

**PRARANCANGAN PABRIK NITROBENZENA DARI
BENZENA DAN ASAM NITRAT DENGAN KATALIS
ASAM SULFAT KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN
(Tugas Khusus Perancangan Reaktor 201 (RE-201))**

(Skripsi)

Oleh:

METTYANA ORDEVO DEMAYANTI

1615041022



JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK

UNIVERSITAS LAMPUNG

BANDAR LAMPUNG

2023

**PRARANCANGAN PABRIK NITROBENZENA DARI BENZENA
DAN ASAM NITRAT DENGAN KATALIS ASAM SULFAT**

KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

(Perancangan Reaktor (RE-201))

Oleh

Mettyana Ordevo Demayanti

(Skripsi)

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

ABSTRACT

PREDESIGN OF NITROBENZENE PLANT FROM BENZENE AND NITRIC ACID WITH SULFURIC ACID CATALYST CAPACITY 75.000 TONS/YEAR

(Reaktor Design (RE-201))

By

METTYANA ORDEVO DEMAYANTI

A plant to produce nitrobenzene from benzene and nitric acid, is planned to be located at Gresik Industrial Area, East Java Province. The plant is established by considering availability of raw materials, transportation facilities, readily available labor and environmental conditions.

Capacity of the plant is 75.000 tons/year operating 24 hour/day and 330 working days/ year. The plant required 7.023,6841 kg/h of benzene; 5.956,6244 kg/h of nitric acid.

Quantity of labor is around 123 people. The plant is managed as a Limited Liability Company (PT), which is headed by a Director. The company is organized in the form of line and staff structure.

From analysis of the plant economy is obtained:

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	= Rp. 298.674.566.537,-
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	= Rp. 51.119.041.154,-
<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= Rp. 340.793.607.690,-
<i>Break Even Point (BEP)</i>	= 46,87 %
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	= 25,06 %
<i>Pay Out Time after Taxes (POT)_a</i>	= 2,40 tahun
<i>Return on Investment after Taxes (ROI)_a</i>	= 26,85 %
<i>Discounted Cash Flow (DCF)</i>	= 28,01 %

By considering above the summary, it is suitable study further the nitrobenzena plant since plant is profitable and has good prospects.

ABSTRAK

PRARANCANGAN PABRIK NITROBENZENA DAN BENZENA DAN ASAM NITRAT DENGAN KATALIS ASAM SULFAT KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

(Perancangan Reaktor (RE-201))

Oleh

METTYANA ORDEVO DEMAYANTI

Pabrik nitrobenzena berbahan baku benzena dan asam nitrat direncanakan didirikan di Kawasan Industri Gresik, Provinsi Jawa Timur. Pabrik ini berdiri dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja yang mudah didapatkan dan kondisi lingkungan.

Pabrik direncanakan memproduksi Nitrobenzena sebanyak 75.000 ton/tahun, dengan waktu operasi 24 jam/hari, 330 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah Benzena sebanyak 7.023,6841 kg/jam dan Asam Nitrat sebanyak 5.956,6244 kg/jam.

Jumlah karyawan sebanyak 123 orang dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) yang dipimpin oleh seorang direktur. Sistem manajemen perusahaan menggunakan struktur organisasi *line* dan *staff*.

Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	= Rp. 298.674.566.537,-
<i>Working Capital Investment</i> (WCI)	= Rp. 51.119.041.154,-
<i>Total Capital Investment</i> (TCI)	= Rp. 340.793.607.690,-
<i>Break Even Point</i> (BEP)	= 46,87 %
<i>Shut Down Point</i> (SDP)	= 25,06 %
<i>Pay Out Time after Taxes</i> (POT) _a	= 2,40 tahun
<i>Return on Investment after Taxes</i> (ROI) _a	= 26,85 %
<i>Discounted Cash Flow</i> (DCF)	= 28,01 %

Mempertimbangkan paparan di atas, sudah selayaknya pendirian pabrik nitrobenzena ini dikaji lebih lanjut, karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai masa depan yang baik.

Judul Skripsi : **PRARANCANGAN PABRIK NITROBENZENA DARI
BENZENA DAN ASAM NITRAT DENGAN
KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN
(Perancangan Reaktor Nitration (RE-201))**

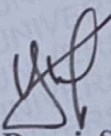
Nama Mahasiswa : Mettyana Ordevo Demayanti

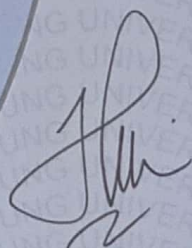
No. Pokok Mahasiswa : 1615041022

Jurusan : Teknik Kimia


Fakultas : Teknik




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


Muhammad Haviz, S.T., M.T.
NIP. 199001282019031015

Ketua Jurusan Teknik Kimia


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

MENGESAHKAN

Tim Penguji

Ketua : Yuli Darni, S.T., M.T.

