

**PRARANCANGAN PABRIK
ASAM OKSALAT DIHIDRAT ((COOH)₂.2H₂O) DARI
GLUKOSA (C₆H₁₂O₆) DAN ASAM NITRAT (HNO₃) DENGAN
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN
(Skripsi)**

**Tugas Khusus
Perancangan *Reactor* (R-201)**

Oleh :

YESI NURBAITI

1615041026



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS LAMPUNG
BANDAR LAMPUNG
2023**

ABSTRACT

MANUFACTURING OF OXALIC ACID DIHYDRATE ((COOH)₂.2H₂O) FROM GLUCOSE (C₆H₁₂O₆) AND NITRIC ACID (HNO₃) WITH CAPACITY 10.000 TONS/YEAR (Design of Reactor (R-201))

By

YESI NURBAITI

Oxalic Acid plant with materials, Glucose (C₆H₁₂O₆) and Nitric Acid (HNO₃) is planned to be built in Karawang, West of Java. Establishment of this plant is based on some consideration due to the raw material resources, the transportation, the labors availability and also the environmental condition.

This plant is meant to produce 10.000 tons/year Oxalic Acid with operation time 24 hour/day, 300 hour/year. Raw materials used consist of Glucose 1.531,436 Kg/hour and 336,91 Kg/hour of Nitric Acid.

The utility units consist of water supply system, steam supply system, utility units, instrument air supply system, refrigerant supply system and waste treatment system.

The business entity forms Limited Liability Company (PT) using line and staff organizational structure with 137 labors.

From the economic analysis, it is obtained that:

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	=	Rp 2.358.659.066.989,-
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	=	Rp. 274.741.883.167,-
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	=	Rp. 2.633.400.950.156,-
<i>Break Even Point</i>	(BEP)	=	51,02%
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	=	24,45%
<i>Pay Out Time before taxes</i>	(POT) _b	=	3,17 tahun
<i>Pay Out Time after taxes</i>	(POT) _a	=	3,67 tahun
<i>Return on Investment before taxes</i>	(ROI) _b	=	22,36%
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI) _a	=	21,85%
<i>Discounted cash flow</i>	(DCF)	=	17,48%

Considering the summary above, it is proper to study the establishment of Oxalic Acid plant further, because the plant is profitable and has good prospects.

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT ((COOH)₂.2H₂O) DARI GLUKOSA (C₆H₁₂O₆) DAN ASAM NITRAT (HNO₃) DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN (Perancangan Reaktor (Re-201))

Oleh

YESI NURBAITI

Pabrik Asam Oksalat berbahan baku Glukosa dan Asam Nitrat direncanakan didirikan di kawasan industri BIC, Kabupaten Purwakarta, Jawa Barat. Pendirian pabrik berdasarkan atas pertimbangan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja yang mudah didapatkan, dan kondisi lingkungan.

Pabrik direncanakan memproduksi Asam Oksalat sebanyak 10.000 ton/tahun, dengan waktu operasi 24 jam/hari, 300 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah Glukosa sebanyak 1.531,436 kg/jam dan Asam Nitrat sebanyak 3.36,91 kg/jam.

Penyediaan kebutuhan utilitas pabrik terdiri dari unit pengadaan air, unit penyedia *steam*, unit penyedia listrik dan udara instrument, unit penyedia air pendingin, dan pengolahan limbah.

Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) menggunakan struktur organisasi *line* dan *staff* dengan jumlah karyawan sebanyak 137 orang.

Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment</i>	(FCI)	=	Rp. 299.800.255.846,-
<i>Working Capital Investment</i>	(WCI)	=	Rp. 52.905.927.502,-
<i>Total Capital Investment</i>	(TCI)	=	Rp. 352.706.183.3486,-
<i>Break Even Point</i>	(BEP)	=	33,77% %
<i>Shut Down Point</i>	(SDP)	=	21,54%
<i>Pay Out Time before Taxes</i>	(POT) ^b	=	1,48 tahun
<i>Pay Out Time after Taxes</i>	(POT) ^a	=	1,67 tahun
<i>Return on Investment before Taxes</i>	(ROI) ^b	=	49,015%
<i>Return on Investment after taxes</i>	(ROI) ^a	=	37,69%

Mempertimbangkan paparan diatas, sudah selayaknya pendirian pabrik Asam Oksalat ini dikaji lebih lanjut, karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai masa depan yang baik.

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT
((COOH)₂·2H₂O) DARI GLUKOSA (C₆H₁₂O₆) DAN ASAM
NITRAT (HNO₃) DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN
(Skripsi)**

Tugas Khusus

Perancangan *Reactor* (R-201)

Oleh :

Yesi Nurbaiti

**Sebagai salah satu syarat untuk mencapai gelar
SARJANA TEKNIK**



**Pada
Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknik Universitas Lampung**

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK

UNIVERSITAS LAMPUNG

BANDAR LAMPUNG

2023

Judul Skripsi : **PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT
DIHIDRAT ((COOH)₂.2H₂O) DARI GLUKOSA
(C₆H₁₂O₆) DAN ASAM NITRAT (HNO₃) DENGAN
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN
(Perancangan Reaktor *Fixed Bed Multitube* (RE-201))**

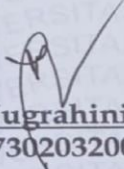
Nama Mahasiswa : Yesi Nurbaiti

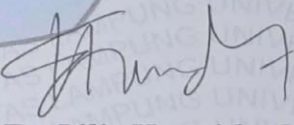
No. Pokok Mahasiswa : 1615041026

Jurusan : Teknik Kimia


Fakultas : Teknik




Panca Nugrahini F., S.T., M.T.
NIP. 197302032000032000


Dr. Lilis Hermida, S.T., M.Sc
NIP. 196902081997032001

Ketua Jurusan Teknik Kimia


Yuli Darni, S.T., M.T.
NIP. 197407122000032001

MENGESAHKAN

Tim Penguji

Ketua : Panca Nugrahini F., S.T., M.T.

Sekretaris : Dr. Lilis Hermida, S.T., M.Sc.

Penguji
Bukan Pembimbing : Yuli Darni, S.T., M.T.

Lia Lismeri, S.T., M.T.

Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung

Dr. Eng. Ir. Helmy Fitriawan, S.T., M.Sc.
NIP: 197509282001121002

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : **20 Juni 2023**

PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam skripsi ini tidak terdapat karya yang pernah dilakukan oleh orang lain dan sepanjang sepengetahuan saya juga tidak terdapat karya atas pendapat yang ditulis atau diterbitkan oleh orang lain, kecuali yang secara tertulis diacu dalam naskah ini sebagaimana diterbitkan dalam daftar pustaka. Selain itu saya menyatakan pada skripsi ini dibuat oleh saya sendiri.

Apabila pernyataan saya ini tidak benar maka saya bersedia dikenai sanksi sesuai hukum yang berlaku.

Bandar Lampung, 22 Juni 2023



Yesi Nurbaiti
1615041026

MOTTO

“Ingatlah kepada-Ku.
Aku pun akan ingat kepadamu.”

-(Q.S. Al-Baqarah 2: 155)-

Sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan, Maka apabila engkau telah selesai (dari sesuatu urusan) tetaplah bekerja keras untuk urusan yang lain”

-(Qs. Al-Insyirah 94: 6-7)-

“Bila kau tak tahan lelahnya belajar, maka kau harus tahan menanggung perihnya kebodohan”

-Imam Syafi'i-

Ilmu yang kita cari itu sedikit, manfaatnya yang harus diperbanyak

-Yesi Nurbaiti-

Sebuah Karya

Kupersembahkan dengan sepenuh hati untuk :

Allah SWT, berkat Rahmat dan Ridho-Nya aku dapat menyelesaikan karyaku ini

Kedua Orang Tuaku sebagai pengganti atas pengorbanan yang sudah tak terhitung jumlahnya, terima kasih atas do'a, kasih sayang dan pengorbanannya selama ini

Adik dan Kerabat, terima kasih atas do'a, bantuan dan dukungannya selama ini

Sahabat-Sahabat Tercintaku, Terima kasih telah menjadi bagian hidupku selama berada di Perantauan ini. Semoga Allah Selalu Memberikan Keberkahan di Setiap Langkah yang Kita Jalani.

RIWAYAT HIDUP

Penulis dilahirkan di Ogan Campang, pada tanggal 23 Oktober 1998, sebagai putri ketiga dari tiga bersaudara, dari pasangan Bapak Jusman dan Ibu Sartati.

Penulis menyelesaikan pendidikan. Sekolah Dasar di Sd Negeri 1 Ogan Campang, pada tahun 2010, Sekolah Menengah Pertama di SMP Negeri Satu Atap Ogan Jaya pada tahun 2013 dan Sekolah Menengah Atas di SMA Negeri 3 Kotabumi pada tahun 2016.

Pada tahun 2016, penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui Ujian SNMPTN Universitas Lampung 2016.

Pada tahun 2019, penulis melakukan Kerja Praktik di PT Semen Baturaja, Baturaja. Selain itu, penulis melakukan penelitian dengan judul “Pengaruh penambahan keramik putih dan abu sekam padi terhadap nilai kuat tekan dan berat jenis batu bata ringan ”.

Selama kuliah penulis aktif dalam berbagai organisasi kemahasiswaan diantaranya, FOSSI FT Unila pada periode 2018 sebagai Sekretaris Departemen Kajian Syiar Islam dan Keumatan, DPM FT Unila pada periode 2019 sebagai Wakil Sekretaris II DPM FT Unila, Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila pada periode 2017/2018 sebagai Staff Departemen Kerohanian FT Unila

SANWACANA

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan karunia-Nya, sehingga tugas akhir ini dengan judul “Prarancangan Pabrik Asam Oksalat Dihidrat ((COOH)₂·2H₂O) dari Glukosa (C₆H₁₂O₆) dan Asam Nitrat (HNO₃) Dengan Kapasitas 10.000 Ton/Tahun” dapat diselesaikan dengan baik.

Tugas akhir ini disusun dalam rangka memenuhi salah satu syarat guna memperoleh derajat kesarjanaan (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung.

Penyusunan tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan dari beberapa pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung, yang telah memberikan banyak ilmu, pengarahan, bimbingan, kritik dan saran untuk kelancaran proses belajar selama di kampus.
2. Bapak Donny Lesmana, S.T. M.Sc. sebagai Dosen Pembimbing Akademik yang telah banyak memberikan pengarahan dan sarannya selama berada di kampus.
3. Ibu Panca Nugrahini F., S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing I yang tidak kenal lelah memberikan ilmu, pengarahan, bimbingan, kritik dan saran selama penyelesaian tugas akhir saya.

