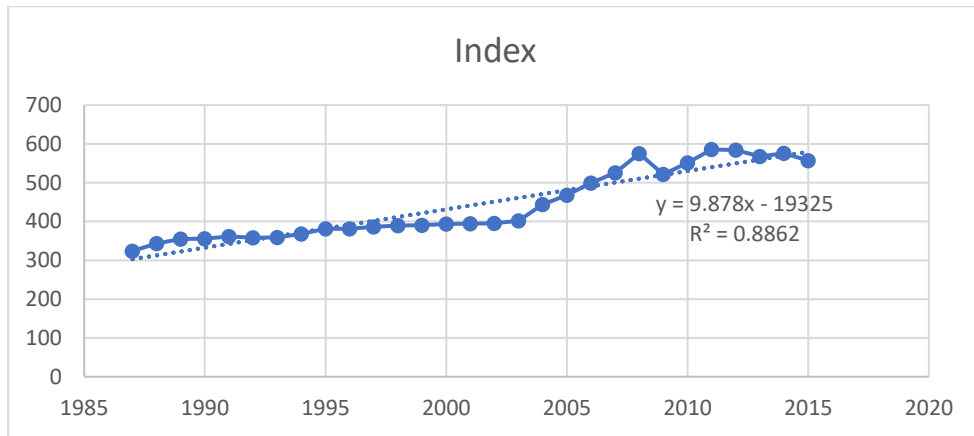
Pabrik Asam Oksalat Dihidrat beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2025. Di dalam analisis ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisis, maka dicari index pada tahun analisis.

Tabel 4. 25 Index harga

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324
2	1988	343
3	1989	355
4	1990	356
5	1991	361.3
6	1992	358.2
7	1993	359.2
8	1994	368.1
9	1995	381.1
10	1996	381.7
11	1997	386.5
12	1998	389.5
13	1999	390.6
14	2000	394.1
15	2001	394.3
16	2002	395.6
17	2003	402
18	2004	444.2
19	2005	468.2
20	2006	499.6
21	2007	525.4
22	2008	575.4
23	2009	521.9
24	2010	550.8
25	2011	585.7
26	2012	584.6
27	2013	567.3
28	2014	576.1
29	2015	556.8

www.chemengonline.com/pci

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka didapat persamaan berikut :



Gambar 4. 8 Grafik Indeks

$$y = 9.878x - 19,325$$

dengan : y = indeks harga
 x = tahun pembelian

Sehingga dari persamaan di atas, di dapat harga indeks pada tahun 2025 adalah 677.950 . Untuk memperkirakan harga alat, terdapat dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga. (Aries and Newton, 1955) .

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

Dimana:

E_x : Harga alat pada tahun x

E_y : Harga alat pada tahun y

N_x : Indeks harga pada tahun x

N_y : Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan: (Peters et al., 2003)

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0.6}$$

Dimana:

E_a : Harga alat a

E_b : Harga alat b

C_a : Kapasitas alat a

C_b : Kapasitas alat b

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada Peter Timmerhaus "Plant Design And Economic for Chemical Engineering", 3th edition. Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga x sebesar 0,6.

Harga alat dilihat dari www.matche.com. Berikut adalah data tabel harga alat proses dan harga alat utilitas yang didapat :

Tabel 4. 26 Daftar Harga Alat Proses

Nama Alat (Alat Proses)	Kode Alat	Jumlah	NX	EX
			2025	2025
Tangki asam nitrat (HNO ₃)	T-01	1	677.95	\$ 146,746
Tangki Glukosa	T-02	1	677.95	\$ 107,794
Tangki Asam Sulfat	T-03	1	677.95	\$ 75,668
Bin Katalis V ₂ O ₅	B-01	1	677.95	\$ 11,062
Silo Asam Oksalat Dihidrat	B-02	1	677.95	\$ 5,884
Mixer 1`	M-01	1	677.95	\$ 88,612
Reaktor RATB	R-01	1	677.95	\$ 177,578
Crystallizer	CR-01	1	677.95	\$ 92,731
Centrifuge 1	CF-01	1	677.95	\$ 81,500
Centrifuge 2	CF-02	1	677.95	\$ 50,014
Rotary Dryer	RD-01	1	677.95	\$ 136,626
Belt Conveyor 1	BC-01	1	677.95	\$ 23,536
Belt Conveyor 2	BC-02	1	677.95	\$ 16,357
Screw Conveyor 1	SC-01	1	677.95	\$ 31,656
Screw Conveyor 2	SC-02	1	677.95	\$ 31,656
Screw Conveyor 3	SC-03	1	677.95	\$ 31,656
Screw Conveyor 4	SC-04	1	677.95	\$ 31,656
Pompa 1	P-01	2	677.95	\$ 14,122
Pompa 2	P-02	2	677.95	\$ 12,239
Pompa 3	P-04	2	677.95	\$ 14,122
Pompa 4	P-05	2	677.95	\$ 10,356
Pompa 5	P-06	2	677.95	\$ 16,710
Pompa 6	P-08	2	677.95	\$ 6,119
Pompa 7	P-07	2	677.95	\$ 14,122
Pompa 8	P-08	2	677.95	\$ 14,122
Pompa 9	P-09	2	677.95	\$ 12,239
Pompa 10	P-10	2	677.95	\$ 12,239
Heater 1	HE-01	1	677.95	\$ 2,942
Heater 2	HE-02	1	677.95	\$ 824
Cooler 1	CL-01	1	677.95	\$ 48,131
Saringan Udara 1	SU-01	24	677.95	\$ 90,378
Total		59		\$ 1,252,342

Tabel 4. 27 Daftar Harga Alat Utilitas

Nama Alat (Alat Utilitas)	Kode Alat	Jumlah	NX	EX
			2025	2025
Screener		2	677.95	\$ 29,891
Bak Ekualisasi		1	677.95	\$ 13,504
<i>Reverse Osmosis</i>		2	677.95	\$ 23,536
Bak Penampungan Air		1	677.95	\$ 13,504
Tangki Sanitasi		1	677.95	\$ 17,652
Bak Air Pendingin		1	677.95	\$ 4,193
Cooling Tower		1	677.95	\$ 94,143
Ion Exchanger		2	677.95	\$ 5,884
Tangki Persiapan Air Boiler		1	677.95	\$ 22,594
Deaerator		1	677.95	\$ 11,533
Boiler		1	677.95	\$ 254,540
Tangki HCL		1	677.95	\$ 2,824
Tangki NaOH		1	677.95	\$ 2,707
Tangki Kaporit		1	677.95	\$ 2,942
Tangki Bahan Bakar		1	677.95	\$ 9,650
Pompa Utilitas 1,2,3,4	PU - 1,2,3,4	8	677.95	\$ 224,061
Pompa Utilitas 5	PU - 5	2	677.95	\$ 21,418
Pompa Utilitas 6,7,8,9	PU - 6,7,8,9	8	677.95	\$ 85,670
Pompa Utilitas 10	PU - 10	2	677.95	\$ 56,015
Pompa Utilitas 11	PU - 11	2	677.95	\$ 56,015
Total		40		\$ 952,276

4.9.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang dilakukan dalam Analisa ekonomi adalah :

Kapasitas Produksi Asam Oksalat Dihidrat = 12,000 ton/tahun
 Satu tahun operasi = 330 hari
 Umur pabrik = 10
 Pabrik didirikan pada tahun = 2025
 Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp. 14,250.00

Harga bahan baku dan katalis

- Glukosa = Rp. 39,907,579,932/tahun (Rp. 4,500 /kg)
- Asam Nitrat = Rp. 86,270,721,570 /tahun (Rp. 3,750 /kg)
- Asam Sulfat = Rp. 14,693,877,792 /tahun (Rp. 2,400 /kg)
- Katalis V2O5 = Rp. 27,015,120 /tahun (Rp. 45,000 /kg)

4.9.3 Perhitungan Biaya

4.9.3.1 Modal (Capital Investment)

1. Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik Asam Oksalat ini memerlukan rencana *physical plant cost*, *direct plant cost*, dan *fixed capital instrument* seperti pada tabel dibawah ini :

Tabel 4. 28 Physical Plan Cost (PPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 31,856,727,932	\$ 2,204,618
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 7,964,181,983	\$ 551,154
3	Instalasi cost	Rp 5,019,253,459	\$ 347,353
4	Pemipaan	Rp 7,400,075,391	\$ 512,116
5	Instrumentasi	Rp 7,929,679,714	\$ 548,767
6	Insulasi	Rp 1,192,422,680	\$ 82,521
7	Listrik	Rp 4,778,509,190	\$ 330,693
8	Bangunan	Rp 7,075,000,000	\$ 489,619
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 11,625,000,000	\$ 804,498
Physical Plant Cost (PPC)		Rp 84,840,850,347	\$ 5,871,339