Sekretaris : Muhammad Haviz, S.T., M.T.

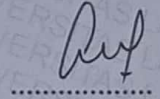
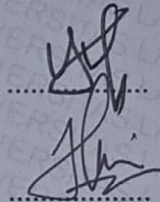
Penguji
Bukan Pembimbing : Lia Lismeri, S.T., M.T

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

Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung

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

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : 21 Juni 2023



SURAT 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



Mettyana Ordevo Demayanti

NPM. 1615041022

RIWAYAT HIDUP



Penulis dilahirkan di Klaten, pada tanggal 6 Juli 1998, sebagai anak ke-dua dari tiga bersaudara, dari pasangan Bapak Slamet Riyadi dan Ibu Titut Widayati. Penulis menyelesaikan pendidikan Taman Kanak-Kanak di TK Pertiwi Dharma Wanita pada Tahun 2004. Sekolah Dasar di SD Negeri 3 Gunung Sugih Raya pada Tahun 2010, Sekolah Menengah Pertama di SMP Negeri 1 Gunung Sugih pada Tahun 2013 dan Sekolah Menengah Atas di SMA Muhammadiyah 1 Klaten pada Tahun 2016.

Pada Tahun 2016, penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui jalur masuk SNMPTN Universitas Lampung 2016.

Pada Tahun 2019, penulis melakukan Kerja Praktek di PT Tanjungenim Lestari *Pulp and Paper*. Unit *Recauticizing and Lime Kiln Plant* dengan Tugas Khusus “menghitung Efisiensi Panas Yang Digunakan *Lime Kiln*”. Selain itu, penulis melakukan penelitian dengan judul “Penambahan *Eco-Enzyme* Sebagai Substitusi Air Pada Pembuatan Sabun Cair Probiotik”. Selama kuliah penulis aktif dalam organisasi kemahasiswaan yaitu Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila pada periode 2017/2018 sebagai Staff Departemen Dana dan Usaha FT Unila. Pada periode 2018 penulis menjabat sebagai Sekretaris Departemen Media Informasi di Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila.

MOTTO

“MAN JADDA WA JADA”

“Siapa yang bersungguh-sungguh pasti akan berhasil”

“whatever you are, be good one”

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

(Qs. Al-Insyirah : 6-7)

**“Selama masih memberikan yang terbaik, hasil
apapun tidak masalah”**

(Mettyana Ordevo Demayanti, 2023)

Sebuah Karya

Kupersembahkan dengan sepenuh hati untuk :

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

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

Masku, Mbakku, & Adikku, terima kasih atas do'a, dan dukungannya selama ini

Sahabat-Sahabat Tercintaku, Terima kasih telah menjadi bagian hidupku selama ini. Apa yang kita alami demi teman kadang-kadang melelahkan dan menjengkelkan, tetapi itulah yang membuat persahabatan mempunyai nilai yang indah. Semoga suatu saat nanti kita bertemu kembali dengan kisah kesuksesan kita dan dapat saling tolong menolong di akhirat kelak

SANWACANA

Puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah memberikan banyak kenikmatan dan segalanya yang membuat penulis dapat menyelesaikan tugas akhir yang berjudul “Prarancangan Pabrik Nitrobenzena dari Benzena dan Asam Nitrat dengan Katalis Asam Sulfat Kapasitas 75.000 Ton/Tahun” dengan baik.

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

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

1. Allah SWT yang Maha Esa dan Maha Pengasih serta yang Maha Pemberi Rezeki.
2. Mamaku tersayang, atas segala doa yang engkau panjatkan selama ini, kesabaran untuk menunggu selesainya kuliah, dan moril yang tak akan pernah bisa terbalaskan oleh penulis.
3. Ibu Yuli Darni, S.T., M.T., sebagai Ketua Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan bantuan untuk kelancaran proses belajar selama di kampus. Serta sebagai Pembimbing 1 tugas akhir saya, terimakasih atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan masukkan sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir saya dengan baik.
4. Bapak Ir. Azhar, M.T., sebagai Dosen Pembimbing Akademik yang telah banyak memberikan sarannya selama berada di kampus.