4. Ibu Dr. Lilis Hermida, S.T., M.Sc.. selaku Dosen Pembimbing II yang telah memberikan ilmu, pengarahan, bimbingan, kritik dan saran selama penyelesaian tugas akhir saya.
5. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T. dan Ibu Lia Lismeri, S.T., M.T. selaku Dosen Penguji yang telah memberikan kritik dan saran, juga selaku dosen atas semua ilmu yang telah penulis dapatkan.
6. Seluruh Dosen dan Staff Teknik Kimia yang telah banyak memberikan ilmu yang sangat bermanfaat dan membantu kelancaran dalam pengerjaan.
7. Kedua Orang Tua Tersayang, Ayuk juga Kakak atas segala dukungan, pengorbanan, do'a, cinta dan kasih sayang yang selalu mengiringi disetiap langkahku.
8. Sahabat-sahabatku Kak Lulu, Fitria, Nabila, Annisa, Adhitya, Santi, Fifi dan Destri yang memberikan dukungan dan semangat kepada penulis.
9. Teman rasa keluarga angkatan 2016 yang selalu kebersamai disetiap kesempatan.
10. Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu persatu yang telah membantu.

Semoga Allah SWT membalas kebaikan mereka terhadap penulis dan semoga skripsi ini berguna di kemudianhari.

Bandar Lampung, Juni 2023

Penulis,

Yesi Nurbaiti

DAFTAR ISI

COVER	i
ABSTRACK	ii
ABSTRAK	iii
COVER DALAM	iv
HALAMAN PERSETUJUAN	v
HALAMAN PENGESAHAN	vi
PERNYATAAN	vii
RIWAYAT HIDUP	viii
PERSEMBAHAN	x
MOTO	xi
SANWACANA	xv
DAFTAR ISI	xiv
DAFTAR TABEL	xvii
DAFTAR GAMBAR	xix

I. PENDAHULUAN

A. Latar Belakang	1
B. Kegunaan Produk.....	3
C. Ketersediaan Bahan Baku	4
D. Kapasitas Produksi.....	5
E. Lokasi Pabrik	9

II. PEMILIHAN DAN URAIAN PROSES

A. Jenis Proses	12
1. Proses Oksidasi Karbohidrat	12
2. Proses Etilen Glikol.....	13

3. Proses Propilen.....	14
B. Pemilihan Proses	15
1. Tinjauan Ekonomi	15
2. Berdasarkan Tinjauan Termodinamika	21
C. Uraian Proses	31
III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK	
A. Spesifikasi Bahan Baku	35
B. Spesifikasi Bahan Pendukung	36
C. Spesifikasi Produk.....	36
IV. NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI	
A. Neraca Massa	38
B. Neraca Energi	65
V. SPESIFIKASI ALAT	
A. Peralatan Proses	69
VI. UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH	
A. Kebutuhan Air.....	83
VII. TATA LETAK PABRIK	
7.1 Lokasi Pabrik	88
VIII. SISTEM MANAJEMEN DAN OPERASI	
8.1 Project Master Schedule	98
8.2 Bentuk Perusahaan	101
8.3 Struktur Organisasi Perusahaan	102
8.4 Tugas dan Wewenang	107
8.5 Status Karyawan Dan Sistem Proses.....	117
IX. INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI	
9.1 Investasi.....	131

9.2	Evaluasi Ekonomi	136
-----	------------------------	-----

X. KESIMPULAN DAN SARAN

A.	Kesimpulan.....	139
B.	Saran.....	140

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN A (NERACA MASSA)

LAMPIRAN B (NERACA ENERGI)

LAMPIRAN C (SPESIFIKASI ALAT)

LAMPIRAN D (PERHITUNGAN UTILITAS)

LAMPIRAN E (PERHITUNGAN EKONOMI)

LAMPIRAN F (TUGAS KHUSUS)

DAFTAR TABEL

Tabel	Halaman
1.1 Sumber Bahan Baku.....	5
1.2 Data Impor Asam Oksalat di Indonesia Sumber Bahan Baku.....	6
1.3 Data Impor Asam Oksalat Malaysia, Filipina dan Vietnam.....	9
2.1 Harga Bahan Baku dan Produk.....	15
2.2 Data ΔH_f° dan ΔG° pada 25°C	22
2.3 Nilai Kapasitas panas komponen pada suhu operasi.....	22
2.4 Perbandingan Proses-Proses Pembuatan Asam Oksalat.....	30
4.1 Komposisi Bahan Baku	38
4.2 Berat Molekul Komponen	39
4.3 Neraca Massa <i>Reactor</i> (RE-201)	42
4.4 Neraca Massa <i>Evaporator</i> (EV-301)	45
4.5 Neraca Massa <i>Crystallizer</i> (CR-301)	47
4.6 Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (CF-301)	50
4.7 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-301).....	45
4.8 Neraca Massa <i>Reaktor</i> (RE-201)	56
4.9 Neraca Massa <i>Evaporator</i> (EV-301)	58
4.10 Neraca Massa <i>Crystalizer</i> (CR-301)	61
4.11 Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (CF-301)	63
4.12 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-301).....	64
4.13 Data Konstanta C_p (Kj/mol.K)	66
4.14 Neraca Energi pada <i>Heater</i> (HT-101)	66
4.15 Neraca Energi pada <i>Heater</i> (HT-102)	67
4.16 Neraca Energi pada <i>Reaktor</i> (RE-201).....	67
4.17 Neraca Energi pada <i>Evaporator</i> (EV-301).....	67
4.18 Neraca Energi <i>Centrifuge</i> (CF-401).....	68
4.19 Neraca Energi <i>Rotary Dryer</i> (RD-301)	68
4.20 Neraca Energi <i>Air Heater</i> (HE-401).....	68

5.1	Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST - 101)	69
5.2	Spesifikasi Tangki Asam Nitrat (ST - 102)	70
5.3	Spesifikasi Pompa Proses (PP-101)	70
5.4	Spesifikasi <i>Heater</i> (HT-101)	71
5.5	Spesifikasi Pompa Proses (PP-102)	71
5.6	Spesifikasi Pompa Proses (PP-103)	72
5.7	Spesifikasi Pompa Proses (PP-104)	72
5.8	Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-101)	73
5.9	Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (SC-101).....	74
5.10	Spesifikasi Reaktor (RE-201)	75
5.11	Spesifikasi Pompa Proses (PP-201)	75
5.12	Spesifikasi Evaporator (EV-301)	76
5.13	Spesifikasi Pompa Proses (PP-301)	76
5.14	Spesifikasi <i>Crystallizer</i> (CR-301)	77
5.15	Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-301)	78
5.16	Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (BE-301).....	78
5.17	Spesifikasi <i>Centrifuge</i> (CF-301)	79
5.18	Spesifikasi Pompa Proses (PP-302)	79
5.19	Spesifikasi Pompa Proses (PP-303)	80
5.20	Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-302)	80
6.1	Kebutuhan Air Pendingin	85
6.2	Kebutuhan Air Untuk Air Proses	86
7.1	Distribusi Penggunaan Lahan Industri	92
8.1	<i>Project Mater Schedule</i> Pabrik Asam Oksalat Dihidrat.....	100
8.2	Jadwal kerja Masing-Masing Regu	121
8.3	Perincian Tingkat Pendidikan	122
8.4	Jumlah Operator Berdasarkan Jenis Alat.....	124
8.5	Jumlah Karya Berdasarkan Jabatan	124
9.1	<i>Fixed capital investment</i>	132
9.2	<i>Manufacturing cost</i>	134
9.3	<i>General Expenses</i>	135
9.4	Biaya Administratif	135

DAFTAR GAMBAR

Gambar	Halaman
1.1 Grafik Linear Data Impor Asam Oksalat di Indonesia	6
1.2 Grafik Data Impor Asam oksalat di Indonesia	7
4.1 Aliran Neraca Massa <i>Reactor</i> (RE-201)	39
4.2 Neraca Massa di sekitar Evaporator (EV-301)	42
4.3 Neraca Massa di sekitar <i>Crystallizer</i> (CR-301)	45
4.4 Neraca Massa di sekitar <i>Centrifuge</i> (CF-301)	48
4.5 Aliran Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-301)	50
4.6 Aliran Neraca Massa <i>Reactor</i> (RE-201)	53
4.7 Neraca Massa di sekitar Evaporator (EV-301)	56
4.8 Neraca Massa di sekitar <i>Crystallizer</i> (CR-301)	59
4.9 Neraca Massa di sekitar <i>Centrifuge</i> (CF-301)	61
4.10 Aliran Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-301)	63
4.11 Aliran Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-301)	50
4.12 Aliran Neraca Massa <i>Reactor</i> (RE-201)	53
7.1 Foto <i>Maps</i> Purwakarta, Jawa Barat	91
7.2 Lokasi Pabrik	92
7.3 Tata Letak Pabrik Asam Oksalat Dihidrat	97
8.1 Struktur Organisasi Perusahaan	106

I. PENDAHULUAN

A. Latar Belakang

Pendirian pabrik asam oksalat dihidrat merupakan salah-satu upaya untuk mendukung Rencana Induk Pembangunan Industri Nasional (RIPIN) tahun 2015-2035 Kementerian Perindustrian Indonesia dengan membangun struktur industri yang kuat dan pembangunan nasional dibidang ekonomi melalui pembangunan industri sebagai penggerak ekonomi (kemenperin.go.id, 2020). Pengembangan sektor perindustrian dalam negeri berupa pembangunan pabrik untuk menghasilkan produk jadi atau komoditas mampu menghentikan atau mengurangi kegiatan impor, bahkan dapat menambah pendapatan kas negara melalui kegiatan ekspor.

Asam oksalat dihidrat memiliki peran penting dalam industri pengolahan logam, industri cat dan industri tekstil. Kini asam oksalat juga banyak digunakan dalam bidang farmasi dan pemutih kayu tanpa menghilangkan warna alaminya. Di Indonesia, kebutuhan asam oksalat dihidrat relatif meningkat setiap tahun. Kegiatan impor asam oksalat dihidrat menjadi langkah yang diambil untuk memenuhi kebutuhan asam oksalat dihidrat dalam negeri, hal ini dilakukan karena belum adanya pabrik yang memproduksi asam oksalat dihidrat di Indonesia.

Berdasarkan data UN.org 2021, tiga negara pengimpor asam oksalat terbesar di Asia Tenggara berturut-turut yaitu Malaysia, Filipina dan Indonesia. Asam oksalat yang tersedia dipasarkan dalam bentuk kristal asam oksalat dihidrat ($\text{CH}_2\text{O}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) yang memiliki ciri tidak berbau, higroskopik dan berwarna putih.