Tabel 4. 29 Direct Plant Cost (DPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 16,968,170,069	\$ 1,174,268
Total (DPC + PPC)		Rp 101,809,020,416	\$ 7,045,607

Tabel 4. 30 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 101,809,020,416	\$ 7,045,607
2	Kontraktor	Rp 4,072,360,817	\$ 281,824
3	Biaya tak terduga	Rp 10,180,902,042	\$ 704,561
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp 116,062,283,275	\$ 8,031,992

2. Working Capital Investment (WC)

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu seperti pada tabel dibawah ini :

Tabel 4. 31 Working Capital (WC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp 38,427,053,022	\$ 2,659,312
2	In Process Inventory	Rp 27,965,121,853	\$ 1,935,303
3	Product Inventory	Rp 18,643,414,569	\$ 1,290,202
4	Extended Credit	Rp 73,762,426,982	\$ 5,104,666
5	Available Cash	Rp 55,930,243,706	\$ 3,870,605
Working Capital (WC)		Rp 214,728,260,131	\$ 14,860,087

4.9.3.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

Tabel 4. 32 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material	Rp 140,899,194,414	\$ 9,750,809.30
2	Labor	Rp 17,268,000,000	\$ 1,195,017.30
3	Supervision	Rp 1,726,800,000	\$ 119,501.73
4	Maintenance	Rp 2,321,245,665	\$ 160,639.84
5	Plant Supplies	Rp 348,186,850	\$ 24,095.98
6	Royalty and Patents	Rp 2,704,622,323	\$ 187,171.09
7	Utilities	Rp 1,729,171,062	\$ 119,665.82
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp 166,997,220,314	\$ 11,556,901

2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

Tabel 4. 33 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Payroll Overhead	Rp 2,590,200,000	\$ 179,253
2	Laboratory	Rp 1,726,800,000	\$ 119,502
3	Plant Overhead	Rp 8,634,000,000	\$ 597,509
4	Packaging and Shipping	Rp 13,523,111,613	\$ 935,855
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp 26,474,111,613	\$ 1,832,118

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 4. 34 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp 9,284,982,662	\$ 642,559
2	Propertu taxes	Rp 1,160,622,833	\$ 80,320
3	Insurance	Rp 1,160,622,833	\$ 80,320
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp 11,606,228,327	\$ 803,199

Tabel 4. 35 Total Manufacturing Cost (MC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 166,997,220,314	\$ 11,556,901
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 26,474,111,613	\$ 1,832,118
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 11,606,228,327	\$ 803,199
Manufacturing Cost (MC)		Rp 205,077,560,255	\$ 14,192,219

4.9.3.3 Pengeluaran Umum (General Expense)

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

Tabel 4. 36 General Expence (GE)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Administration	Rp 6,152,326,808	\$ 425,767
2	Sales expense	Rp 10,253,878,013	\$ 709,611
3	Research	Rp 7,177,714,609	\$ 496,728
4	Finance	Rp 6,615,810,868	\$ 457,842
General Expence (GE)		Rp 30,199,730,297	\$ 2,089,947

Tabel 4. 37 Total Production Cost (TPC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Manufacturing Cost (MC)	Rp 205,077,560,255	\$ 14,192,219
2	General Expense (GE)	Rp 30,199,730,297	\$ 2,089,947
Total Production Cost (TPC)		Rp 235,277,290,552	\$ 16,282,165

4.9.4 Analisa keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan	: Rp 270,462,232,266
Total biaya produksi	: Rp 235,277,290,552
Keuntungan	: Total penjualan – Total biaya produksi
	: Rp 35,184,941,713.28

2. Keuntungan Sesudah Pajak

Asumsi pajak yang diambil 25% dari keuntungan sebelum pajak	
Biaya pajak	: 25% x Rp 35,184,941,713.28
	: Rp 8,796,235,428
Keuntungan	: Keuntungan sebelum pajak – Biaya pajak
	: Rp 26,388,706,285

4.9.5 Analisa Kelayakan

4.9.5.1 Return on Investmen (ROI)

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan. (*Industrial Chemical 11-44%*)

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

1. ROI sebelum pajak (*ROIb*)

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries dan Newton, 1955).

$$\text{ROIb} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times 100 \%$$

$$\text{ROIb} = \frac{\text{Rp}35,184,941,713.28}{\text{Rp} 116,062,283,275} \times 100 \% = 30 \%$$

2. ROI setelah pajak (*ROIa*)

$$\text{ROIa} = \frac{\text{Keuntungan sesudah pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times 100 \%$$

$$\text{ROIa} = \frac{\text{Rp} 26,388,706,285}{\text{Rp} 116,062,283,275} \times 100 \% = 23 \%$$

4.9.5.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai. Menurut Aries dan Newton (1955), syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimal adalah 5 tahun.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

1. POT sebelum pajak (*POTb*)

$$\text{POTb} = \frac{\text{Fixed Capital}}{(\text{Keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi})}$$

$$\text{POTb} = \frac{\text{Rp} 116,062,283,275}{(\text{Rp} 35,184,941,713.28 + \text{Rp} 9,284,982,662)} = 3 \text{ tahun}$$

2. POT setelah pajak (*POTa*)

$$\text{POTa} = \frac{\text{Fixed Capital}}{(\text{Keuntungan sesudah pajak} + \text{Depresiasi})}$$

$$POTa = \frac{Rp116,062,283,275}{(Rp 26,388,706,285 + Rp 9,284,982,662)} = 3 \text{ tahun}$$

4.9.5.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *Break Even Point*, kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%.

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan untung jika beroperasi diatas BEP, dan akan rugi jika beroperasi dibawah BEP.

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

Dalam hal ini:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Tabel 4. 38 Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp 9,284,982,662	\$ 642,559
2	Property taxes	Rp 1,160,622,833	\$ 80,320
3	Insurance	Rp 1,160,622,833	\$ 80,320
Fixed Cost (Fa)		Rp 11,606,228,327	\$ 803,199

Tabel 4. 39 Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw material	Rp 140,899,194,414	\$ 9,750,809
2	Packaging & shipping	Rp 13,523,111,613	\$ 935,855
3	Utilities	Rp 1,729,171,062	\$ 119,666
4	Royalties and Patents	Rp 2,704,622,323	\$ 187,171
Variable Cost (Va)		Rp 158,856,099,412	\$ 10,993,502

Tabel 4. 40 Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Labor cost	Rp 17,268,000,000	\$ 1,195,017
2	Plant overhead	Rp 8,634,000,000	\$ 597,509
3	Payroll overhead	Rp 2,590,200,000	\$ 179,253
4	Supervision	Rp 1,726,800,000	\$ 119,502
5	Laboratory	Rp 1,726,800,000	\$ 119,502
6	Administration	Rp 6,152,326,808	\$ 425,767
7	Finance	Rp 6,615,810,868	\$ 457,842
8	Sales expense	Rp 10,253,878,013	\$ 709,611
9	Research	Rp 7,177,714,609	\$ 496,728
10	Maintenance	Rp 2,321,245,665	\$ 160,640
11	Plant supplies	Rp 348,186,850	\$ 24,096
Regulated Cost (Ra)		Rp 64,814,962,813	\$ 4,485,465

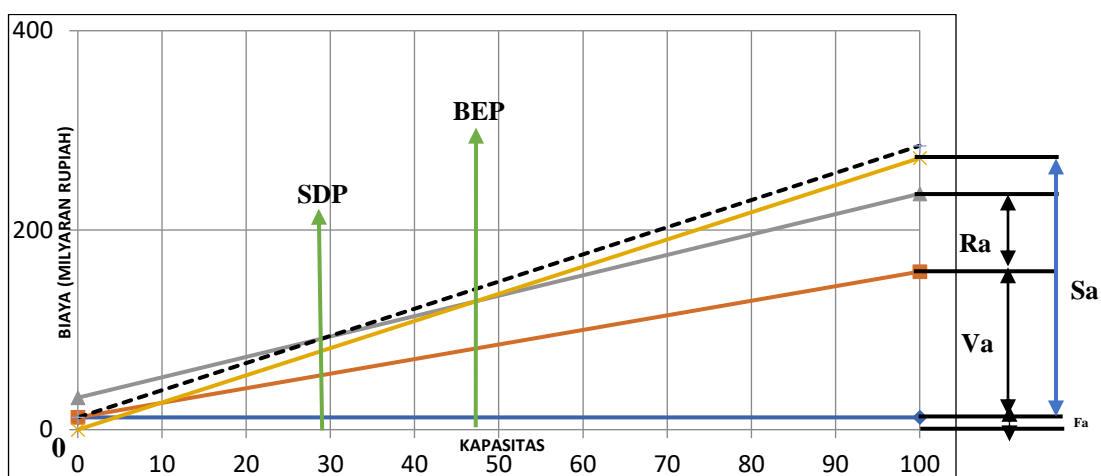
Tabel 4. 41 Sales (Sa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Sales	Rp 270,462,232,266	\$ 18,717,109
Sales (Sa)		Rp 270,462,232,266	\$ 18,717,109