5. Bapak Muhammad Haviz, S.T., M.T., sebagai Dosen Pembimbing 2, terimakasih atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.
6. Ibu Lia Lismeri, S.T. M.T., sebagai Dosen Penguji 1, terimakasih atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.
7. Ibu Panca Nugrahini F, S.T. M.T., sebagai Dosen Penguji 2, terimakasih atas segala ilmu, kesabaran, saran, dan kritiknya dalam pengerjaan tugas akhir.
8. Seluruh Dosen dan Staf Teknik Kimia yang telah banyak memberikan ilmu yang sangat bermanfaat dan membantu kelancaran dalam pengerjaan.
9. Mas, Mbak, dan Adikku, yang telah memberikan semangat, doa dan mendukung perjuanganku dalam penyelesaian tugas akhir ini. Serta semua kucing-kucingku yang menemani hari-hariku mengerjakan tugas akhir.
10. Ayu Sakinah, S.T. (Ayus), sebagai partner tugas akhir, yang menjadi teman diskusi dalam penyelesaian tugas akhir ini. Juga terimakasih telah menemani kehidupan kuliah penulis selama menjalani hidup di teknik kimia ini, terimakasih atas segala hal.
11. Teman seperjuangan ku Amalia Insani, S.T. (Nyonya), Nida Nabila Riadi, S.T., Fransiska Salsalina Bangun, S.T. (Ciska), dan Ruruh Pragita Hapsari terima kasih kalian telah sangat membantu diriku yang tidak tau apa-apa ini.
12. Teman-teman seperjuangan angkatan 2016, Terimakasih yang sebanyak-banyaknya untuk kalian semua yang telah memberikan kepercayaan lebih kepada saya dan membantu saya dalam segala hal. Kalianlah keluarga terbaik yang pernah saya punya di tempat perjuangan ini. Sukses untuk kita semua dan semoga kita dapat dipertemukan kembali dalam keadaan yang lebih baik suatu saat nanti. Tak akan ada apa-apanya saya tanpa kehadiran kalian semua.
13. Adik-adik dan kakak-kakak tingkat di Jurusan Teknik Kimia, yang banyak memberikan warna-warni selama berada di kampus.

14. Semua pihak yang telah banyak membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Bandar Lampung, 22 Juni 2023

Penulis

Mettyana Ordevo Demayanti

DAFTAR ISI

	Halaman
COVER	i
COVER DALAM.....	ii
ASBTRACT	iii
ABSTRAK.....	iv
LEMBAR PERSETUJUAN	v
LEMBAR PENGESAHAN.....	vi
PERNYATAAN	vii
RIWAYAT HIDUP.....	viii
MOTTO	ix
PERSEMBAHAN	x
SANWACANA.....	xi
DAFTAR ISI.....	xiv
DAFTAR TABEL	xvii
DAFTAR GAMBAR.....	
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Kegunaan Produk.....	2
1.3 Penentuan Kapasitas Rancangan.....	3
1.4 Ketersediaan Bahan Baku	5
1.5 Lokasi Pabrik	5
BAB II PEMILIHAN PROSES.....	8

2.1	Jenis-Jenis Proses	9
2.2	Tinjauan Proses	11
2.3	Pemilihan Proses	30
2.4	Uraian Proses	31
BAB III SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK		34
3.1	Spesifikasi Bahan Baku	34
3.2	Bahan Penunjang.....	36
3.3	Produk.....	36
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI		38
4.1	Neraca Massa	38
4.2	Neraca Energi.....	48
BAB V SPESIFIKASI ALAT		59
5.1	Spesifikasi Alat Proses	59
5.2	Spesifikasi Alat Utilitas	87
BAB VI UTILITAS.....		110
6.1	Unit Penyedia dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	110
6.2	Unit Penyedia <i>Steam</i> (<i>Steam Instrument System</i>).....	122
6.3	Unit Penyedia Udara Instrumen (<i>Instrument Air System</i>)	124
6.4	Unit Pembangkit Tenaga Listrik dan Pendistribusian Listrik.....	125
6.5	Unit Pengadaan Bahan Bakar	125
6.6	Laboratorium.....	126
6.7	Instrumen dan Pengendalian Proses	128
6.8	Unit Pengolahan <i>Liquid Reprigeranti</i> (<i>Refrigerant Cycle System</i>).....	132
BAB VII PENGOLAHAN LIMBAH		135
7.1	Lokasi Pabrik	135
7.2	Tata Letak Pabrik	137
7.3	Prakiraan Area Lingkungan	140
BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI		143

8.1	Bentuk Perusahaan	143
8.2	Struktur Organisasi Perusahaan	145
8.3	Tugas dan Wewenang.....	148
8.4	Status Karyawan dan Sistem Penggajian.....	154
8.5	Pembagian Jam Kerja Karyawan	155
8.6	Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan.....	157
8.7	Kesejahteraan Karyawan	162
BAB IX EKONOMI.....		165
9.1	Investasi	165
9.2	Evaluasi Ekonomi	169
9.3	<i>Discounted Cash Flow</i>	172
BAB X KESIMPULAN.....		174
10.1	Kesimpulan	174
10.2	Saran.....	174
LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA		
LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA ENERGI		
LAMPIRAN C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT		
LAMPIRAN D PERHITUNGAN UTILITAS		
LAMPIRAN E PERHITUNGAN INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI		
LAMPIRAN F TUGAS KHUSUS (Perancangan Reaktor (RE-201))		

DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 1.1 Pabrik Nitrobenzena di Dunia	2
Tabel 1.2 Data Impor Nitrobenzena.....	3
Tabel 1.3 Data Produsen Bahan Baku Nitrobenzena di Indonesia	5
Tabel 2.1 Nilai <i>Enthalpy</i> dan Energi Gibbs.....	12
Tabel 2.2 Nilai A,B,C,D Bahan dan Baku.....	14
Tabel 2.3 Nilai A,B,C,D Bahan dan Baku.....	18
Tabel 2.4 Data Harga Bahan Baku dan Produk Pembentukan Nitrobenzena ...	22
Tabel 2.5 Mol Bahan Baku dan Produk Proses Nitrobenzena Tanpa Katalis ...	23
Tabel 2.6 Data Proses Pembentukan Nitrobenzena Tanpa Katalis	24
Tabel 2.7 Mol Bahan Baku dan Produk Proses Nitrobenzena Dengan Katalis .	25
Tabel 2.8 Data Proses Pembentukan Nitrobenzena Dengan Katalis	26
Tabel 2.9 Mol Bahan Baku dan Produk Proses Nitrobenzena Dengan Katalis .	28
Tabel 2.10 Data Proses Pembentukan Nitrobenzena Dengan Katalis.....	29
Tabel 2.11 Kriteria Penilaian Pemilihan Proses	30
Tabel 4.1 Neraca Massa Total pada <i>Mixing Point</i> (MP-101)	39
Tabel 4.2 Neraca Massa Total pada <i>Nitration Reactor</i> (RE-201)	40
Tabel 4.3 Neraca Massa Total pada <i>Decanter</i> (DC-301).....	41
Tabel 4.4 Neraca Massa Total pada <i>Mixing Tank</i> (MT-301)	42
Tabel 4.5 Neraca Massa Total pada <i>Neutralizer</i> (NE-301).....	43

Tabel 4.6 Neraca Massa Total pada <i>Centrifuge</i> (CF-301)	44
Tabel 4.7 Neraca Massa Total pada Menara Distilasi (MD-301)	45
Tabel 4.8 Neraca Massa Total pada <i>Condensor</i> (CD-301)	46
Tabel 4.9 Neraca Massa Total pada <i>Reboiler</i> (RB-301)	46
Tabel 4.10 Neraca Massa Total pada Menara Distilasi (MD-302)	47
Tabel 4.11 Neraca Massa Total pada <i>Condensor</i> (CD-302)	48
Tabel 4.12 Neraca Massa Total pada <i>Reboiler</i> (RB-302)	48
Tabel 4.13 Neraca Energi Total pada <i>Mixing Point</i> (MP-101)	49
Tabel 4.14 Neraca Energi Total pada <i>Heater</i> (HE-201)	50
Tabel 4.15 Neraca Energi Total pada <i>Heater</i> (HE-202)	51
Tabel 4.16 Neraca Energi Total pada <i>Nitration Reactor</i> (RE-201)	52
Tabel 4.17 Neraca Energi Total pada <i>Decanter</i> (DC-301).....	53
Tabel 4.18 Neraca Energi Total pada <i>Mixing Tank</i> (MT-301).....	53
Tabel 4.19 Neraca Energi Total pada <i>Heater</i> (HE-301)	54
Tabel 4.20 Neraca Energi Total pada <i>Neutralizer</i> (NE-301).....	55
Tabel 4.21 Neraca Energi Total pada <i>Centrifuge</i> (CF-301)	56
Tabel 4.22 Neraca Energi Total pada <i>Heater</i> (HE-302)	57
Tabel 4.23 Neraca Energi Total pada Menara Distilasi (MD-301).....	57
Tabel 4.24 Neraca Energi Total pada Menara Distilasi (MD-302).....	58
Tabel 5.1 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-101).....	59
Tabel 5.2 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-102).....	60
Tabel 5.3 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-103).....	60
Tabel 5.4 Spesifikasi <i>Storage Tank</i> (ST-301).....	61

Tabel 5.5 Spesifikasi Gudang (GD-301).....	62
Tabel 5.7 Spesifikasi <i>Solid Storage</i> (SS-301).....	63
Tabel 5.8 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-101)	63
Tabel 5.9 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-102)	64
Tabel 5.10 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-103)	64
Tabel 5.11 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-201)	65
Tabel 5.12 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-202)	66
Tabel 5.13 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-301)	67
Tabel 5.14 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-302)	68
Tabel 5.15 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-303)	69
Tabel 5.16 Spesifikasi <i>Process Pump</i> (PP-304)	70
Tabel 5.17 Spesifikasi <i>Nitration Reactor</i> (RE-201).....	70
Tabel 5.18 Spesifikasi <i>Mixing Tank</i> (MT-301)	72
Tabel 5.19 Spesifikasi <i>Neutralizer</i> (NE-301)	73
Tabel 5.20 Spesifikasi <i>Decanter</i> (DC-301)	74
Tabel 5.21 Spesifikasi <i>Centrifuge</i> (CF-301).....	75
Tabel 5.22 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-301).....	75
Tabel 5.23 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (BE-301)	76
Tabel 5.24 Spesifikasi <i>Hopper</i> (HP-301)	77
Tabel 5.25 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-201).....	78
Tabel 5.26 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-202).....	78
Tabel 5.27 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-301).....	79
Tabel 5.28 Spesifikasi <i>Heater</i> (HE-302).....	80