Indonesia memiliki prospek yang baik untuk didirikannya pabrik asam oksalat, hal ini ditinjau dari potensi bahan baku maupun industri yang memakainya. Penggunaan asam oksalat di Indonesia terus meningkat, namun hingga saat ini belum terdapat pabrik yang memproduksi senyawa tersebut di Indonesia. Dengan didukung oleh sumber daya alam dan sumber daya manusia, maka pendirian pabrik asam oksalat dihidrat akan dapat terus berlanjut serta memiliki dampak yang baik untuk perkembangan ekonomi di Indonesia.

Asam oksalat dihidrat dapat diproduksi melalui beberapa proses dengan bahan baku yang berbeda. Diantaranya proses oksidasi karbohidrat dengan asam nitrat, proses etilen glikol dan proses propilen (Sawada and Murakami, 2000). Dari ketiga proses tersebut, proses oksidasi karbohidrat dengan senyawa asam nitrat lebih mudah direalisasikan di Indonesia. Karena bahan bakunya terdiri dari glukosa dan asam nitrat dimana kedua bahan tersebut mudah didapatkan, harga bahan bakunya murah, suhu dan tekanan prosesnya lebih rendah dibandingkan proses pembuatan asam oksalat dihidrat lainnya.

B. Kegunaan Produk

Kegunaan asam oksalat dihidrat yaitu sebagai berikut :

1. Perawatan logam

Pada industri logam, asam oksalat digunakan untuk menghilangkan kotoran-kotoran yang menempel pada permukaan logam yang akan di cat. Hal ini dilakukan karena kotoran tersebut dapat menimbulkan korosi pada permukaan logam setelah proses pengecatan selesai dilakukan (Cinantya, 2015).

2. Pelapisan oksalat

Pelapisan oksalat telah digunakan secara umum, karena asam oksalat dapat digunakan untuk melapisi logam *stainless stell*, *nickel alloy*, kromium dan titanium. Sedangkan lapisan lain seperti *phosphate* tidak dapat bertahan lama apabila dibandingkan dengan menggunakan pelapisan oksalat (Cinantya, 2015).

3. Senyawa pembersih

Asam oksalat adalah senyawa pembersih yang digunakan untuk *automotive radiator*, *boiler*, *railroad cars* dan kontaminan radioaktif untuk plant reaktor pada proses pembakaran. Dalam membersihkan logam besi dan non besi, asam oksalat menghasilkan kontrol pH sebagai indikator yang baik. Banyak industri yang mengaplikasikan cara ini berdasarkan sifatnya dan keasamannya (Cinantya, 2015).

4. Tekstil

Asam oksalat banyak digunakan untuk membersihkan tenun dan zat warna. Dalam pencucian, asam oksalat digunakan sebagai zat asam,

kunci penetralan alkali dan melarutkan besi pada pewarnaan tenun pada suhu pencucian. Selain itu, asam oksalat juga digunakan untuk membunuh bakteri yang ada didalam kain (Cinantya, 2015).

5. Pewarnaan *wool*

Asam oksalat juga digunakan untuk pewarnaan *wool*. Asam oksalat sebagai agen pengatur mordan kromium florida. Mordan yang terdiri dari 4% kromium florida dan 2% berat asam oksalat. *Wool* di didihkan dalam waktu 1 jam. *Kromic* oksida pada *wool* diangkat dari pewarnaan. Amonium oksalat juga digunakan sebagai pencetakan *Vigoreus* pada *wool* dan juga terdiri dari mordan pewarna (Cinantya, 2015).

6. Sebagai bahan campuran produk detergent dan pembersih lainnya(Cinantya, 2015).

7. Sebagai pemutih kayu dan menghilangkan noda pada kayu dengan tetap mempertahankan warna alami kayu (Cinantya, 2105).

8. Dibidang farmasi, asam oksalat ditambahkan untuk meningkatkan laju disolusi (salah satu proses biofarmasetik yang harus dialami oleh suatu zat aktif obat dalam tubuh pada saat obat digunakan dalam terapi) obat (Cinantya, 2015).

C. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku glukosa didapat dari PT. Associated British Budi di Desa Cikalongsari, Kecamatan Jatisari, Kabupaten Karawang, Jawa Barat dan asam nitrat didapatkan dari PT. Multi Nitrotama Kimia di Cikampek,

Karawang, Jawa Barat. Bahan pendukung katalis Vanadium Pentaoksida didapatkan dari distributor dan supplier bahan kimia PT. Gael Vada Indonesia di Tangerang Selatan, Banten yang mengimpor dari Shandong Hanxing Bio Tech Co., Ltd di Shandong China.

Tabel 1.1 Sumber Bahan Baku

Bahan Baku	Produsen	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
*Glukosa	PT. Associated British Budi	93.600
	PT. Multi Nitrotama	
	**Asam Nitrat	55.000
Vanadium Pentaoksida	Kimia Shandong Hanxing	
	Bio Tech Co., Ltd	20.000

Sumber : *budistarchsweetener.com

**mnk.co.id

D. Kapasitas Produksi

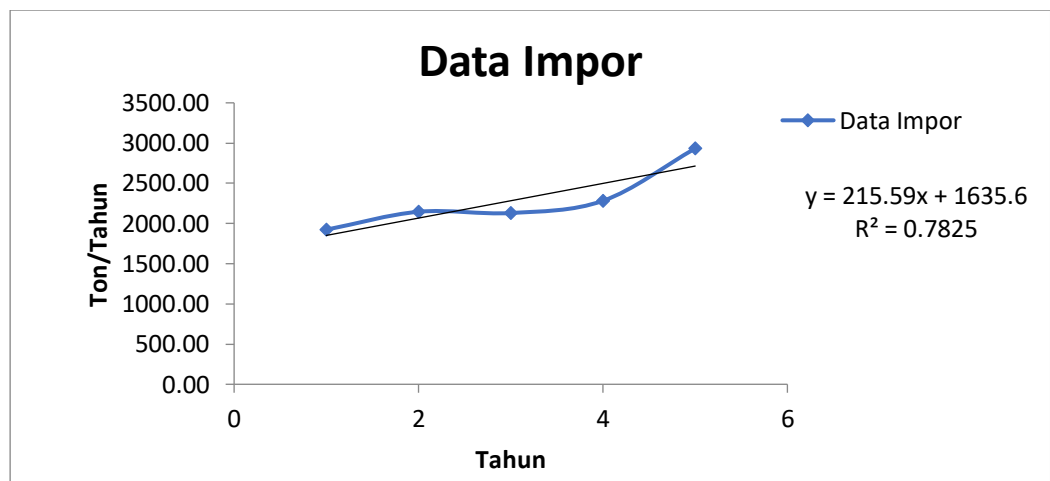
Kapasitas produksi asam oksalat dihidrat ditentukan berdasarkan hasil analisa pasar untuk mengetahui seberapa besar minat pasar terhadap produk asam oksalat berdasarkan data produksi, konsumsi, ekspor dan impor. Kebutuhan asam oksalat dihidrat di Indonesia setiap tahun terus meningkat seiring dengan pesatnya perkembangan di berbagai bidang industri yang menggunakan asam oksalat. Hal tersebut dapat dilihat dari realisasi impor asam oksalat dihidrat yang tercantum pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Data Impor Asam Oksalat di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)
2017	1.922,64
2018	2.145,22
2019	2.129,78
2020	2,281,67
2021	2.932,37

Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2017-2021

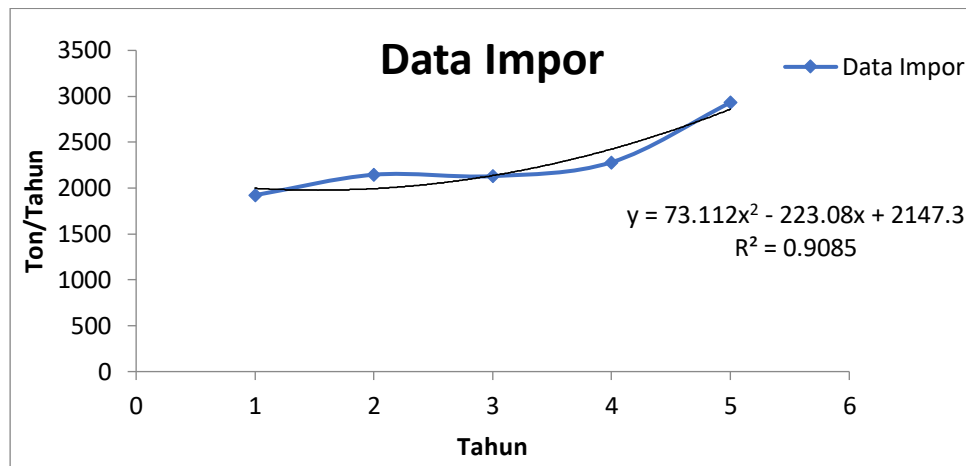
Apabila data tersebut dibuat grafik, maka akan menghasilkan bentuk liniernya sebagai berikut:



Gambar 1.1 Grafik Linear Data Impor Asam Oksalat di Indonesia

Karena nilai $R^2 < 0,9$ maka cara interpolasi linear tidak dipergunakan untuk mencari kebutuhan impor karena kurang akurat. Prediksi data jumlah impor yang dibutuhkan oleh Indonesia pada tahun 2028 didapatkan menggunakan persamaan polinomial. Nilai R^2 yang didapatkan dari grafik

polinomial adalah 0,9085. Hal ini berarti keakuratan prediksi data impor sebesar 90%. Apabila data tersebut dibuat grafik polinomial, maka akan menghasilkan bentuk sebagai berikut:



Gambar 1.2 Grafik Data Impor Asam Oksalat di Indonesia

Berdasarkan perhitungan, prediksi jumlah impor asam oksalat Indonesia pada tahun 2028 yaitu sebesar 9998,59 Ton. Hingga saat ini Indonesia belum menjadikan asam oksalat dihidrat sebagai komoditas ekspor. Untuk mencukupi kebutuhan asam oksalat dihidrat dalam negeri masih mengandalkan dari kegiatan impor dikarenakan belum terdapat pabrik asam oksalat di Indonesia. Peluang kapasitas produksi berdasarkan prediksi produksi, konsumsi, ekspor dan impor adalah sebagai berikut :

$$PK_{2028} = mi + me - mp$$

Dimana :

PK = Peluang Kapasitas pada tahun 2028

mi = Data Impor pada tahun 2028

m_e = Data Ekspor pada tahun 2028

m_p = Data Produksi yang telah ada pada tahun 2028

(Sumber: Kusnarjo, 2010)