Sesuai dengan data yang terdapat pada tabel diatas maka didapatkan BEP sebesar

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

$$BEP = \frac{(11,606,228,327+0,3 (64,814,962,813))}{(270,462,232,266 - 158,856,099,412 - 0,7(64,814,962,813))} \times 100 \% = 46.88 \%$$



Gambar 4.9 Grafik Break Even Point (BEP)

4.9.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point dapat dinyatakan dalam beberapa pengertian, yaitu:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup

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

$$SDP = \frac{(0,3(Rp\ 64,814,962,813))}{(Rp\ 270,462,232,266 - Rp\ 158,856,099,412 - 0,7(Rp\ 64,814,962,813))} \times 100 \% = 29.36 \%$$

4.9.5.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{T_a=j}^{n=x-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana:

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

: *Profit After Taxes + Depresiasi + Finance*

n : Umur Pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

Umur Pabrik (n) = 10 tahun

Salvage Value = Despresiasi

= Rp. 9,284,982,662

Cash Flow = Annual profit + Depresiasi + Finance

$$= \text{Rp } 42,289,499,815$$

$$\text{Working Capital} = \text{Rp } 214,728,260,131$$

$$\text{Fixed Capital Investment} = \text{Rp } 116,062,283,275$$

Discounted cash flow rate (DCFR) dihitung dengan cara trial & error

$$R = S$$

$$R = (\text{WC} + \text{FCI}) * [(1+i)^n]$$

$$S = \{[(1+i)^{(n-1)} + (1+i)^{(n-2)} + (1+i)^{(n-3)} + \dots + (1+i)^{(n-n)}] * \text{CF}\} + \{\text{SV} + \text{WCI}\}$$

Dari hasil trial & error diatas, diperoleh :

$$R = \text{Rp } 1,074,183,086,627$$

$$S = \text{Rp } 1,074,183,086,627$$

$$i = 0.1250 = 12.5\%$$

$$\text{Error} = 0.0000$$

Sehingga DCFRnya adalah 12.5%

Minimum nilai DCFR yakni 1.5 x bunga deposito bank (Aries Newton)

Bunga bank yakni 5.5% (Bank Indonesia per November 2020)

Sehingga minimum DCFR : $1.5 \times 5.5 = 8.25\%$

Syarat minimum DCF harus diatas suku bunga pinjaman bank yaitu $12.5\% > 8.25\%$.

Kesimpulan : Memenuhi Syarat

Tabel 4. 42 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Syarat Low Risk	Keterangan
ROI	<i>Before Tax</i> = 30% <i>After Tax</i> = 23%	ROI <i>before tax</i> minimum low 11% <i>high</i> 44%	Sesuai
POT	<i>Before Tax</i> = 3 tahun <i>After Tax</i> = 3 tahun	POT <i>before tax</i> maksimum low 5th <i>high</i> 2th	Sesuai
BEP	46.88%	Berkisar 40-60%	Sesuai
SDP	29.36%	20-30%	Sesuai
DCFR	12.50%	>1.5 suku bunga bank = minimum 8.25%	Sesuai



BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hal-hal yang sudah diuraikan sebelumnya, dapat disimpulkan bahwa:

1. Reaksi yang digunakan adalah oksidasi glukosa karna bahan baku yang murah dan reaksi yang lebih sederhana.
2. *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 30 % dan *Return On Investment* (ROI) setelah pajak adalah 23 %.
3. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 3 tahun dan *Pay Out Time* (POT) setelah pajak adalah 3 tahun.
4. *Break Event Point* (BEP) sebesar 46.88 %. Kisaran BEP yang dapat diterima adalah 40% - 60%.
5. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29,36 %.
6. *Discounted Cash Flow of Return* (DCFR) adalah 12,5%. Batasan minimal DCFR adalah 1,5 kali suku bunga bank.
7. Pabrik Asam Oksalat Dihidrat ini tergolong dalam pabrik beresiko rendah, berdasarkan kondisi operasi, sifat bahan baku dan produk, serta kemudahan dalam transportasi.

Dilihat ROI, POT, BEP, SDP, dan DCFR dari pabrik yang memenuhi syarat maka pabrik ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia, diantaranya:

1. Optimasi pemilihan, seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Pra rancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", New York: McGraw Hill Book Company, Inc.
- Brown, G.G., 1950, "Unit Operations", New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959, "Process Equipment Design", New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F., 2005, "Chemical Engineering Design", Vol. 6, 4th Ed., Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Dube, S.K., Padma, V., and Bishan, L.K., 1982, "Oxalix Acid Manufacture", J.Chem. Tech. Biotechnol.1982,32, 909-919.
- G. Widiyarti., 2002, "Studi Awal Pembuatan Asam Oksalat dari Sabut Kelapa dengan Metoda Oksidasi", Reaktor, Vol.6 No. 1, Juni 2002, Hal: 24-28
- Himmelblau, D. M., 1996. Basic principles and calculations in chemical engineering. New Jersey: Prentice-Hall, Inc.
- Kern, D.Q., 1950, Process Heat Transfer, New York: McGraw Hill Book Company, Inc.
- Kirk and Othmer, 1982, Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, Vol.17, Canada: John Wiley and Sons, Inc.
- McCabe, W.L., Smith, J.C., and Harriot, P., 1985, Unit Operations of Chemical Engineering, 4 ed., New York: McGraw Hill Book Company, Inc.
- Missen, R.W., Charles, A.M., and Bradley A. Saville., 1999, Introduction To Chemical Reaction Engineering and Kinetics., Toronto: Department of Chemical Engineering and Applied Chemistry at the University of Toronto.
- Perry, R.H., & Green, D.W., 1999, Perry's chemical engineers' handbook, 7th ed, Tokyo: McGraw Hill, Co.
- Peters, M. S. and Timmerhaus, K. D., 2002, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th ed., New York: McGraw-Hill Book Company, Inc.

- Sawada, H., & Murakami, T., 2000. Oxalic acid. Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Sciencelab.com, Inc., 2020. Material safety data sheet: nitric acid, 65% MSDS. Texas: Sciencelab.com, Inc.(diakses pada 2020)
- Sciencelab.com, Inc., 2020. Material safety data sheet: vanadium pentoxide MSDS. Texas: Sciencelab.com, Inc.(diakses pada 2020)
- Sinnott, R.K., 1999, Coulson and Richardson's Chemical Engineering, 4th ed., Oxford: Linacre House.
- Treybal, R., 1980, Mass Transfer Operations, 3rd ed, New York: McGraw-Hill.
- Ulrich, G.D., 1984, A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics, New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Walas, S. M., 1990, Chemical process equipment, Newton: Butterworth-Heinemann.
- Yaws, C. L., 1999, Chemical properties handbook, New York: McGraw Hill Book Company.



LAMPIRAN A

REAKTOR

Tugas : Mereaksikan Glukosa ($C_6H_{12}O_6$) dengan Asam Nitrat

(HNO_3) menjadi Asam Oksalat ($C_2H_2O_4$)

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = $71^\circ C$

Tujuan : 1. Menentukan konversi dan waktu tinggal

2. Optimasi reaktor

3. Perancangan reaktor

4. Menghitung neraca massa

5. Menghitung neraca panas

1. Menentukan konversi dan waktu tinggal

Reaksi yang terjadi :



Didapatkan data sebagai berikut :

$$k_0 = 1,28 \times 10^5 \text{ s}^{-1}$$

$$E_a = 46,65 \text{ kJ/mol}$$

$$R = 0,008314 \text{ kJ/mol.K}$$

$$T = 344 \text{ K}$$

(https://www.researchgate.net/publication/286808857_Investigation_on_the_kinetics_of_oxalic_acid_synthesis)

Menggunakan hukum Arrhenius, didapatkan persamaan :

$$k = k_0 e^{\frac{-E_a}{RT}} \quad (\text{A.1})$$

(Chemical Reaction Engineering, Octave Levenspiel)

Dengan :

k_0 : faktor eksponensial (1/s)

E_a : energi aktivasi (kJ/mol)

R : tetapan umum gas (kJ/mol.K)