Tabel 5.29 Spesifikasi <i>Cooler</i> (CO-301).....	81
Tabel 5.30 Spesifikasi <i>Distillation Column</i> (MD-301).....	81
Tabel 5.31 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-301).....	82
Tabel 5.32 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-301).....	83
Tabel 5.33 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-301)	83
Tabel 5.34 Spesifikasi <i>Distillation Column</i> (MD-302).....	84
Tabel 5.35 Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-302).....	85
Tabel 5.36 Spesifikasi <i>Accumulator</i> (AC-302).....	85
Tabel 5.37 Spesifikasi <i>Reboiler</i> (RB-302)	86
Tabel 5.38 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-401)	87
Tabel 5.39 Spesifikasi Tangki Alum (ST-401).....	87
Tabel 5.40 Spesifikasi Tangki Kaporit (ST-402).....	88
Tabel 5.41 Spesifikasi Tangki Soda Kaustik (ST-403).....	89
Tabel 5.42 Spesifikasi <i>Clarifier</i> (CF-401).....	89
Tabel 5.43 Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF-401)	90
Tabel 5.44 Spesifikasi Tangki Air Filter (ST-404).....	90
Tabel 5.45 Spesifikasi <i>Hot Basin</i> (HB-401).....	91
Tabel 5.46 Spesifikasi Tangki Asam Sulfat (ST-405)	91
Tabel 5.47 Spesifikasi Tangki Dispersan (ST-406).....	92
Tabel 5.48 Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST-407).....	92
Tabel 5.49 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-401).....	93
Tabel 5.50 Spesifikasi <i>Cold Basin</i> (CB-401)	94
Tabel 5.51 Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CE-401).....	94

Tabel 5.52 Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (AE-401).....	95
Tabel 5.53 Spesifikasi <i>Demi Water Tank</i> (ST-408).....	95
Tabel 5.54 Spesifikasi <i>Deaerator</i> (DE-401).....	96
Tabel 5.55 Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST-409).....	96
Tabel 5.56 Spesifikasi <i>Boiler</i> (B-401).....	97
Tabel 5.57 Spesifikasi Tangki Bahan Bakar (ST-410)	97
Tabel 5.58 Spesifikasi <i>Blower Steam</i> (BS-401).....	98
Tabel 5.59 Spesifikasi Generator Listrik (GS-401)	98
Tabel 5.60 Spesifikasi <i>Air Compressor</i> (AC-401).....	98
Tabel 5.61 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-401).....	99
Tabel 5.62 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-402).....	99
Tabel 5.63 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-403).....	99
Tabel 5.64 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-404).....	100
Tabel 5.65 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-405).....	100
Tabel 5.66 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-406).....	101
Tabel 5.67 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-407).....	101
Tabel 5.68 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-408).....	102
Tabel 5.69 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-409).....	102
Tabel 5.70 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-410).....	103
Tabel 5.71 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-411).....	103
Tabel 5.72 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-412).....	104
Tabel 5.73 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-413).....	104
Tabel 5.74 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-414).....	105

Tabel 5.75 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-415).....	105
Tabel 5.76 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-416).....	106
Tabel 5.77 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-417).....	106
Tabel 5.78 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-418).....	107
Tabel 5.79 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-419).....	107
Tabel 5.80 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-420).....	108
Tabel 5.81 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-421).....	108
Tabel 5.82 Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-422).....	109
Tabel 6.1 Kebutuhan Air Pendingin.....	113
Tabel 6.2 Kebutuhan Air Umpan <i>Boiler</i>	115
Tabel 6.3 Tingkat Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian.....	129
Tabel 7.1 Perincian Luas Area Pabrik Nitrobenzena	140
Tabel 8.1 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu.....	156
Tabel 8.2 Perincian Tingkar Pendidikan	157
Tabel 8.3 Jumlah Operator Alat Proses.....	159
Tabel 8.4 Jumlah Operator Alat Utilitas	160
Tabel 8.5 Perincian Jumlag Karyawan Berdasarkan Jabatan	160
Tabel 9.1 <i>Fixed Capital Investment</i>	166
Tabel 9.2 <i>Manufacturing Cost</i>	167
Tabel 9.3 <i>General Expenses</i>	168
Tabel 9.4 Biaya Administrasi	168
Tabel 9.5 <i>Minimum Acceptable Persent Return on Investment</i>	170
Tabel 9.6 <i>Acceptable Payout Time</i> untuk Tingkat Resiko Pabrik	170
Tabel 9.7 Hasil Uji Kelayakan Ekonomi.....	172