Dengan menggunakan rumus diatas, maka didapatkan peluang kapasitas Asam Oksalat pada tahun 2028 yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Peluang Kapasitas}_{2028} &= m_i + m_e - m_p \\ &= 9998,59 + 0 - 0 \\ &= 9998,59 \text{ Ton/tahun} \end{aligned}$$

Setelah peluang kapasitas didapatkan, maka selanjutnya dapat ditentukan kapasitas produksi. Karena belum ada pabrik Asam Oksalat di dalam negeri, maka kapasitas produksi = 0,75 * peluang kapasitas.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= 0,75 * \text{Peluang Kapasitas} \\ &= 0,75 * 9998,59 \text{ Ton/tahun} \\ &= 7.498,94 \text{ Ton/tahun} \end{aligned}$$

Selain untuk memenuhi kebutuhan di Indonesia, pabrik asam oksalat yang akan didirikan juga bertujuan untuk memenuhi kebutuhan di luar negeri. Kebutuhan asam oksalat di beberapa negara Asia Tenggara dapat dilihat pada Tabel 1.3 sebagai berikut

Tabel 1.3 Data Impor Asam Oksalat Malaysia, Filipina dan Vietnam

Tahun	Malaysia (Ton)	Filipina (Ton)	Vietnam (Ton)
2017	10.399,70	2.481,68	1.572,93
2018	9.330,16	2.431,84	1.579,98
2019	10.539,93	2.999,08	1.380,33
2020	8.921,09	2.247,30	1.518,51
2021	10.646,97	2.283,34	2.045,72

Sumber : comtrade.un.org, 2017-2021

Jumlah impor asam oksalat ketiga negara tersebut pada tahun 2028 berdasarkan perhitungan interpolasi linear diperkirakan sebesar 17.689,26 Ton/tahun, yaitu Malaysia sebanyak 10.044,46 Ton/tahun, Filipina 2.415,23 Ton/tahun dan Vietnam 2.198,95 Ton/tahun. Kapasitas produksi dari pabrik Asam Oksalat Dihidrat yang akan didirikan pada tahun 2028 adalah sebesar 10.000 Ton/Tahun. Sebanyak 7.498,94 ton diperuntukkan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan 2.501,06 ton akan diekspor ke negara tetangga seperti Malaysia, Filipina dan Vietnam.

E. Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik direncanakan akan didirikan di daerah Kabupaten Karawang, Provinsi Jawa Barat. Lokasi ini dipilih berdasarkan pertimbangan beberapa faktor agar keberlangsungan operasi pabrik yang akan didirikan dapat terjaga. Beberapa pertimbangan yang digunakan

dalam proses penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan adalah sebagai berikut.

1. Penyediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik dipilih mendekati sumber bahan baku untuk mengurangi biaya transportasi dan kehilangan bahan baku dalam transportasi. Bahan baku berupa glukosa didapatkan dari PT. Associated British Budi dan asam nitrat dari PT. Multi Nitrotama Kimia, dimana kedua pabrik tersebut berada di daerah Karawang Jawa Barat.

2. Transportasi

Daerah yang dipilih sebagai tempat untuk mendirikan pabrik memiliki pengaruh yang sangat besar dari segi perekonomian pabrik, karena berpengaruh terhadap pengiriman bahan baku juga pendistribusian produk. Pemilihan lokasi pabrik di daerah Karawang, Jawa Barat memenuhi pertimbangan diatas karena lokasi dekat dengan pasar atau target market utama produk asam oksalat dihidrat yaitu industri pengolahan logam. Lokasi pabrik berdekatan dengan pertemuan jalan menuju jakarta (tol Cikarang Utama), Bandung (tol Cipularang) dan Cirebon (tol Cipali) sehingga memudahkan transportasi darat untuk menuju bandara dan pelabuhan serta sentra perindustrian.

3. Ketersediaan Utilitas

Ketersediaan sarana prasarana seperti air dan listrik mudah didapatkan sebab lokasi yang dipilih merupakan kawasan industri.

Tenaga listrik akan disuplai dari PLN dan generator apabila terjadi gangguan listrik dan sumber air berasal dari Sungai Cibeet dengan debit air 20-40 m³/detik, sedangkan sumber air baku didapatkan dari Saluran Induk Tarum Timur Desa Dawuan Barat Cikampek.

4. Tenaga Kerja

Lokasi pabrik yang dipilih dekat dengan sarana pendidikan dan pelatihan, sehingga untuk memenuhi kebutuhan tenaga kerja tidak mengalami kesulitan. Jumlah angkatan kerja di Kabupaten Karawang pada Februari 2022 berjumlah 24,82 juta orang (karawangkab.bps.go.id), sehingga memudahkan untuk mendapatkan tenaga kerja lokal baik tenaga kerja belum terdidik maupun tenaga kerja ahli.

II. PEMILIHAN DAN URAIAN PROSES

Asama oksalat merupakan senyawa kimia dengan rumus $H_2C_2O_4$ dan memiliki nama sistematis asam etanadioat. Pada industri manufaktur, asam oksalat diproduksi dalam bentuk kristal dihidrat $((COOH)_2 \cdot 2H_2O)$. Asam oksalat disintesa pertama kali pada tahun 1776 oleh Scheele dengan mengoksidasi asam nitrat dan gula.

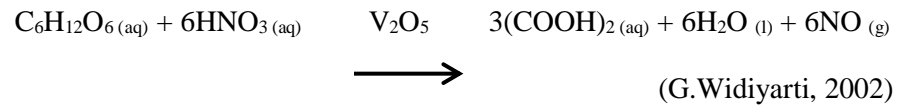
A. Jenis Proses

Jenis-jenis proses pembuatan asam oksalat adalah sebagai berikut:

1. Proses Oksidasi Karbohidrat

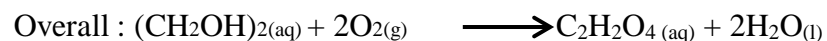
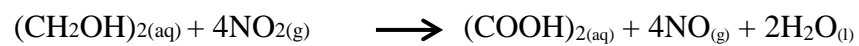
Proses pembuatan asam oksalat dengan menggunakan proses oksidasi karbohidrat banyak digunakan terutama di Negara China dan India. Asam oksalat didapatkan dari proses oksidasi karbohidrat, seperti molase, pati, glukosa, sukrosa dengan asam nitrat. Fruktosa dan glukosa sebagai monosakarida paling cocok digunakan sebagai bahan awal yang nantinya akan dioksidasi menggunakan asam nitrat, sebab penggunaan bahan baku molase dan pati harus dihidrolisis terlebih dahulu agar bentuknya lebih sederhana menjadi monosakarida seperti glukosa.

Glukosa akan dioksidasi menggunakan asam nitrat dengan katalis vanadium pentaoksida. Kondisi proses ini yaitu pada suhu 66-71°C. dan tekanan 1 atm. Berikut merupakan reaksi pembentukan asam oksalat yang menggunakan proses oksidasi karbohidrat.



2. Proses Etilen Glikol

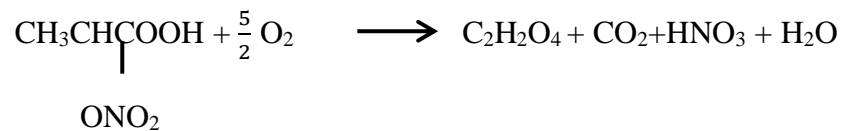
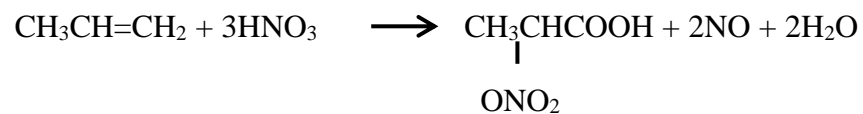
Asam oksalat juga diperoleh dari hasil oksidasi etilen glikol dan asam nitrat. Pembuatan asam oksalat dengan proses etilen glikol hampir sama dengan proses karbohidrat, hanya saja tidak ada proses hidrolisis pada pengolahan bahan bakunya. Mitsubishi Gas Chemical di Jepang menerapkan proses ini dalam pembuatan asam oksalat dengan kapasitas 12.000 Ton/Tahun. Pada proses oksidasi etilen glikol dilakukan pencampuran asam nitrat 60% dengan 0,001-0,1% vanadium pentoksida. Suhu prosesnya yaitu 80°C dan tekanan 0,3 MPa. Yield asam oksalat yang diperoleh dari proses ini sebesar 90%. Reaksi pada proses ini yaitu sebagai berikut:



Etilen Glikol Air Asam Oksalat Air

3. Proses Propilen

Pada tahun 1978, produksi asam oksalat sebesar 65.000 ton/tahun di seluruh dunia menggunakan reaksi ini. Pada tahun 1990 proses pembuatan asam oksalat dengan metode ini hanya digunakan oleh Rhdpne-Poulenc. Reaksi pembuatan asam oksalat dengan proses propilen adalah sebagai berikut.



Langkah pertama proses propilen yaitu pembentukan α -nitratolactic dari propilena 50-75% yang direaksikan dengan asam nitrat pada suhu 10-40°C dan rasio molar terhadap propilena berkisar antara 0,01 sampai 0,5. Asam α -nitratolactic yang terbentuk dioksidasi oleh oksigen pada suhu 45- 100°C dengan menggunakan katalis untuk menghasilkan asam oksalat. Propilena terkonversi sebanyak 77,5% dan yield asam oksalat yang didapatkan adalah >90%.