T : suhu (K)

$$k = (1,28 \times 10^5 / \text{s}) e^{\left(\frac{-46,65 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \times 344 \text{ K}} \right)}$$

$$k = \frac{0,0150}{\text{s}} \times \frac{60 \text{ s}}{\text{jam}}$$

$$k = \frac{0,8982}{\text{jam}} \quad (\text{A.2})$$

Reaksi orde satu, maka :

$$R_{in} - R_{out} - R_x = R_{acc}$$

$$FC_{A0} - FC_A - (-r_A)V = 0$$

$$F(C_{A0} - C_A) = (-r_A)V$$

$$\frac{V}{F} = \frac{(C_{A0} - C_A)}{(-r_A)}$$

Dengan :

$$(-r_A) = k C_A$$

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

$$(-r_A) = k C_{A0}(1 - X_A)$$

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

Maka :

$$\tau = \frac{C_{A0} - C_{A0}(1 - X_A)}{k C_{A0}(1 - X_A)}$$

$$\tau = \frac{C_{A0}(1 - 1 - X_A)}{k C_{A0}(1 - X_A)}$$

$$\tau = \frac{C_{A0}X_A}{k C_{A0}(1 - X_A)}$$

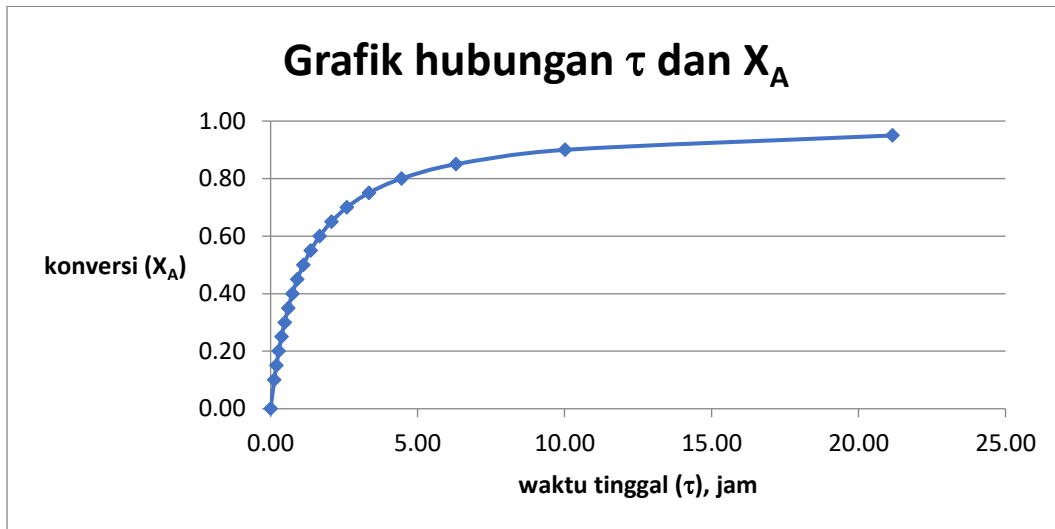
$$\tau = \frac{X_A}{k(1 - X_A)} \quad (\text{A.3})$$

Dari persamaan diatas didapatkan tabel hubungan waktu (τ) dan konversi (X_A) sebagai berikut :

Tabel A. 1 Hubungan antara waktu tinggal (t) dan konversi (X_A)

t, jam	X_A
0,00	0,00
0,12	0,10
0,20	0,15
0,28	0,20
0,37	0,25
0,48	0,30
0,60	0,35
0,74	0,40
0,91	0,45
1,11	0,50
1,36	0,55
1,67	0,60
2,07	0,65
2,60	0,70
3,34	0,75
4,45	0,80
6,31	0,85
10,02	0,90
21,15	0,95

Berdasarkan tabel A.1 maka dapat dibuat grafik hubungan antara waktu (τ) dan konversi (X_A) sebagai berikut :



Gambar A. 1 Grafik Waktu Tinggal (τ) dan Konversi (X_A)

Berdasar dari dari grafik A.1 dipilih konversi sebesar 70% dengan waktu tinggal selama 2,6 jam. Kondisi ini dianggap sebagai kondisi paling optimum karena dilihat dari titik dimana garis mulai melengkung/mulai konstan.

2. Optimasi reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (xi)	ri(kg/m3)	rc(kg/m3)	Fv (m3/jam)
C6H12O6	940.5819	0.1961	1139.3800	223.3788	0.8255
HNO3	1975.2219	0.4117	1429.1987	588.4171	1.3820
H2C2O4	0.0000	0.0000	1630.5351	0.0000	0.0000
H2O	1124.1354	0.2343	984.4001	230.6572	1.1419
H2SO4	757.5758	0.1579	1776.0166	280.4464	0.4266
NO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
V2O5	0.0758	0.0000	3357.0000	0.0530	0.0000
Total	4797.5907	1.0000	10316.5306	1322.9526	3.7761

Didapatkan :

$$\tau = 2,6 \text{ jam}$$

$$F_v = 3,7761 \text{ m}^3/\text{jam} \quad (\text{A.4})$$

$$k = \frac{0,8982}{\text{jam}}$$

Sehingga didapatkan volume reaktor sebagai berikut :

$$V = F_v \times \tau$$

$$V = 3,7761 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 2,6 \text{ jam}$$

$$V = 9,8179 \text{ m}^3 \quad (\text{A.5})$$

Melakukan *trial and error* pada *Microsoft excel* untuk mendapatkan volume reaktor, sehingga didapatkan (volume *over design* 20%) :

Untuk 1 reaktor

$$V = 11,7814 \text{ m}^3$$

$$x = 0,70$$

Untuk 2 reaktor

- Menebak volume reaktor

$$V_{tebak} = 3 \text{ m}^3$$

- Menghitung konversi

$$x_0 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_1)) - (F_v \times x_1)}{F_v}$$

$$x_1 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_2)) - (F_v \times x_2)}{F_v}$$

$$x_2 = 0,7$$

V_{tebak} dinyatakan memenuhi ketika nilai $x_0 = 0$. Maka didapatkan nilai:

$$x_0 = 0$$

$$x_1 = 0,45$$

$$x_2 = 0,70$$

$$V_1 = 3,47 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 3,47 \text{ m}^3$$

Untuk 3 reaktor

- Menebak volume reaktor

$$V_{tebak} = 2 \text{ m}^3$$

- Menghitung konversi

$$x_0 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_1)) - (F_v \times x_1)}{F_v}$$

$$x_1 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_2)) - (F_v \times x_2)}{F_v}$$

$$x_2 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_3)) - (F_v \times x_3)}{F_v}$$

$$x_3 = 0,70$$

V_{tebak} dinyatakan memenuhi ketika nilai $x_0 = 0$. Maka didapatkan nilai:

$$x_0 = 0$$

$$x_1 = 0,3$$

$$x_2 = 0,6$$

$$x_3 = 0,70$$

$$V_1 = 2,07 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 2,07 \text{ m}^3$$

$$V_3 = 2,07 \text{ m}^3$$

Untuk 4 reaktor

- Menebak volume reaktor

$$V_{tebak} = 1,5 \text{ m}^3$$

- Menghitung konversi

$$x_0 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_1)) - (F_v \times x_1)}{F_v}$$

$$x_1 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_2)) - (F_v \times x_2)}{F_v}$$

$$x_2 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_3)) - (F_v \times x_3)}{F_v}$$

$$x_3 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_4)) - (F_v \times x_4)}{F_v}$$

$$x_4 = 0,70$$

V_{tebak} dinyatakan memenuhi ketika nilai $x_0 = 0$. Maka didapatkan nilai:

$$x_0 = 0$$

$$x_1 = 0,3$$

$$x_2 = 0,5$$

$$x_3 = 0,6$$

$$x_4 = 0,70$$

$$V_1 = 1,47 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 1,47 \text{ m}^3$$

$$V_3 = 1,47 \text{ m}^3$$

$$V_4 = 1,47 \text{ m}^3$$

Tujuan dilakukannya optimasi reaktor adalah untuk mendapatkan biaya total minimal.

Estimasi harga reaktor didapatkan dari Timmerhaus Fig. 14-56, P.539, Index Tahun

1990, menggunakan metode *six tenth Factor*, yaitu:

$$Eb = Ea \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6} \quad (A.6)$$

Dimana, Ea = Harga alat a

Eb = Harga alat b

Ca = Kapasitas alat a

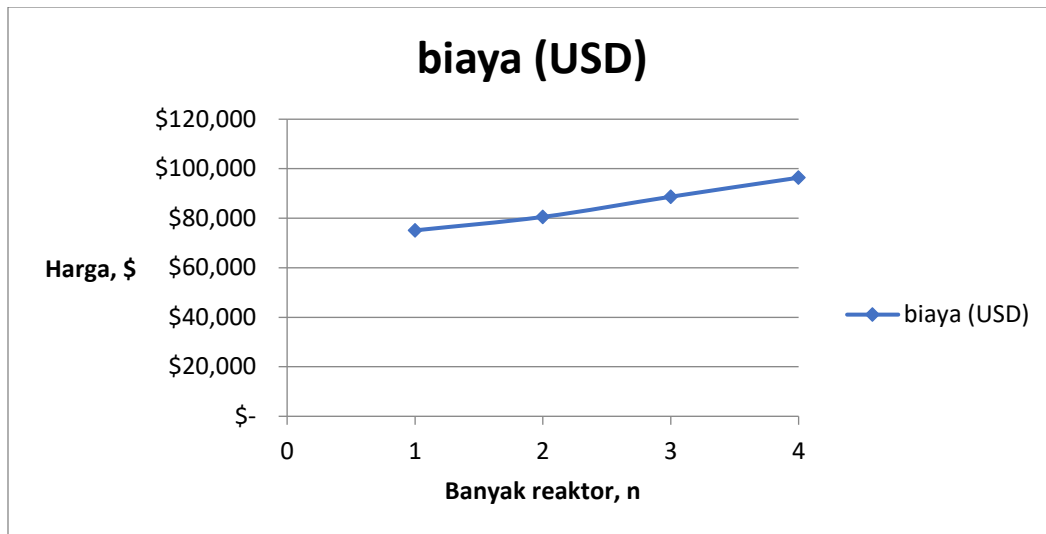
Cb = Kapasitas alat b

Ca = 1000 gall

Ea = \$38.000

Tabel A. 2 Total harga reaktor

Jumlah reaktor	Volume (gallon)	Biaya (USD)
1	3112.32	\$75,099
2	1101.41	\$80,535
3	658.05	\$88,687
4	468.01	\$96,383