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Data Impor Nitrobenzena	3
Gambar 4.1 Blok Diagram Neraca Massa pada <i>Mixing Point</i> (MP-101)	39
Gambar 4.2 Blok Diagram Neraca Massa pada <i>Nitration Reactor</i> (RE-201) ..	40
Gambar 4.3 Blok Diagram Neraca Massa pada <i>Decanter</i> (DC-301).....	41
Gambar 4.4 Blok Diagram Neraca Massa pada <i>Mixing Tank</i> (MT-301).....	42
Gambar 4.5 Blok Diagram Neraca Massa pada <i>Neutralizer</i> (NE-301).....	43
Gambar 4.6 Blok Diagram Neraca Massa pada <i>Centrifuge</i> (CF-301)	44
Gambar 4.7 Blok Diagram Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-301)...	45
Gambar 4.8 Blok Diagram Neraca Massa pada Menara Distilasi (MD-302)...	47
Gambar 4.9 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Mixing Point</i> (MP-101)	49
Gambar 4.10 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Heater</i> (HE-201)	50
Gambar 4.11 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Heater</i> (HE-202)	50
Gambar 4.12 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Nitration Reactor</i> (RE-201)	51
Gambar 4.13 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Decanter</i> (DC-301)	52
Gambar 4.14 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Mixing Tank</i> (MT-301).....	53
Gambar 4.15 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Heater</i> (HE-301)	54
Gambar 4.16 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Neutralizer</i> (NE-301)	55
Gambar 4.17 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Centrifuge</i> (CF-301).....	56
Gambar 4.18 Blok Diagram Neraca Energi pada <i>Heater</i> (HE-302)	56
Gambar 6.1 Diagram <i>Cooling Water System</i>	115

Gambar 6.2 <i>Deaerator</i>	124
Gambar 7.1 Peta Kabupaten Gresik	141
Gambar 7.2 Peta Lokasi Pabrik	141
Gambar 7.3 Tata Letak Pabrik dan Fasilitas Pendukung.....	142
Gambar 7.4 Tata Letak Peralatan Proses	142
Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan	147
Gambar 9.1 Grafik Analisa Ekonomi.....	171
Gambar 9.2 Kurva <i>Cumulative Cash Flow</i>	172

I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Saat ini industri menjadi salah satu sektor penyokong terbesar perekonomian nasional, sehingga diharapkan terus berkembang dan berinovasi. Pembangunan pabrik baru menjadi salah satunya, selain memperkuat ekonomi nasional, hal ini juga mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap produk luar negeri serta dapat meningkatkan nilai ekspor negara. Industri kimia yang memiliki peranan penting dan memiliki peluang di masa yang akan datang salah satunya adalah nitrobenzena.

Nitrobenzena adalah cairan kuning pucat yang memiliki bau yang menyerupai seperti bau almond, sangat beracun bila terhisap dan terkena kulit. dan yang mudah larut dalam sebagian besar pelarut organik. Nitrobenzena yang memiliki rumus molekul $C_6H_5NO_2$ memiliki beberapa nama lain seperti *nitrobenzol*, *oil of mirbane*, *nitrobenzide*, dan *myrbane oil*. Zat ini banyak dalam sintesis kimia anilin, yang merupakan bahan kimia yang digunakan dalam pembuatan busa poliuretan. Nitrobenzena juga digunakan secara industri dalam pembuatan beberapa obat-obatan, pewarna dan karet.

Saat ini kebutuhan nitrobenzena di Indonesia masih dipenuhi dengan impor dari negara-negara lain. Hal ini disebabkan karena Indonesia belum memiliki pabrik yang memproduksi nitrobenzena, sehingga kecenderungan untuk mengimpor

nitrobenzena masih akan terus berlangsung pada tahun-tahun mendatang. Oleh karena itu perlu adanya usaha untuk memenuhi kebutuhan akan monopotassium posfat dengan mendirikan pabrik nitrobenzena. Hal lain yang dapat dijadikan pertimbangan adalah memperluas lapangan kerja sehingga dapat membantu perekonomian negara serta mendorong perkembangan perindustrian di Indonesia.

Tabel 1.1 Pabrik Nitrobenzena di Dunia

No.	Nama Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	BASF SE, Germany	400.000
2.	Du Pont, US	380.000
3.	Rubicon, US	1.140.000
4.	Wanhua, China	240.000
5.	First Chemical, US	500.000

Sumber : BASF 2018, Wanhua 2020, ChemBlink.com

1.2 Kegunaan Produk

Nitrobenzena paling banyak digunakan pada produksi pembuatan anilin melalui reduksi gugus nitro nitrobenzena menggunakan hidrogen. Aplikasi utama dari anilin adalah dalam produksi herbisida, pewarna, bahan peledak, pigmen, pestisida, plastik (poliuretan) di mana anilin bertindak sebagai perantara penting. Dalam industri farmasi pada pembuatan parasetamol (*acetaminophen*). Nitrobenzena juga digunakan pada pembuatan benzidin dengan mereduksi nitrobenzena dengan seng dan natrium hidroksida. Kegunaan dari benzidine adalah untuk pembuatan zat pewarna, terutama pewarna pada kulit, industri tekstil, dan kertas.