B. Pemilihan Proses

1. Tinjauan Ekonomi

Berdasarkan proses yang telah di uraikan di atas maka dapat kita bandingkan dari segi tinjauan ekonomi sebagai berikut:

Tabel 2.1 Harga Bahan Baku dan Produk

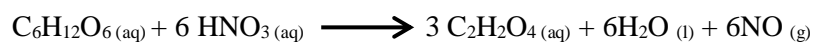
Komponen	Rumus Kimia	BM	Harga
		(kg/kmol)	Rupiah
Glukosa	C ₆ H ₁₂ O ₆	180	8.650,06
Asam nitrat	HNO ₃	63	3.844,08
Asam oksalat	C ₂ H ₂ O ₄	90	58.977,68
Nitrogen Monoksida	NO	30	29.214,97
Air	H ₂ O	18	0
Etilen glikol	C ₂ H ₆ O ₂	62	12.424,64
Oksigen	O ₂	32	0
Propilen	C ₃ H ₆	42	39.318,45
Karbondioksida	CO ₂	44	15.727,38

Sumber : www.alibaba.com 03 Desember 2022

www.icis.com 03 Desember 2022

-.Proses Oksidasi Karbohidrat

Reaksi :



A

B

C

D

E

Komponen	Mula-mula	Bereaksi	Sisa
A	n_{Ao}	$-n_{Ao} \cdot X$	$n_A = n_{Ao} - n_{Ao} \cdot X$
B	n_{Bo}	$-6n_{Ao} \cdot X$	$n_B = n_{Bo} - 6n_{Ao} \cdot X$
C	n_{Co}	$+3n_{Ao} \cdot X$	$n_C = n_{Co} + 3n_{Ao} \cdot X$
D	n_{Do}	$+6n_{Ao} \cdot X$	$n_D = n_{Do} + 6n_{Ao} \cdot X$
E	n_{Eo}	$+6n_{Ao} \cdot X$	$n_E = n_{Eo} + 6n_{Ao} \cdot X$

$$\text{Konversi (X)} = 80\%$$

Jika terbentuk 1 kg Asam Oksalat, maka :

$$n_{C_2H_2O_4} = \frac{m_{C_2H_2O_4}}{BM_{C_2H_2O_4}} = \frac{1 \text{ kg}}{90 \text{ kg/mol}} = 0,01111 \text{ kmol}$$

Dimana :

$$n_{C_2H_2O_4} = n_C$$

$$n_C = n_{Co} + 3n_{Ao} \cdot X$$

$$0,01111 \text{ kmol} = 0 + 3n_{Ao} (0,80)$$

$$3n_{Ao} = 0,01389 \text{ kmol}$$

$$n_{Ao} = 0,00463 \text{ kmol}$$

$$m_{Ao} = n_{Ao} \times BM_A = 0,00463 \text{ kmol} \times 180 \text{ kg/kmol}$$

$$m_{C_6H_{12}O_6} = 0,83333 \text{ kg}$$

$$\text{Harga } C_6H_{12}O_6 = 0,83333 \text{ kg} \times \text{Rp. } 8.650,06/\text{kg} = \text{Rp. } 7.208,38$$

$$n_{Bo} = n_{Ao} \times 6 = 0,02778 \text{ kmol}$$

$$m_{Bo} = n_{Bo} \times BM_B = 0,02778 \text{ kmol} \times 63 \text{ kg/kmol}$$

$$m_{HNO_3} = 1,75 \text{ kg}$$

$$\text{Harga } HNO_3 = 1,75 \text{ kg} \times \text{Rp. } 3.844,08/\text{kg} = \text{Rp. } 6.727,14$$

$$n_{NO} = n_E$$

$$nE = nEo + 6nAo.X$$

$$nE = 0 + 6 (0,00463 \text{ kmol}) (0,80)$$

$$nE = 0,02224 \text{ kmol}$$

$$mE = nE \times BM E = 0,02222 \text{ kmol} \times 30 \text{ kg/kmol}$$

$$m NO = 0,66672 \text{ kg}$$

$$\text{Harga NO} = 0,66672 \text{ kg} \times \text{Rp. } 29.214,97/\text{kg} = \text{Rp. } 19.478,21$$

Potensi Ekonomi

$$EP = \text{Nilai produk} - \text{Biaya bahan baku} \quad (\text{Smith, R. 2005})$$

$$= (\text{Rp. } 58.977,68 + \text{Rp. } 19.478,21) - (\text{Rp. } 7.208,38 +$$

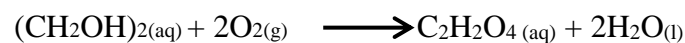
$$\text{Rp. } 6727,14)$$

$$= \text{Rp. } 64.520,37$$

Jadi, keuntungan yang didapat dari kegiatan produksi asam oksalat menggunakan proses oksidasi karbohidrat adalah Rp.64.520,37/ kg.

-.Proses Etilen Glikol

Reaksi :



A

B

C

D

Komponen	Mula-mula	Bereaksi	Sisa
A	nAo	-nAo.X	nA= nAo-nAo.X
B	nBo	-2nAo.X	nB= nBo-2nAo.X
C	nCo	+nAo.X	nC= nCo+nAo.X

D	nDo	+2nAo.X	nD= nDo+2nAo.X
---	-----	---------	----------------

Konversi (X) = 90%

Jika terbentuk 1 kg Asam Oksalat, maka :

$$n \text{ C}_2\text{H}_2\text{O}_4 = \frac{m \text{ C}_2\text{H}_2\text{O}_4}{\text{BM C}_2\text{H}_2\text{O}_4} = \frac{1 \text{ kg}}{90 \text{ kg/mol}} = 0,01111 \text{ kmol}$$

Dimana :

$$n \text{ C}_2\text{H}_2\text{O}_4 = nC$$

$$nC = nCo + nAo.X$$

$$0,01111 \text{ kmol} = 0 + nAo (0,90)$$

$$nAo = 0,01235 \text{ kmol}$$

$$mAo = nAo \times \text{BM A} = 0,01235 \text{ kmol} \times 62 \text{ kg/kmol}$$

$$m \text{ C}_2\text{H}_6\text{O}_2 = 0,76543 \text{ kg}$$

$$\text{Harga C}_2\text{H}_6\text{O}_2 = 0,76543 \text{ kg} \times \text{Rp.12.424,64/kg} = \text{Rp.9.510,21}$$

Potensi Ekonomi

$$EP = \text{Nilai produk} - \text{Biaya bahan baku} \quad (\text{Smith,R. 2005})$$

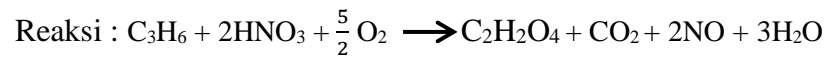
$$= \text{Rp. 58.977,68} - \text{Rp. 9.510,21}$$

$$= \text{Rp. 49.467,47}$$

Jadi, keuntungan yang didapat dari kegiatan produksi asam oksalat dengan menggunakan proses etilen glikol adalah Rp.

Rp. 49.467,47/ kg.

-. Proses Propilen



A B C D E F G

Komponen	Mula-mula	Bereaksi	Sisa
A	nAo	-nAo.X	nA= nAo-nAo.X
B	nBo	-2nAo.X	nB= nBo-2nAo.X
C	nCo	-5/2nAo.X	nC= nCo-5/2nAo.X
D	nDo	+nAo.X	nD= nDo+nAo.X
E	nEo	+nAo.X	nE= nEo+nAo.X
F	nFo	+2nAo.X	nF= nFo+2nAo.X
G	nGo	+3nAo.X	nG= nGo+3nAo.X

Konversi (X) = 90%

Basis : 1 kg Asam Oksalat

Jika terbentuk 1 kg Asam Oksalat, maka :

$$n \text{ C}_2\text{H}_2\text{O}_4 = \frac{m \text{ C}_2\text{H}_2\text{O}_4}{\text{BM C}_2\text{H}_2\text{O}_4} = \frac{1 \text{ kg}}{90 \text{ kg/mol}} = 0,01111 \text{ kmol}$$

Dimana :

$$n \text{ C}_2\text{H}_2\text{O}_4 = nD$$

$$nD = nDo + nAo.X$$

$$0,01111 \text{ kmol} = 0 + nAo (0,90)$$

$$nAo = 0,01235 \text{ kmol}$$

$$mAo = nAo \times \text{BM A} = 0,01235 \text{ kmol} \times 42 \text{ kg/kmol}$$

$$m \text{ C}_3\text{H}_6 = 0,51852 \text{ kg}$$

$$\text{Harga C}_3\text{H}_6 = 0,51852 \text{ kg} \times \text{Rp. } 39.318,45/\text{kg} = \text{Rp. } 20.387,34$$

$$n_{Bo} = n_{Ao} \times 2 = 0,02469 \text{ kmol}$$

$$m_{Bo} = n_{Bo} \times \text{BM B} = 0,02469 \text{ kmol} \times 63 \text{ kg/kmol}$$

$$m \text{ HNO}_3 = 1,55556 \text{ kg}$$

$$\text{Harga HNO}_3 = 1,55556 \text{ kg} \times \text{Rp.3.844,08/kg} = \text{Rp.5.979,68}$$

$$n_{CO_2} = n_E$$

$$n_E = n_{Eo} + n_{Ao} \cdot X$$

$$n_E = 0 + [(0,01235 \text{ kmol}) (0,90)]$$

$$n_E = 0,01112 \text{ kmol}$$

$$m_E = n_E \times \text{BM E} = 0,01112 \text{ kmol} \times 44 \text{ kg/kmol}$$

$$m \text{ CO}_2 = 0,48906 \text{ kg}$$

$$\text{Harga CO}_2 = 0,48906 \text{ kg} \times \text{Rp.15.727,38/kg} = \text{Rp.14.287,87}$$

$$n_{NO} = n_F$$

$$n_F = n_{Fo} + 2n_{Ao} \cdot X$$

$$n_F = 0 + 2 (0,01235 \text{ kmol}) (0,90)$$

$$n_F = 0,02223 \text{ kmol}$$

$$m_F = n_F \times \text{BM F} = 0,02223 \text{ kmol} \times 30 \text{ kg/kmol}$$

$$m \text{ NO} = 0,66690 \text{ kg}$$

$$\text{Harga NO} = 0,66690 \text{ kg} \times \text{Rp. 29.214,97/kg} = \text{Rp.19.483,46}$$

Potensi Ekonomi

$$EP = \text{Nilai produk} - \text{Biaya bahan baku} \quad (\text{Smith,R. 2005})$$

$$= (\text{Rp.58.977,68} + \text{Rp.19.483,46} + \text{Rp.14.287,87}) -$$

$$(\text{Rp.20.387,34} + \text{Rp.5.979,68})$$

= Rp. 66.381,99

Jadi, keuntungan yang didapat dari kegiatan produksi asam oksalat menggunakan proses propilen adalah Rp.66.381,99/ kg.

2. Berdasarkan Tinjauan Termodinamika

Reaksi berjalan eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dengan meninjau panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada 25°C . Nilai ΔH menunjukkan panas reaksi yang dihasilkan selama proses berlangsungnya reaksi kimia. Nilai ΔH positif (+) menunjukkan bahwa dibutuhkan panas untuk berlangsungnya reaksi. Semakin besar nilai H, maka energi yang dibutuhkan akan semakin besar. Jika nilai H bernilai negatif (-) menunjukkan bahwa selama proses berlangsungnya reaksi, reaksi tersebut menghasilkan panas atau disebut juga dengan eksotermis.