Gambar A. 2 Grafik hubungan jumlah reaktor dan harga reaktor

Berdasarkan optimasi yang telah dilakukan, maka jumlah reaktor yang memiliki harga minimum adalah untuk jumlah 2 reaktor dengan volume tiap reaktor adalah 3,24 m³

3. Perancangan reaktor

- a. Menghitung diameter reaktor (D)

$$V = 3,47 \text{ m}^3$$

Asumsi :

$$D/H_s = 1$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 3,24 \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$D = 2,47 \text{ m} \quad (\text{A.7})$$

$$H_s = 2,47 \text{ m}$$

b. Perancangan tebal dinding shell

Menggunakan persamaan :

$$t_s = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + C \quad (\text{A.8})$$

Dimana :

t_s : tebal dinding shell, in

P : tekanan desain, psi

r_i : jari-jari, in

E : efisiensi pengelasan

f : *allowable stress*, psi

C : *corrosion allowance*, in

Bahan yang dipilih adalah Stainless Steel, sehingga didapatkan :

$$P = 17,64 \text{ psi}$$

$$r_i = \frac{97,11}{2} \text{ in} = 48,56 \text{ in}$$

$$E = 0,8$$

$$f = 13300 \text{ psi}$$

$$C = 0,1575 \text{ in}$$

Sambungan yang dipilih : *double welded butt joint*

Sehingga didapatkan tebal dinding shell :

$$t_s = \frac{17,64 \text{ psi} \times 33,11 \text{ in}}{(13300 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 17,64 \text{ psi})} + 0,1575 \text{ in}$$

$$t_s = 0,2111 \text{ in}$$

$$t_s \text{ standar} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 66 \text{ in}$$

$$\text{ID standar} = (66 - 2 \times 0,25) \text{ in} = 65,5 \text{ in}$$

$$\text{H shell standar} = 66 \text{ in}$$

c. Perancangan head reaktor

Tipe : Torispherical flanged and dished head

Untuk OD = 66 in, didapatkan :

$$rc = 66 \text{ in}$$

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

- Stress intensification Faktor

Menggunakan persamaan :

$$w = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right) \quad (\text{A.9})$$

Maka didapatkan :

$$w = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{66 \text{ in}}{4 \text{ in}}} \right)$$

$$w = 1,77 \quad (\text{A.10})$$

- Tebal head

$$t_h = \frac{P \cdot rc \cdot w}{2fE - 0,2P} + C$$

$$t_h = \frac{(17,64 \text{ psi})(72 \text{ in})(1,77)}{2(13300 \text{ psi})(0,8) - 0,2(17,64 \text{ psi})} + 0,1575 \text{ in}$$

$$t_h = 0,25 \text{ in}$$

Dipilih standar : Brownell & Young (1959)

$$t_h = \frac{5}{16} \text{ in} = 0,3125 \text{ in}$$

$$sf = 1,5 \text{ in}$$

- Depth of dished

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{ID}{2} - irc\right)^2}$$

$$b = 66 \text{ in} - \sqrt{(66 \text{ in} - 4 \text{ in})^2 - \left(\frac{65,5 \text{ in}}{2} - 4 \text{ in}\right)^2}$$

$$b = 11,07 \text{ in}$$

$$b = 0,92 \text{ ft}$$

$$b = 0,28 \text{ m}$$

- Tinggi head

$$OA = t_h + b + sf$$

$$OA = 0,3125 \text{ in} + 17,99 \text{ in} + 1,5 \text{ in}$$

$$OA = 19,8 \text{ in}$$

$$OA = 1,65 \text{ ft}$$

$$OA = 0,5 \text{ m}$$

d. Menghitung tinggi cairan di shell

$$\text{Tinggi cairan dalam reaktor} = \frac{4V}{\pi \times D^2} \quad (\text{A.11})$$

$$\text{Tinggi cairan dalam reaktor} = \frac{4(3,47 \text{ m}^3)}{3,14 \times (1,64 \text{ m})^2}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam reaktor} = 1,57 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan di shell} = \text{Tinggi cairan dalam reaktor} - \text{tinggi head}$$

Tinggi cairan di shell = 1,57 m – 0,33 m

Tinggi cairan di shell = 1,24 m

e. Menghitung tinggi total reaktor

$$h_{\text{reaktor}} = h_{\text{shell}} + 2 h_{\text{head}}$$

$$h_{\text{reaktor}} = 97,61 \text{ in} + 2(19,79 \text{ in})$$

$$h_{\text{reaktor}} = 137,21 \text{ in}$$

$$h_{\text{reaktor}} = 3,48 \text{ m}$$

f. Menentukan pengaduk

- Jenis pengaduk :

Menghitung viskositas campuran pada suhu 344 K.

$$\mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2 \quad (\text{A.12})$$

Dimana, μ = viskositas (cP)

T = suhu (K)

Tabel A. 3 Viskositas masing-masing komponen R-01

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (xi)	A	B	C	D	μ_i (cP)	μ_{campuran} (cP)
C6H12O6	940.5819	0.1961	-	-	-	-	0.3000	0.0588
HNO3	1975.2219	0.4117	-3,5221	7,29E+02	3,96E-03	-2,24E-06	0.4979	0.2050
H2C2O4	0.0000	0.0000	-	-	-	-	2.5598	0.0000
H2O	1124.1354	0.2343	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0.3975	0.0931
H2SO4	757.5758	0.1579	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05	6.6765	1.0543
NO	0.0000	0.0000	-	-	-	-	0.0000	0.0000
V2O5	0.0758	0.0000	-	-	-	-	2.0100	0.0000
Total	4797.5907	1.0000					12.4417	1.4113

Dipilih pengaduk jenis six blade turbine.

- Dimensi pengaduk :

Konfigurasi umum pengaduk :

$$D_i/ID = 1/3$$

$$w_i/D_i = 1/5$$

$$z_i/D_i = 3/4$$

$$w_b = ID/10$$

$$L = D_i/4$$

dengan,

H_{l,s} : tinggi cairan di shell

D_i : diameter pengaduk

W_i : lebar baffle

L : lebar pengaduk

Z_i : tinggi pengaduk dari dasar tangki

Sehingga

$$H_{l,s} = 1,57 \text{ m}$$

$$ID = 1,66 \text{ m}$$

$$D_i = 0,55 \text{ m}$$

$$Z_i = 0,42 \text{ m}$$

$$w_i = 0,11 \text{ m}$$

$$L = 0,14 \text{ m}$$

- Kebutuhan daya teoritis

$$P = \frac{Np \times \rho \times N^3 \times D_i^5}{gc} \quad (\text{A.13})$$

- dimana, P = kebutuhan daya (J/s)
- N_p = *power number*
- ρ = densitas campuran (kg/m^3)
- N = kecepatan rotasi (rev/s)
- D_i = diameter pengaduk (m)
- g_c = $9,8 \text{ m/s}^2$

Untuk mencari kebutuhan daya, perlu dicari kecepatan rotasi dan *power number* dengan persamaan berikut :

Kecepatan rotasi

$$N = \frac{600}{\pi \times D_i} \times \sqrt{\frac{WELH}{2 \times D_i}} \quad (\text{persamaan 8.8 Rase, 1977:145}) \quad (\text{A.14})$$

WELH

$$WELH = H_l, s \times s_g \quad (\text{A.15})$$

Dimana, WELH = *water equivalent liquid height* (m)