1.3 Penentuan Kapasitas Rancangan

1. Data Impor

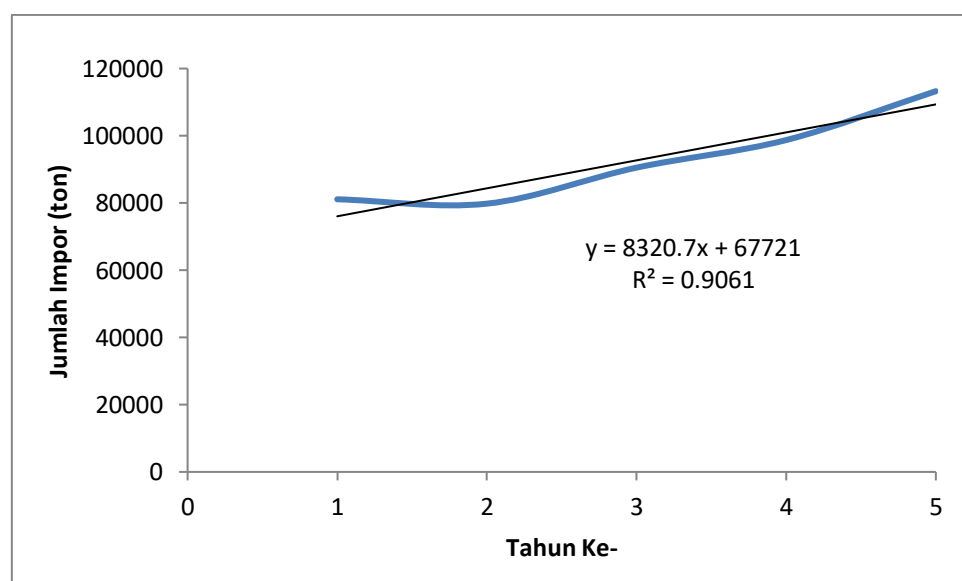
Kebutuhan nitrobenzena di Indonesia dicukupi oleh impor dari negara lain disebabkan belum adanya pabrik nitrobenzena di Indonesia. Berikut merupakan data impor nitrobenzena dari tahun 2017-2021 :

Tabel 1. 2 Data Impor Nitrobenzena

Tahun	Jumlah (ton/tahun)
2017	81.109,492
2018	79.806,804
2019	90.517,923
2020	98.726,157
2021	113.253,332

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017-2021

Kemudian data impor tersebut dipresentasikan dalam bentuk tabel untuk mendapatkan persamaan regresi yang akan digunakan sebagai rumusan untuk mengetahui kebutuhan nitrobenzena dimasa yang akan datang.



Gambar 1.1 Grafik Data Impor Nitrobenzena

Keterangan	:
Tahun ke - 1	: 2017
Tahun ke - 2	: 2018
Tahun ke - 3	: 2019
Tahun ke - 4	: 2020
Tahun ke - 5	: 2021

Berdasarkan grafik diatas didapatkan persamaan garis lurus yang dapat digunakan untuk memprediksi kebutuhan nitrobenzena pada tahun ke - 10 atau 2026 :

$$y = 8320x + 67721$$

$$y = 8320 (10) + 67721$$

$$y = 150.921 \text{ ton/tahun}$$

2. Kapasitas Rancangan

Kapasitas produksi suatu pabrik ditentukan oleh kebutuhan dalam negeri yang belum terpenuhi. Dalam menentukan data yang belum terpenuhi, didapatkan dari data impor bahan kimia tersebut. Adapun menurut hasil data impor prediksi kebutuhan nitrobenzena pada tahun 2026 sebesar 150.921 ton/tahun. Berdasarkan Undang-Undang no. 5 Tahun 1999 Pasal 25 tentang larangan pabrik monopoli dan persaingan usaha tidak sehat menyatakan bahwa pelaku usaha hanya diperbolehkan menguasai 75% (tujuh puluh lima persen) pangsa pasar satu jenis barang atau jenis tertentu. Maka dari itu kami berencana membangun pabrik nitrobenzena dengan kapasitas 75.000 ton/tahun atau sekitar 50% dari kebutuhan pada tahun 2026, yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan nitrobenzena di dalam negeri.