Energi Gibbs (ΔG°) menunjukkan apakah reaksi dapat berlangsung secara spontan atau tidak. ΔG° bernilai positif (+) menunjukkan bahwa reaksi tidak dapat berlangsung secara spontan, sehingga membutuhkan energi dari luar sistem. Jika nilai ΔG° negatif, maka hal ini menunjukkan bahwa reaksi berlangsung secara spontan dan hanya membutuhkan sedikit energi. Diketahui data energi pembentukan (ΔH_f°) dan Data ΔG° pada 25°C untuk masing – masing komponen :

Tabel 2.2. Data ΔH_f° dan ΔG° pada 25°C

Komponen	Rumus Kimia	ΔH_f°	ΔG°
		(kJ/mol)	(kJ/mol)
Glukosa	C ₆ H ₁₂ O ₆	-1262,2	-915,9
Asam nitrat	HNO ₃	0	-111,25
Asam oksalat	C ₂ H ₂ O ₄	-723,7	-661
Nitrogen Monoksida	NO	90,25	86,55
Air	H ₂ O	-285,83	-237,129
Etilen glikol	C ₂ H ₆ O ₂	-454,8	-323,08
Oksigen	O ₂	-11,7	16,4
Propilen	C ₃ H ₆	19,71	62,205
Karbondioksida	CO ₂	-393,509	-394,359

(Sumber : Yaws, 1999 & Smith, J.M., Ed.8th, 2018, Appx. C)

Tabel 2.3 Nilai Kapasitas panas komponen pada suhu operasi

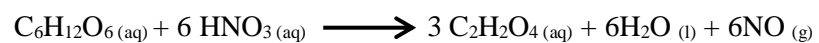
Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$					Suhu (J/mol.K)		
	A	B	C	D	E	341,15	353,15	343,15
C ₆ H ₁₂ O ₆	4,1526	-0,00107	0,000017399	-	-	-4,67693	-6,52E-00	7,07E+02
HNO ₃	214,478	-0,76762	0,001497	-3,02081E-07	-	114,8364	116,787	60427,5017
C ₂ H ₂ O ₄	42,714	1,0293	0,0019712	1,497-06	-	682,7195	717,991	80105,8501
NO	33,227	-0,02363	0,000053156	-3.79E-04	9.12E-08	29,9739	29,987	2171,5682
H ₂ O	92,053	-0,03995	-0,000211	0,000000535	-	75,092084	75,174	-8427,051
C ₂ H ₆ O ₂	75,878	0,64182	-0,001649	-1,694E-06	-	170,13083	171,44	-66278
O ₂	46,432	0,39506	-0,007052	3,99E-05	-	944,52554	1063,6	-283161,1

C ₃ H ₆	54,718	0,34512	-0,001632	3,876E-06	-	136,44981	143,81	-65593,58
CO ₂	- 338,956	5,2796	-0,023279	3,598E-05	-	181,44823	206,97	-937698

Sumber : Yaws, 1999

-. Proses Oksidasi Karbohidrat

Reaksi :



Glukosa Asam Nitrat Asam Oksalat + Air + Nitrogen Monoksida

- Pada kondisi standar (T = 298,15 K)

$$\begin{aligned} \Delta H_{f298}^{\circ} &= H \text{ produk} - H \text{ reaktan} \\ &= [(3(-723,7) + 6(-285,83) + 6(-90,25))] - \\ &\quad [(-1262,2) + 6(0)] \\ &= -3165,38 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta G_{298}^{\circ} &= \Delta G^{\circ} \text{ produk} - \Delta G^{\circ} \text{ reaktan} \\ &= [(3(-661) + 6(-237,129) + 6(86,55))] - [(-915,9) + \\ &\quad 6(-111,25)] \\ &= -1303,07 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

- Pada kondisi operasi (T = 341,15 K, P = 1 atm)

$$\begin{aligned} \Delta C_p &= \sum_i v_i C_{p_i} && \text{(Smith et al., 2001)} \\ &= (v_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} C_{p_{\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}}) + (v_{\text{HNO}_3} C_{p_{\text{HNO}_3}}) \\ &\quad + (v_{\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4} C_{p_{\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4}}) + (v_{\text{H}_2\text{O}} C_{p_{\text{H}_2\text{O}}}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
& + (v_{\text{NO}} C_{p\text{NO}}) \\
= & (1 \times (-4,67693) \text{ J/mol.K}) + (6 \times 114,8364 \\
& \text{ J/mol.K}) + (3 \times 682,71958 \text{ J/mol.K}) + (6 \times \\
& 75,092084 \text{ J/mol.K}) + (6 \times 29,9739 \text{ J/mol.K}) \\
= & 3362,9 \text{ J/mol.K} = 3,3629 \text{ KJ/mol.K}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H & = \Delta H^0 + \Delta C_p (T - T_0) \quad (\text{Smith et al., 2001}) \\
& = -3165,38 \text{ kJ/mol} + [3,3629 \text{ kJ/mol.K} \times (341,15 \text{ K} \\
& - 298,15 \text{ K})] \\
& = -3020,7750 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Menghitung ΔG

Dengan konstanta kesetimbangan pada kondisi standar diperoleh:

$$\begin{aligned}
K_{c1} & = e^{-\Delta G^0/RT} \quad (\text{Bird, 1987}) \\
& = e^{-\frac{1303,07 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \text{ kJ/mol.K} \cdot 298,15 \text{ K}}} \\
& = 1,998 \cdot 10^{228}
\end{aligned}$$

Maka, konstanta kesetimbangan pada kondisi operasi dapat diperoleh:

$$\begin{aligned}
\ln \frac{K_{c1}}{K_{c2}} & = \frac{\Delta H^0}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (\text{Bird, 1987}) \\
\ln \frac{1,998 \cdot 10^{228}}{K_{c2}} & = \frac{-3020,7750 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \text{ kJ/mol.K}} \left(\frac{1}{341,15 \text{ K}} - \frac{1}{298,15 \text{ K}} \right) \\
\ln \frac{1,998 \cdot 10^{228}}{K_{c2}} & = 153,6019 \\
\frac{1,998 \cdot 10^{228}}{K_{c2}} & = e^{153,6019}
\end{aligned}$$

$$\frac{1,998 \cdot 10^{228}}{K_{c2}} = 5,1106 \cdot 10^{66}$$

$$K_{c2} = \frac{1,998 \cdot 10^{228}}{5,1106 \cdot 10^{66}}$$

$$= 3,9104 \cdot 10^{161}$$

$$\Delta G = \Delta G^0 + RT \ln K_c \quad (\text{Bird, 1987})$$

$$= -1303,07 \text{ kJ/mol} + \left(0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \cdot \text{K} \cdot 341,15 \text{ K} \cdot \ln 3,9104 \cdot 10^{161}\right)$$

$$= -247,7301 \text{ kJ/mol}$$

Keterangan:

ΔG^0 = energi bebas gibbs reaksi standar (kJ/mol)

ΔG = energi bebas gibbs reaksi (kJ/mol)

ΔG_f^0 = energi bebas gibbs pembentukan standar (kJ/mol)

ΔH^0 = entalpi reaksi standar (kJ/mol)

ΔH = entalpi reaksi (kJ/mol)

ΔH_f^0 = entalpi pembentukan molar standar (kJ/mol).

T = suhu (K)

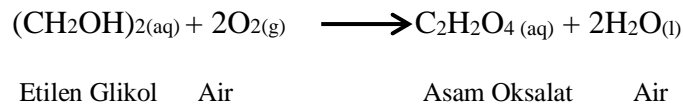
R = tetapan gas ideal (8,314 J/mol.K)

K_c = konstanta kesetimbangan

v = koefisien reaksi

C_p = kapasitas panas (kJ/mol.K)

-. Proses Etilen Glikol



- Pada kondisi standar (T = 298,15 K)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{f298}^{\circ} &= H \text{ produk} - H \text{ reaktan} \\
 &= [(-723,7) + 2(-285,83)] - [(-454,8) + 2(-11,7)] \\
 &= -817,16 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta G_{298}^{\circ} &= \Delta G^{\circ} \text{ produk} - \Delta G^{\circ} \text{ reaktan} \\
 &= [(-661) + 2(-237,129)] - [(-323,08) + 2(16,4)] \\
 &= -844,98 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

- Pada kondisi operasi (T = 353,15 K, P = 3 atm)

$$\begin{aligned}
 \Delta C_p &= \sum_i v_i C_{p_i} && \text{(Smith et al., 2001)} \\
 &= (v_{(\text{CH}_2\text{OH})_2} C_{p_{(\text{CH}_2\text{OH})_2}}) + (v_{\text{O}_2} C_{p_{\text{O}_2}}) \\
 &\quad + (v_{\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4} C_{p_{\text{C}_2\text{H}_2\text{O}_4}}) + (v_{\text{H}_2\text{O}} C_{p_{\text{H}_2\text{O}}}) \\
 &= (1 \times 171,44 \text{ J/mol.K}) + (2 \times 1063,6 \text{ J/mol.K}) + \\
 &\quad (717,99 \text{ J/mol.K}) + (2 \times 75,174 \text{ J/mol.K}) \\
 &= 3167,0185 \text{ J/mol.K} = 3,1670185 \text{ KJ/mol.K}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H = \Delta H^{\circ} + \Delta C_p (T - T_0) \quad \text{(Smith et al., 2001)}$$

$$\begin{aligned}
&= -817,16 \text{ kJ/mol} + [3,1670185 \text{ kJ/mol.K} \times \\
&\quad (353,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K})] \\
&= -642,9740 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Menghitung ΔG

Dengan konstanta kesetimbangan pada kondisi standar diperoleh:

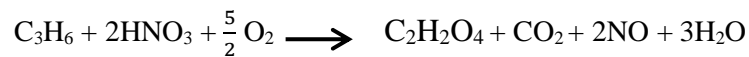
$$\begin{aligned}
K_{c1} &= e^{-\Delta G^0/RT} && \text{(Bird, 1987)} \\
&= e^{-\frac{-844,98 \text{ kJ/mol}}{0,00834 \text{ kJ/mol.K} \cdot 298,15 \text{ K}}} \\
&= 1,101 \cdot 10^{148}
\end{aligned}$$