$H_{l,s}$ = tinggi cairan pada shell (m)

s_g = *specific gravity*

$$WELH = 1,57 \text{ m} \times 1,3$$

$$WELH = 2,08 \text{ m}$$

$$WELH = 6,83 \text{ ft}$$

Jumlah pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID \times \text{tinggi cairan di shell}}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{2,08 \text{ m}}{1,66 \text{ m} \times 1,57 \text{ m}}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = 1,25$$

$$\text{Jumlah pengaduk} \cong 2$$

Kecepatan pengaduk

$$N = \frac{600}{3,14 \times 5,46 \text{ ft}} \times \sqrt{\frac{6,83 \text{ ft}}{2 \times 3,28 \text{ ft}}}$$

$$N = 143,94 \text{ rpm}$$

$$N = 155 \text{ rpm ; standard speed pengaduk (Wallas : 288)}$$

$$N = 2,39 \text{ rps}$$

Daya pengaduk

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

$$N_{Re} = \frac{2,58 \text{ rps} \times (0,55 \text{ m})^2 \times 1322,47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00141 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}$$

$$N_{Re} = 744774,24 \text{ putaran}$$

$$N_p = 0,8 ; (\text{Brown : Fig 477/507})$$

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5}{g_c}$$

$$P = \frac{0,8 \times 1322,46 \times (2,58)^3 \times (0,55)^5}{9,8}$$

$$P = 1757,5522 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

$$P = 23,1070 \text{ Hp}$$

Dengan efisiensi sebesar 80%

$$P = 28,88 \text{ Hp}$$

$$P = 30 \text{ Hp ; standar NEMA}$$

g. Menentukan jaket pendingin

Jaket pendingin digunakan untuk mempertahankan suhu reaktor agar konstan pada suhu 71°C

- **ΔT LMTD**

Perbedaan temperatur logaritmik rata-rata :

Inisial	Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	ΔT
ΔT ₂	159,8	Low Temperature	86	245,8
ΔT ₁	159,8	High Temperature	131	290,8

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad (\text{A.16})$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 267,67 \text{ }^\circ\text{F}$$

- **Luas perpindahan panas yang tersedia**

A = Luas selimut reaktor + Luas penampang reaktor

$$A = (\pi \times \text{OD} \times \text{Hl, s}) + \left(\frac{1}{4} \times \pi \times \text{OD}^2\right)$$

$$A = (3,14 \times 1,68 \times 1,57) + \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,68)^2\right)$$

$$A = 10,5 \text{ m}^2$$

$$A = 112,98 \text{ ft}^2$$

- **Luas perpindahan panas yang di butuhkan**

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T \text{ LMTD}} \quad (\text{A.17})$$

Dimana, A = luas perpindahan panas yang dibutuhkan (ft²)

U_d = 75 Btu/J.Ft².°F (Table 8. D.Q Kern, 1965 : 840)

Q = Panas reaksi (Btu/jam)

$$A = \frac{1.935.515,08}{75 \times 267,67}$$

$$A = 96,41 \text{ ft}^2$$

A kebutuhan < A tersedia, maka jaket pendingin dapat digunakan.

- **Diameter dalam jaket pendingin**

$$\text{Massa kebutuhan air pendingin} = 19514,327 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume air pendingin} = 19,29 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$D_1 = OD + (2 \times \text{jarak}) \quad (\text{A.18})$$

Dimana, D_1 = diameter dalam jaket pendingin (m)

OD = diameter luar tangki (m)

Asumsi jarak jaket dan tangki = 2 in = 0,05 m

$$D_1 = 1,64 \text{ m} + (2 \times 0,05 \text{ m})$$

$$D_1 = 1,78 \text{ m}$$

$$D_1 = 70 \text{ in}$$

- **Tinggi jaket pendingin**

$$H_j = H_s + H_h$$

Dimana, H_j = tinggi jaket (m)

H_s = tinggi shell (m)

H_h = tinggi head (m)

$$H_j = 1,64 \text{ m} + 0,33 \text{ m}$$

$$H_j = 1,97 \text{ m}$$

$$H_j = 6,46 \text{ ft}$$

- **Tekanan design jaket pendingin**

Material jaket pendingin : Carbon steel SA-283 grade C

$$Ph = \frac{Hj-1}{144} \times \rho_{air} \quad (A.19)$$

Dimana, Ph = tekanan hidrostatis (psia)

ρ = densitas air (63,57 lb/ft³)

Hj = tinggi jaket (ft)

$$Ph = \frac{6,46 - 1}{144} \times 63,11$$

$$Ph = 2,39 \text{ psia}$$

$$P_{design} = P_{reaktor} + Ph$$

$$P_{design} = 17,64 + 2,44$$

$$P_{design} = 20,03 \text{ psia}$$

- **Tebal shell jaket pendingin**

$$tj = \frac{P \times ri}{f \times E - 0,6 \times P} + C$$

dimana, tj = tebal jaket (in)

P = tekana design (psia)

ri = jari-jari dalam jaket (in)

f = allowable stress (psia)

E = joint efficiency

C = corrosion allowance (in/10tahun)

$$tj = \frac{20,08 \times 35}{13300 \times 0,8 - 0,6 \times 20,08} + 0,1575$$

$$tj = 0,22 \text{ in}$$

$t_j = 0,25$ in ; tebal standar (Table 5.7 : Brownell and Young)

- **Diameter luar jaket pendingin**

$$D_2 = D_1 + (2 \times t_j)$$

$$D_2 = 1,78 + (2 \times 0,006)$$

$$D_2 = 1,79 \text{ m}$$

- **Luas yang dilalui air pendingin**

$$A = \frac{\pi}{4} \times (D_2^2 - D_1^2)$$

$$A = \frac{3,14}{4} \times (1,79^2 - 1,78^2)$$

$$A = 0,03 \text{ m}^2$$

- **Kecepatan air pendingin**

$$v = \frac{V}{A}$$

dimana, v = kecepatan air pendingin (m/jam)

V = kecepatan volumetric (m^3/jam)

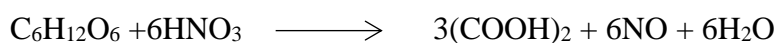
$$v = \frac{19,29}{0,03}$$

$$v = 542,29 \text{ m/jam}$$

$$v = 1,5 \text{ m/s}$$

4. Menghitung neraca massa

Reaksi :



Mol umpan asam nitrat dibuat berlebih.

a. **Neraca massa reaktor (R-01)**

Konversi reaktor (R-01) = 70%

Tabel A. 4 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	6	7
C ₆ H ₁₂ O ₆	940.5819	515.3850
HNO ₃	1975.2219	1082.3085
H ₂ C ₂ O ₄	0.0000	637.7953
H ₂ O	1124.1354	1379.2535
H ₂ SO ₄	757.5758	757.5758
NO	0.0000	425.1969
NO ₂	0.0758	0.0758
V ₂ O ₅	4797.5907	4797.5907
Total	940.5819	515.3850

5. Menghitung Neraca Panas

a. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel A. 5 Nilai Entalpi Pembentukan masing-masing Komponen

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)
C ₆ H ₁₂ O ₆	-1273,0000	-1272999,991
HNO ₃	-173,0084	-173008,4
H ₂ C ₂ O ₄	-822,9928	-822992,8
H ₂ O	-285,8400	-285840,0016
NO	90,3326	90332,56

$$\Delta H^{\circ}298 = \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H^{\circ}298 = [(3 \times (-822992,8)) + (6 \times (-285840,00)) + (6 \times (90332,56))] - [(1 \times (-1272999,99)) + (6 \times (-173008,4))]$$

$$\Delta H^{\circ}298 = -1.330.972 \text{ kJ/kmol (reaksi bersifat eksotermis)}$$

Tabel A. 6 Panas Umpan Masuk Reaktor (R-01)

Komponen	Tin (K)	Tref (K)	Massa (kmol/jam)	Cp dT (J/mol)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
C6H12O6	344	298	5.2255	23328.5780	23328.5780	121902.4296
HNO3	344	298	31.3527	5177.0877	5177.0877	162315.8271
H2C2O4	344	298	0.0000	123852.6540	123852.6540	0.0000
H2O	344	298	62.4520	6584.9375	6584.9375	411242.2867
H2SO4	344	298	7.7304	3460.2314	3460.2314	26748.8510
V2O5	344	298	0.0004	6155.812	6155.812	2.5624
Total						722211.9566

Tabel A. 7 Panas Produk Keluar Reaktor (R-01)

Komponen	Tout (K)	Tref (K)	Massa (kmol/jam)	Cp dT (J/mol)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
C6H12O6	344	298	2.7758	23328.5780	23328.5780	64756.0277
HNO3	344	298	16.6549	5177.0877	5177.0877	86224.1075
H2C2O4	344	298	7.3489	123852.6540	123852.6540	910179.8061
H2O	344	298	77.1497	6584.9375	6584.9375	508026.2786
H2SO4	344	298	7.7304	3460.2314	3460.2314	26748.8510
NO	344	298	14.6978	1126.4359	1126.4359	16556.1123
V2O5	344	298	0.0004	6540.418	6540.418	2.7225
Total						1612493.9057