Maka, konstanta kesetimbangan pada kondisi operasi dapat diperoleh:

$$\begin{aligned}
\ln \frac{K_{c1}}{K_{c2}} &= \frac{\Delta H^0}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) && \text{(Bird, 1987)} \\
\ln \frac{1,101 \cdot 10^{148}}{K_{c2}} &= \frac{-642,9740 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \text{ kJ/mol.K}} \left(\frac{1}{353,15 \text{ K}} - \frac{1}{298,15 \text{ K}} \right) \\
\ln \frac{1,101 \cdot 10^{148}}{K_{c2}} &= 40,3972 \\
\frac{1,101 \cdot 10^{148}}{K_{c2}} &= e^{40,3972} \\
\frac{1,101 \cdot 10^{148}}{K_{c2}} &= 3,502 \cdot 10^{17} \\
K_{c2} &= \frac{1,101 \cdot 10^{148}}{3,502 \cdot 10^{17}} \\
&= 3,15 \cdot 10^{130}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta G &= \Delta G^0 + RT \ln K_c && \text{(Bird, 1987)} \\
 &= -844,98 \text{ kJ/mol} + (0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \cdot \text{K} \cdot 353,15 \text{ K} \cdot \\
 &\quad \ln 3,15 \cdot 10^{130}) \\
 &= 37,2638 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

- . Proses Propilen



- Pada kondisi standar (T = 298,15 K)

$$\begin{aligned}
 \Delta H^{\circ}_{298} &= H \text{ produk} - H \text{ reaktan} \\
 &= [(-723,7) + (-393,509) + (2(90,25) + 3 (-285,83))] \\
 &\quad - [(19,71) + 2(0) + 5/2(-11,7)] \\
 &= -1784,66 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta G^{\circ}_{298} &= \Delta G^{\circ} \text{ produk} - \Delta G^{\circ} \text{ reaktan} \\
 &= [(-661) + (-394,359) + (2(86,55) + 3 (-237,129))] \\
 &\quad - [(62,205) + 2(-111,25) + 5/2(-16,4)] \\
 &= -1392,351 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

- Pada kondisi operasi (T = 343,15 K, P = 3 atm)

$$\begin{aligned}
 \Delta C_p &= \sum_i v_i C_{p_i} && \text{(Smith et al., 2001)} \\
 &= (v_{C_3H_6} C_{p_{C_3H_6}}) + (v_{HNO_3} C_{p_{HNO_3}}) + (v_{O_2} C_{p_{O_2}}) \\
 &\quad + (v_{C_2H_2O_4} C_{p_{C_2H_2O_4}}) + (v_{CO_2} C_{p_{CO_2}}) \\
 &\quad + (v_{NO} C_{p_{NO}}) + (v_{H_2O} C_{p_{H_2O}})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= (1 \times -65593,58 \text{ J/mol.K}) + (2 \times 60427,502 \\
&\text{ J/mol.K}) + \left(\frac{5}{2} \times -283161,1 \text{ J/mol.K}\right) + \\
&(80105,85 \text{ J/mol.K}) + (-937698 \text{ J/mol.K}) + \\
&(2 \times 2171,5682 \text{ J/mol.K}) + (3 \times -8427,051 \\
&\text{ J/mol.K}) \\
&= -1531172 \text{ J/mol.K} = -1531,172 \text{ kJ/mol.K}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H &= \Delta H^0 + \Delta C_p (T - T_0) \quad (\text{Smith et al., 2001}) \\
&= -1784,66 \text{ kJ/mol} + [-1531,172 \text{ kJ/mol.K} \times (343,15 \\
&\text{ K} - 298,15 \text{ K})] \\
&= -70687,38 \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Menghitung ΔG

Dengan konstanta kesetimbangan pada kondisi standar diperoleh:

$$\begin{aligned}
K_{c1} &= e^{-\Delta G^0/RT} \quad (\text{Bird, 1987}) \\
&= e^{-\frac{-1392,351 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \text{ kJ/mol.K} \cdot 298,15 \text{ K}}} \\
&= 8,77 \cdot 10^{243}
\end{aligned}$$

Maka, konstanta kesetimbangan pada kondisi operasi dapat diperoleh:

$$\ln \frac{K_{c1}}{K_{c2}} = \frac{\Delta H^0}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (\text{Bird, 1987})$$

$$\ln \frac{8,77 \cdot 10^{243}}{K_{c2}} = \frac{-70687,38 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \text{ kJ/mol.K}} \left(\frac{1}{343,15 \text{ K}} - \frac{1}{298,15 \text{ K}} \right)$$

$$\ln \frac{8,77 \cdot 10^{243}}{K_{c2}} = 373,6036$$

$$\frac{8,77 \cdot 10^{243}}{K_{c2}} = e^{373,6036}$$

$$\frac{8,77 \cdot 10^{243}}{K_{c2}} = 1,79 \cdot 10^{162}$$

$$K_{c2} = \frac{8,77 \cdot 10^{243}}{1,79 \cdot 10^{162}}$$

$$= 4,886 \cdot 10^{81}$$

$$\Delta G = \Delta G^0 + RT \ln K_c \quad (\text{Bird, 1987})$$

$$= -1392,351 \text{ kJ/mol} + \left(0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \cdot \text{K} \cdot 343,15 \text{ K} \cdot \right.$$

$$\left. \ln 4,886 \cdot 10^{81} \right)$$

$$= -855,7235 \text{ kJ/mol}$$

Perbandingan proses pembuatan asam oksalat berdasarkan uraian diatas dapat dilihat pada tabel 2.3 berikut.

Tabel 2.4 Perbandingan Proses-Proses Pembuatan Asam Oksalat

Keterangan	Proses Oksidasi Karboidrat	Proses Etilen Glikol	Proses Propilen
Bahan Baku	Glukosa	Etilen glikol	Propilen
	HNO ₃	O ₂	HNO ₃
			O ₂
Katalis	V ₂ O ₅	V ₂ O ₅	-

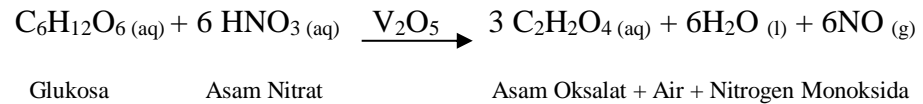
Kondisi Operasi	T = 68°C	T = 80°C	T = 72°C
	P = 1 atm	P = 3 atm	P = 3 atm
Yield Produk (%)	76	90	90
Purity (%)	99	96	96
$\Delta H_f^{\circ}_{298}$ (kJ/mol)	-2082,38	-817,16	-1784,66
$\Delta H_f^{\circ}_{Operasi}$ (kJ/mol)	-3020,7750	-642,9740	-70687,38
ΔG°_{298} (kJ/mol)	-1303,07	-844,98	-1474,35
$\Delta G^{\circ}_{Operasi}$ (kJ/mol)	-247,7301	37,2638	-855,7235
Keuntungan/kg	Rp.64.520,37	Rp. 49.467,47	Rp.66.381,99

Berdasarkan data dari Tabel 2.3 maka proses oksidasi karbohidrat dengan asam nitrat dipilih untuk pembuatan asam oksalat dihidrat, dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Tekanan dan suhu operasi proses oksidasi karbohidrat lebih rendah dibanding dengan proses lain.
- Keuntungan produksi per-kg produk tinggi
- Bahan baku mudah didapatkan dan lebih murah.

C. Uraian Proses

Asam oksalat diproduksi menggunakan proses oksidasi karbohidrat dengan mereaksikan glukosa dengan asam nitrat menggunakan katalis vanadium pentaoksida di dalam RATB. Reaksi yang terjadi di reaktor berlangsung pada fase cair-cair dengan temperatur 68°C dan tekanan 1 atm dengan konversi sebesar 76%. Reaksi yang terjadi di reaktor adalah :



Produksi asam oksalat dengan proses oksidasi karbohidrat menggunakan bahan baku glukosa dan asam nitrat dilakukan melalui 3 tahapan proses yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap pembentukan asam oksalat
3. Tahap pemurnian produk

Uraian tiap tahap proses adalah sebagai berikut:

1. Tahap persiapan bahan baku

Bahan baku berupa Glukosa ($\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$) 60% dari tangki penyimpanan glukosa (ST-101) bersuhu 30°C dipompa ke dalam Heat Exchanger (HT-101) untuk dipanaskan sampai 68°C kemudian dialirkan ke dalam Reaktor-1 (RE-201). Asam nitrat (HNO_3) 58% dari tangki penyimpanan asam nitrat (ST-102) dipompa ke dalam Mixer Tank (M-101). Katalis vanadium pentaoksida 99% dari bin katalis (GD-101) dengan kondisi operasi bin dan tangki pada 30°C dan tekanan 1 atm di pompa ke dalam Mixer Tank (M-101).

HNO_3 dan katalis V_2O_5 kemudian dicampur di dalam Mixer Tank (M-101) agar fasa umpan ke dalam reaktor RATB menjadi homogen. Setelah tercampur kemudian dipompa ke Heat Exchanger (HT-102) untuk dipanaskan sampai 68°C kemudian dialirkan ke

dalam Reaktor-1 (RE-201). Campuran larutan HNO_3 dengan katalis V_2O_5 diumpankan ke dalam reaktor-1 (RE-201) untuk direaksikan dengan glukosa.

2. Tahap pembentukan produk

Sintesis produk untuk menghasilkan asam oksalat terjadi di dalam reaktor (R-201). Reaksi berjalan pada fase cair-cair di dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dengan bantuan katalis V_2O_5 . Reaktor dirancang untuk beroperasi pada suhu 68°C dan tekanan 1 atm. Besarnya yield asam oksalat 76%. Reaksi bersifat eksotermis, untuk itu agar suhu reaksi dapat dijaga konstan maka pada reaktor dipasang koil pendingin.

Produk keluaran reaktor adalah gas nitrogen monoksida dan liquid yang terdiri dari asam oksalat, air, sisa reaktan dari glukosa dan asam nitrat serta katalis V_2O_5 . Selanjutnya produk keluaran reaktor berupa cairan dipompa menuju evaporator, sedangkan gas NO akan di masukkan ke dalam unit pengolahan limbah.

3. Tahap pemurnian produk

Pemurnian produk terdiri dari pengkristalan asam oksalat dan pengeringan. Cairan hasil keluaran reaktor (R-201) terdiri atas asam oksalat, air, sisa reaktan dan katalis vanadium pentaoksida. Katalis dipisahkan terlebih dahulu menggunakan *decanter* (D-301). Mother liquor yang sudah dipisahkan dengan katalisnya selanjutnya dipekatkan menggunakan evaporator hingga kelarutan asam oksalat 13,328 g/100 g H_2O pada suhu 100°C . Liquid yang sudah

dipekatkan selanjutnya dipompa menuju *Crystallizer* (CR-301) yang beroperasi pada suhu 23°C untuk menghasilkan kristal asam oksalat.

Keluaran dari CR-301 dipompa menuju Centrifuge (CF-301) untuk memisahkan antara kristal yang terbentuk dengan larutan asam oksalat yang tidak berubah menjadi kristal. Mother liquor keluaran Centrifuge (CF-301) akan diumpankan kembali ke dalam evaporator, sedangkan kristal asam oksalat ditransportasikan menuju Rotary Dryer (RD-01) untuk menghilangkan kadar H₂O sehingga akan menghasilkan kristal asam oksalat dihidrat dengan kemurnian 99%. Setelah dikeringkan pada rotary dryer, hasil keluarannya akan disimpan dalam silo storage.

III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

A. Spesifikasi Bahan Baku

1. Glukosa

Rumus molekul	:	$C_6H_{12}O_6$
Wujud	:	Cair
Berat Molekul	:	180 g/mol
Densitas	:	1,35 – 1,45 kg/m ³
pH	:	4,57
Titik didih	:	104°C
Kemurnian dalam persen massa	:	60% $C_6H_{12}O_6$, 40% H_2O (Chen and Chou, 1993)

2. Asam Nitrat

Rumus molekul	:	HNO_3
Wujud	:	Cair
Warna	:	Tidak bewarna
Densitas	:	1,41 g/cm ³ (20°C)
Titik lebur	:	-41,6°C
Titik didih	:	121°C
Kemurnian dalam persen massa	:	58% HNO_3 , 42% H_2O (PT. Multi Nitrotama Kimia)

B. Spesifikasi Bahan Pendukung

Katalis Vanadium Pentaoksida

Rumus molekul	:	V_2O_5
Wujud	:	Bubuk padatan
Warna	:	Kuning tua
Berat Molekul	:	181,88 g/mol
Densitas	:	3,357 g/ cm ³
Titik didih	:	1.750°C
Kelarutan dalam air	:	0,8 g/L (20°C)
Kemurnian dalam persen massa	:	99.9% V_2O_5 . 0.1% pengotor

C. Spesifikasi Produk

Asam Oksalat Dihidrat

Rumus molekul	:	$C_2H_2O_4 \cdot 2H_2O$
Wujud	:	Kristal putih halus
Berat Molekul	:	126 g/mol
pH	:	1,3
Densitas	:	1,653 g/cm ³ (Dihidrat) 1,900 g/cm ³ (Anhidrat)
Titik didih	:	101,5°C
Kelarutan dalam air	:	11 Kg/100 Kg H ₂ O (23°C) 120 Kg/100 Kg H ₂ O (100°C)

Kemurnian dalam persen massa : 99%

(Kirk and Othmer, 1994)

BAB X

KESIMPULAN DAN SARAN

10.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik Asam Oksalat Dihidrat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Proses yang baik digunakan untuk prarancangan pabrik asam oksalat dihidrat ini adalah proses oksidasi karbohidrat. Hal tersebut ditinjau dari konversi yang dihasilkan, lama reaksi dalam reaktor, dan ΔG_{Reaksi} dengan nilai minus yang menandakan proses tersebut menggunakan energi yang kecil sehingga lebih menguntungkan.
2. *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 14,64% dan sesudah pajak sebesar 18,03%.
3. *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak 1,68 tahun.
4. *Break Even Point* (BEP) sebesar 45,12% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 45,12%, yakni batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti berproduksi karena merugi.
5. *Interest Rate of Return* (IRR) sebesar 16,48%, lebih besar dari suku bunga bank saat ini yaitu untuk bank negara 3,50% sedangkan untuk bank swasta 8-

12%, sehingga investor akan lebih memilih untuk menanamkan modalnya ke pabrik ini daripada ke bank.

10.2. Saran

Berdasarkan pertimbangan hasil analisis ekonomi di atas, maka dapat diambil kesimpulan bahwa Prarancangan Pabrik asam oksalat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut

DAFTAR PUSTAKA

Annual Report Industry, 2016. www.nurfarm.com. Diakses pada tanggal 20 Oktober 2016 pukul 15.10 WIB.

Anonimous A, 2016. <http://www.sciencelab.com>. Diakses pada tanggal 25 Februari 2017 pukul: 15:36 WIB.

Anonimous B, 2016. <http://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi/default.aspx>. Diakses pada tanggal 23 Agustus 2016 pukul: 14.00 WIB.

Anonimous D, 2016. *Thermal Oil Heater/ Steam Boiler*.

Anonimous E, 2016. www.jatimprov.go.id. Diakses pada tanggal 26 Oktober 2016 pukul 14:52 WIB.

Anonimous F, 2016. www.watsonmcdaniel.com. Diakses pada tanggal 26 Oktober 2016 pukul 17.50 WIB.

Anonimous G, 2016. www.matches.com. Diakses pada tanggal 14 Desember 2016 pukul 14.37 WIB.

Badan Pusat Statistik, 2016. *Statistic Indonesia*. www.bps.go.id. Indonesia. Diakses 9 Oktober 2016 pukul: 15:39.

Banchero, Julius T., and Walter L. Badger. 1988. *Introduction to Chemical Engineering*. Mc-Graw Hill. New York.

Brown G.George., 1950. *Unit Operation 6^{ed}*. Wiley&Sons. USA.

Brownell Lloyd E. and Young Edwin H., 1959. *Process Equipment Design*. John Wiley & Sons, Inc. New York.

Cheremisinoff, 2002. *Handbook of Water and Wastewater Treatment Technologies*. Butterworth-Heinemann. USA.

Considine, Douglas M., 1974. *Instruments and Controls Handbook 2nd Edition*. Mc-Graw Hill. USA.

Couper, J.R. and Penney W.R., 2005. *Chemical Process Equipment Selection and Design 2nd Edition*. Elsevier Inc. USA.

Coulson J.M., and Richardson J.F., 1983. *Chemical Engineering Volume 2 5th Edition Particle Technology and Separation Process*. Butterworth-Heinemann. Washington.

Coulson J.M., and Richardson J.F., 1999. *Chemical Engineering Volume 1 6th edition Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer*. Butterworth-Heinemann. Washington.

Cox, C., 2004. *Glyphosate*. *Journal of Pesticide Reform/ Winter 2004*. 24, No. 4.

Farmer, Richard W. et al, 1999. *Method For The Manufacture of N-Phosphonomethyl Glycine From N-Phosphonomethyliminodiacetic Catalytic Carbon*. *United State Patent No. 5942643*.

Fields, Donald L., 1991. *Peroxide Process For Producing N-Phosphonomethyl Glycine*. *United States Patent No. 5043475*.

Fogler, H. Scott, 1999. *Elements of Chemical Reaction Engineering* 4th Edition. Butterworth-Heinemann. Washington.

Geankoplis, Christie.J., 1993. *Transport Processes and unit Operation* 3th Edition. Allyn & Bacon Inc. New Jersey.

Google Map, 2016. www.gogle.co.id/maps/place/jawatimur. Diakses pada tanggal 26 Oktober 2016 pukul 15.35 WIB.

Himmeblau, David., 1996. *Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering* 6th Edition. Prentice Hall Inc. New Jersey.

IMF World Economic Outlook (WEO), 2016. Diakses pada tanggal 27 Desember 2016 pukul 19.00 WIB.

Joshi, M.V., 1981. *Process Equipment Design*. Mc. Millan India Limited. New Delhi, Bombay.

Kern, Donald Q., 1950. *Process Heat Transfer*. Mc-Graw-Hill. New York.

Kern, Donald Q., 1983. *Process Heat Transfer*. Mc-Graw-Hill. New York.

Krvegel et al, 1976. *Process For Producing N-Phosphonomethyl Glycine*. United States Patent No. 3954848.

Lang, C., 2005. *Glyphosate Herbicide, The Poison From The Skies*. World Rainforest Movement. Maldonado Montevideo. Uruguay.

McCabe W.L. and Smith J.C., 1985. *Operasi Teknik Kimia*. Erlangga. Jakarta.

Mullin J.W., 2001. *Crystallization 4th Edition. Reed Educational and Professional Publishing Ltd.* Oxford, London.

Naibaho, Waldemar dan Siagian, Parulian, 2012. Upaya Peningkatan Mutu CPO Melalui Analisis Kebutuhan Diarea Stasion Klarifikasi PKS 20 Ton TBS/ jam. Jurnal Visi Vol. 20 No. 3 1070-1099, ISSN 0853-0203.

Perry, Robert H., and Don W. Green. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th edition.* McGraw Hill. New York.

Perry, Robert H., and Don W. Green. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th edition.* McGraw Hill. New York.

Powell, S., 1954. *Water Conditioning for Industry.*Mc-Graw Hill Book Company. New York.

Ramon, Martin, 1991. *Preparation of N-Phosphonomethyl Glycine by Oxidation of N-Phosphonomethyl Iminodiacetic Acid. European Patent Specification* No. 047263B1.

Rase H.F. and Holmes J.R., 1977.*Chemical Reactor Design for Process Plant, Vol. 1st, Principles and Techniques.*John Wiley and Sons. New York.

Reid, C. Robert, 1987. *The Properties of Gases and Liquids 4th Edition.* Mc-Graw Hill, Inc. New york.

Santosa, Galih. 2013. *Hydrant Water.*Galih santosa.adhiatma.blog. Diakses pada 26 November 2016 pukul 13.30 WIB.

- Severn, W.H., 1959. *Steam, air, and Gas Power 5th Edition*. John Willey and Sons, Inc. New York.
- Sinaga, Irmawati, Edia R., dan I Made B., 2009. Kinetika Reaksi Pembuatan Glifosat dari N-PMIDA (*Neophosphonomethyl Iminodiacetic Acid*) dan H₂O₂ dengan Katalisator Pd/Al₂O₃. *Jurnal Rekayasa Proses* Vol. 3, No.2. UGM, Yogyakarta.
- Sinnot, R.K., 2005. *Chemical Engineering Design Vol. 6 4th Edition*. Elsevier. UK.
- Timmerhaus, Klaus D., Max S. Peters, and Ronald E. West. 1991. *Plant Design an Economic for Chemical Engineering 3th edition*. Mc-Graw Hill Book Company. New York.
- Timmerhaus, Klaus D., Max S. Peters, and Ronald E. West. 2002. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th edition*. McGraw-Hill : New York.
- Ulrich.G.D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons Inc. New York.
- Vilbrant, 1959. *Chemical Engineering Plant Design 4th edition*. Mc-Graw Hill. New york.
- Wallas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment*. Butterworth-Heinemann. Washington.
- Wazer, Van, 1976. Process For Producing N-Phosphonomethyl Glycine. United Stated Patent No. 3950402.

Sever, W. H., 1959. *Science*, 56: 309-312. *Power 5th Edition*. John Wiley and

Yaws, Carl L., 1999. *Handbook of Chemical Compound Data for Process Safety*.

Gulf Publishing Company. Huston, Texas