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H^{\circ}298 + (\text{cpdT produk} - \text{cpdT reaktan})$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = -1,330,972 + (131,564.02 - 28,505.66)$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = -1,227,914 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = \Delta H_{\text{reaksi}} \times F_{a0} \times \text{konversi}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = -1,227,914 \times 5.225 \times 0,7$$

$$Q_{\text{reaksi}} = -4.491.487,44 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = Q_{\text{reaksi}} + Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}}$$

$$Q = 3,007,936.61 + 722,211.95 - 1,612,493.905$$

$$Q = 3.162.107,71 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan air pendingin

$$T \text{ pendingin masuk} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 4,181 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = 20,905 \text{ kJ/kg}$$

$$T \text{ pendingin keluar} = 55^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 4,185 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = 125,55 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H \text{ total} = (125,55 - 20,905) \text{ kJ/kg}$$

$$= 104,645 \text{ kJ/kg}$$

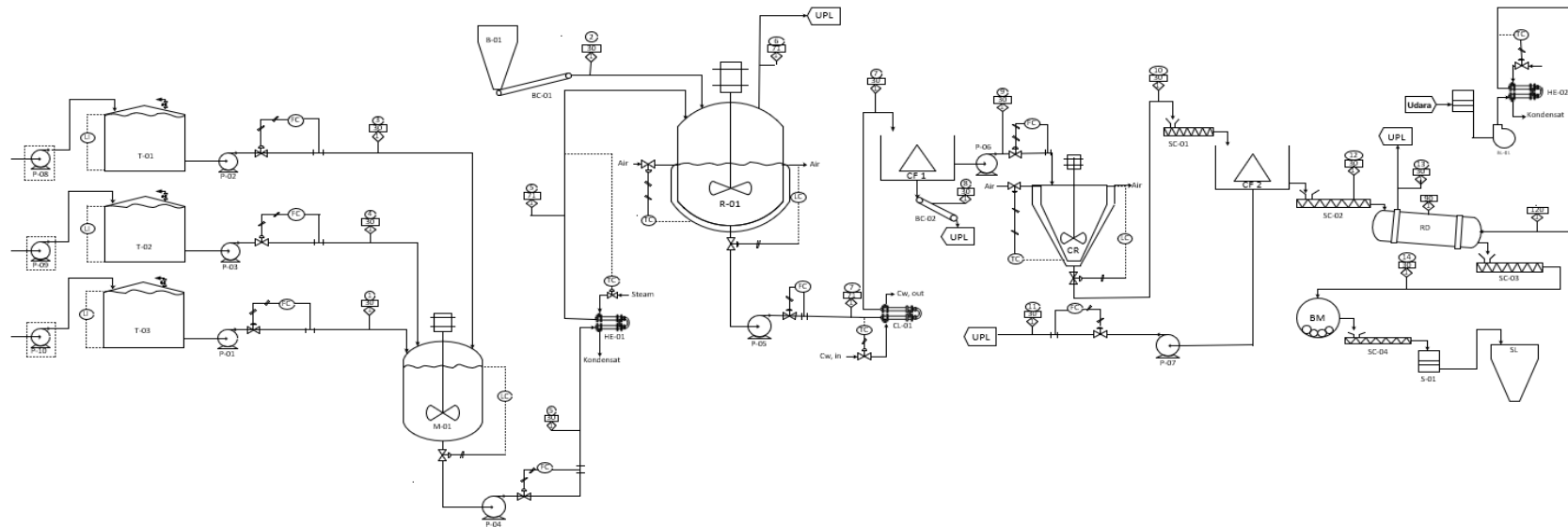
$$\text{Kebutuhan air pendingin} = Q/\Delta H \text{ total}$$


$$= \frac{2,117,654.66}{104,645}$$

$$= 20,236.558 \text{ kg/jam}$$



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT DENGAN PROSES OKSIDASI
GLUKOSA
KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus														KETERANGAN ALAT	KETERANGAN SIMBOL	KETERANGAN INSTRUMEN	 JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14				
C6H12O6	0	0.0	0.0	940.6	940.6	0.0	282.2	0.0	282.2	282.2	276.5	5.6	0.0	5.6				
HNO3	0	0.0	1975.2	0.0	1975.2	0.0	592.6	0.0	592.6	592.6	580.7	11.7	11.7	0.1				
H2C2O4	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	987.6	0.0	987.6	98.8	96.8	2.0	0.0	2.0				
H2C2O4.2H2O	0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1244.5	0.0	1244.5	0.0	1244.5				
H2SO4	757.6	0.0	0.0	0.0	757.6	0.0	757.6	0.0	757.6	1163.5	1140.2	23.3	23.3	0.2				
H2O	15.5	0.0	929.5	179.2	1124.1	0.0	1519.2	0.0	1519.2	757.6	742.4	15.2	0.2	15.0				
N2O5	0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0				
NO	0	0.0	0.0	0.0	0.0	658.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0				
Total	773.0	0.1	2904.7	1119.7	4797.5	658.4	4139.2	0.1	4139.1	4139.1	2836.7	1302.3	35.2	1267.4				



LAMPIRAN C

الجامعة الإسلامية
الاستدراكية
الاندونيسية

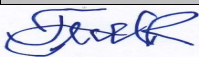
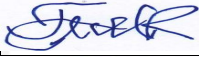
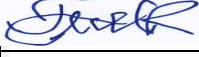
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN
PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa :Miqdam Humami
No. MHS 16521169
2. Nama Mahasiswa : Yusril Fahmi Nabu
No. MHS 16521122

Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Asam Oksalat Dihidrat Dengan Oksidasi Glukosa Kapasitas 12.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 25 Oktober 2020

Batas Akhir Bimbingan : 23 April 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	8 Maret 2021	Konsultasi Naskah	
2.	15 April 2021	Revisi Naskah	
3.	20 April 2021	Pengesahan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan: Yogyakarta,



Pembimbing,

Faisal R. M., Ir. Drs., M.T., Ph.D.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN
PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Miqdam
Humami No. MHS : 16521169
2. Nama Mahasiswa : Yusril Fahmi
Nabu No. MHS : 16521122
- Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Asam Oksalat Dihidrat Dengan Oksidasi Glukosa Kapasitas 12.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 25 Oktober 2020

Batas Akhir Bimbingan : 23 April 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	16 Nov 2020	Perancangan Ta	
2.	30 Des 2020	Alternatif Proses dan Kapasitas	
3.	10 Feb 2021	Neraca Massa, Penyusunan Alat, Diagram Alir	
4.	27 Feb 2021	Perancangan Reaktor	
5.	3 April 2021	Koreksi Perhitungan Alat Proses	
6.	9 April 2021	Revisi PEFD	
7.	17 April	Revisi Naskah	
8.	18 April	Pengesahan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan: Yogyakarta,

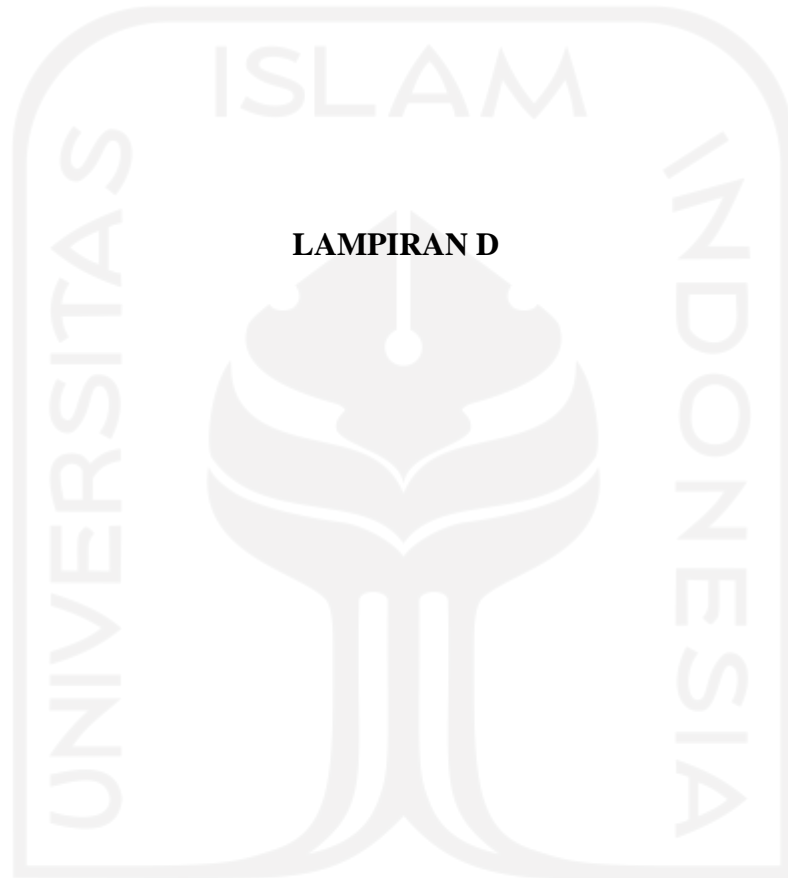


Pembimbing,

Diana, Dr., S.T., M.Sc.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy



LAMPIRAN D

الجامعة الإسلامية
الاستدراكية
الاندونيسية

**PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN**

DOSEN PENGUJI 1

NAMA : Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

MAHASISWA YANG DIUJI

NAMA MAHASISWA : Miqdam Humami

NOMOR MAHASISWA : 16521169

Saran/Komentar :

1. Abstrak : tambahkan kondisi operasi reaktor
2. Pada kata pengantar hilangkan garis bawah Namanya bu diana
3. (*Kemenperin: Visi Misi Kementerian Perindustrian*), (Sumber: Data.un.org) ,tambahkan tahun
4. *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology [Vol 17]*), tulis yg benar hal 2
5. *Perbaiki penamaan gambar hal 5, hal 7, dst*
6. Tambahkan kesimpulan pakai proses apa
7. Hilangkan garis mendatar pada grafik, beri keterangan sb x dan y
8. Grafik hal 13 tidak perlu
9. Perbaiki penulisan angka (titik, koma)
10. Perbaiki penulisan skala tata letak pabrik
11. Tambahkan skala pada tata letak alat proses
12. Perbaiki penulisan font neraca massa total
13. konsistensi penulisan daftar pustaka

14. Tambahkan sumber pustaka orde reaksi, perhitungan reaktor menggunakan yield atau konversi?

Revisi / Perbaikan

Nomor	Saran / Komentar	Status/Jawaban Pengerjaan dan Halaman
1.	Abstrak : tambahkan kondisi operasi reaktor	Sudah diperbaiki pada naskah halaman xii dan xiii
2.	Pada kata pengantar hilangkan garis bawah Namanya bu diana	Sudah diperbaiki pada naskah halaman v
3.	(Kemenperin: Visi Misi Kementerian Perindustrian), (Sumber: Data.un.org), tambahkan tahun	Sudah diperbaiki pada naskah halaman 1 dan 2
4.	Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology [Vol 17]), tulis yg benar hal 2	Sudah diperbaiki pada naskah halaman 2,3,4, dan 6
5.	Perbaiki penamaan gambar hal 5, hal 7, dst	Sudah diperbaiki pada naskah
6.	Tambahkan kesimpulan pakai proses apa	Sudah diperbaiki pada naskah halaman 102
7.	Hilangkan garis mendatar pada grafik, beri keterangan sb x dan y	Sudah diperbaiki pada naskah halaman 10
8.	Grafik hal 13 tidak perlu	Sudah diperbaiki pada naskah halaman 13

9.	Perbaiki penulisan angka (titik, koma)	Sudah diperbaiki pada naskah spesifikasi alat
10.	Perbaiki penulisan skala tata letak pabrik	Sudah diperbaiki pada naskah halaman 41
11.	Tambahkan skala pada tata letak alat proses	Sudah diperbaiki pada naskah halaman 45
12.	Perbaiki penulisan font neraca massa total	Sudah diperbaiki pada naskah halaman 43
13.	konsistensi penulisan daftar pustaka	Sudah diperbaiki pada naskah halaman 104
14.	Tambahkan sumber pustaka orde reaksi, perhitungan reaktor menggunakan yield atau konversi?	<p>kinetika reaksi hidrolisis tetes tebu adalah reaksi orde satu terhadap konsentrasi gula. glukosa dioksidasi menjadi asam oksalat dalam campuran asam nitrat, asam sulfat dan media reaksi katalis V₂O₅, untuk tujuan ini, perubahan konsentrasi glukosa dalam waktu diamati pada berbagai suhu. Energi aktivasi pembentukan asam oksalat ditentukan sebagai $E_a = 45,65 \text{ kJ/mol}$ (Guru, Mr & Benli, S. & Akyüz, Y. & Alicilar, A., 2005).</p> <p>Perhitungan menggunakan konversi karena menurut G. Widiyarti (2012) glukosa dioksidasi menggunakan asam nitrat pada kondisi reaksi tertentu, sehingga diperoleh asam oksalat dengan <i>yield</i> yang tinggi. Jadi dengan menggunakan konversi dapat mendapatkan asam oksalat dengan tingkat kemurnian dan waktu yang paling optimum</p>

**PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN**

DOSEN PENGUJI 2

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

MAHASISWA YANG DIUJI

NAMA MAHASISWA : Miqdam Humami

NOMOR MAHASISWA : 16521169

Saran/Komentar :

1. Perbaiki naskah : pada kata pengantar, daftar tabel dan gambar setiap bab tidak perlu ditambahkan jarak/spasi tambahan.
2. Perbaiki sitasi pada naskah
3. Reaksi kimia sebaiknya ditulis ulang, bukan sebagai hasil screenshotan
4. Caption untuk gambar, ditulis pada bagian bawah gambar
5. Perbaiki gambar grafik
6. Fungsi alat proses yang sama, dibuat tabel saja untuk lebih menjelaskan detail dari desain alat
7. Tambahkan pendekatan demand untuk proses penggunaan asam oksalat pada industri besi dan industri tekstil.
8. Perbaiki NM pada Mixer dan NM lainnya sesuai dengan PEFD
9. Tulis komponen kimia dengan betul
10. Apakah ada pretreatment untuk katalis vanadium pentaoksida? Jika ada, ditambahkan juga di dalam naskah dan juga PEFD.
11. Diagram alir utilitas sebaiknya disesuaikan dengan desain pabrik. Pada naskah disebutkan bahwa ada proses desalinasi, tetapi pada diagram alir utilitas belum tergambar.
12. Tambahkan alat pemisahan padat cair untuk memisahkan V₂O₅ sebelum larutan asam oksalat masuk ke Crystallizer
13. Mengapa asam oksalat dihidrat yang dipilih sebagai produk utama? Pastikan suhu operasi dryer untuk terbentuk asam oksalat dihidrat
14. Bisa ditambahkan ball mill + screen sebelum produk asam oksalat masuk ke silo

Revisi / Perbaikan

Nomor	Saran / Komentar	Status/Jawaban Pengerjaan dan Halaman
1.	Perbaiki naskah : pada kata pengantar, daftar tabel dan gambar setiap bab tidak perlu ditambahkan jarak/spasi tambahan	Sudah diperbaiki pada naskah
2.	Perbaiki sitasi pada naskah	Sudah diperbaiki pada naskah
3.	Reaksi kimia sebaiknya ditulis ulang, bukan sebagai hasil screenshotan	Sudah diperbaiki pada naskah
4.	Caption untuk gambar, ditulis pada bagian bawah gambar	Sudah diperbaiki pada naskah
5.	Perbaiki gambar grafik	Sudah diperbaiki pada naskah halaman 11
6.	Fungsi alat proses yang sama, dibuat tabel saja untuk lebih menjelaskan detail dari desain alat	Sudah diperbaiki pada naskah
7.	Tambahkan pendekatan demand untuk proses penggunaan asam oksalat pada industri besi dan industri tekstil.	Kebutuhan dari dalam negeri terutama dari industry tekstil yaitu PT.UNITEX dengan kapasitas produksi pewarnaan 1.229 ton/tahun dapat menambahkan kebutuhan pada produksi asam oksalat (unitex.co.id 2021)
8.	Perbaiki NM pada Mixer dan NM lainnya sesuai dengan PEFD	Sudah diperbaiki pada naskah halaman 44
9.	Tulis komponen kimia dengan betul	Sudah diperbaiki pada naskah

10.	Apakah ada pretreatment untuk katalis vanadium pentaoksida? Jika ada, ditambahkan juga di dalam naskah dan juga PEFD.	Untuk pretreatment katalis tidak ada karena katalis digunakan hanya untuk membantu mempercepat laju reaksi
11.	Diagram alir utilitas sebaiknya disesuaikan dengan desain pabrik. Pada naskah disebutkan bahwa ada proses desalinasi, tetapi pada diagram alir utilitas belum tergambar	Dalam proses desalinasi sudah disebutkan penggunaan metode dengan <i>reverse osmosis</i> jadi untuk proses desalinasi digambarkan dengan alat <i>reverse osmosis</i>
12.	Tambahkan alat pemisahan padat cair untuk memisahkan V2O5 sebelum larutan asam oksalat masuk ke Crystallizer	Sudah diperbaiki pada naskah dan PEFD
13.	Mengapa asam oksalat dihidrat yang dipilih sebagai produk utama? Pastikan suhu operasi dryer untuk terbentuk asam oksalat dihidrat	Karena asam oksalat dihidrat yang paling banyak dijual di pasaran dan karena asam oksalat dihidrat juga memiliki sifat higroskopis jadi bahan mudah mencair. Untuk <i>dryer</i> produk sudah terbentuk dalam kristalizer jadi dalam <i>dryer</i> hanya untuk menghilangkan kandungan lain dalam produk
14.	Bisa ditambahkan ball mill + screen sebelum produk asam oksalat masuk ke silo	Sudah diperbaiki pada naskah dan PEFD