1.4 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku nitrobenzena terdiri dari benzena, asam nitrat, dan asam sulfat. Bahan – bahan tersebut di Indonesia telah banyak diproduksi, sehingga pendirian pabrik nitrobenzena akan menguntungkan. Berikut pabrik produsen benzena, asam nitrat, dan asam sulfat di Indonesia

Tabel 1.3 Data Produsen Bahan Baku Nitrobenzena di Indonesia

No.	Nama Produsen	Bahan Kimia	Kapasitas (ton/tahun)	Lokasi
1.	PT. Trans Pasific Petrochemical Indotama (TPPI)	Benzena	300.000	Tuban, Jawa Timur
2.	PT. Multi Nitrotama Kimia	Asam Nitrat	55.000	Cikampek, Jawa Barat
3..	PT. Petrokimia Gresik	Asam Sulfat	1.170.000	Gresik, Jawa Timur

Sumber : Website PT. TPPI, PT. MNK, PT. Petrokimia Gresik\

1.5 Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik merupakan unsur penting dalam menunjang keberhasilan pembangunan industri. Untuk itu, perlu dipertimbangkan dengan cermat agar didapat keuntungan yang maksimal bagi perusahaan. Secara geografis penentuan letak lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan pabrik tersebut saat produksi maupun di masa yang akan datang. Oleh karena itu pemilihan lokasi yang tepat dari pabrik akan menghasilkan biaya produksi dan distribusi yang seminimal mungkin, serta dapat menekan biaya produksi dan dapat memberikan keuntungan-keuntungan lain.

Beberapa hal yang menjadi pertimbangan seperti ketersediaan bahan baku, transportasi, utilitas, maupun tersedianya tenaga kerja. Lokasi yang dipilih untuk pendirian pabrik nitrobenzena adalah di Gresik, Jawa Timur. Berikut ini pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik :

A. Bahan Baku

Bahan baku nitrobenzena terdiri dari benzena, asam nitrat dan asam sulfat. Bahan baku benzena diperoleh dari PT. Trans Pasific Petrochemical Indotama (TPPI) yang berlokasi di Tuban, Jawa timur, Asam Nitrat diperoleh dari PT. Aneka Kimia Inti yang berlokasi di Surabaya, Jawa Timur, dan asam sulfat diperoleh dari PT. Petrokimia Gresik yang berlokasi di Gresik, Jawa Timur. Sehingga penentuan letak pabrik di daerah industri Gresik, Jawa Timur cukup tepat.

B. Transportasi Telekomunikasi dan Utilitas

Daerah Gresik merupakan daerah yang dikhususkan sebagai tempat untuk kawasan industri. Selain itu daerah tersebut sangatlah strategis dengan adanya pelabuhan laut serta jalan-jalan darat sehingga daerah pemasaran produksi mudah dijangkau. Sebagai daerah kawasan industri yang telah direncanakan dengan baik untuk industri dengan skala besar tentunya berbagai kebutuhan sudah memadai dalam hal ketersediannya mulai dari air, listrik dan sarana lainnya.

C. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan diantaranya adalah para ahli dalam bidangnya masing-masing yang dapat direkrut secara terbuka. Serta tenaga kerja non-ahli yang dapat direkrut dari penduduk sekitar pabrik sehingga dapat membantu perekonomian masyarakat sekitar.

D. Kebijakan Pemerintah

Gresik merupakan daerah kawasan industri terbuka bagi investor asing untuk ikut berinvestasi dalam pendirian pabrik. Oleh karena itu pemerintah

sebagai fasilitator kebijakan telah memberikan kemudahan dalam urusan perizinan pendirian, pajak, dan hal lain yang berhubungan dalam hal urusan pendirian pabrik.

II. PEMILIHAN PROSES

Nitrobenzena ($C_6H_5NO_2$) dengan nama lain *Nitrobenzide*, *Nitrobenzol*, *Mononitrobenzol* (MNB), *Essence of Mirbane*, *Oil of Mirbane*, atau yang sering dikenal dengan minyak Nitrobenzol Mirban ialah senyawa hasil nitration senyawa aromatik yaitu benzena dengan asam penitration baik asam campuran (asam nitrat dan asam sulfat) maupun asam nitrat saja. Senyawa ini mempunyai bentuk fisik berupa cairan berwarna kuning muda (kuning pucat) dan mempunyai aroma seperti buah almond, serta mempunyai sifat sangat beracun bila terhisap dan terkena kulit. Sebagian besar nitrobenzena merupakan bahan baku pembuatan Anilin dan bahan baku dalam industri farmasi, bahan peledak, pestisida, obat dan sebagai pelarut dalam industri (cat, sepatu, dan lantai).

Dalam proses pembuatan nitrobenzena penggunaan katalis asam sulfat dibutuhkan karena asam sulfat merupakan asam yang lebih kuat dari pada asam nitrat, sehingga asam sulfat lebih mudah melepaskan ion nitronium (NO_2^+) dari asam nitrat yang dapat mempengaruhi kecepatan reaksi. Reaksi nitration berlangsung dengan penggantian satu atau lebih gugus nitro (NO_2^+) menjadi molekul yang reaktif. Gugus nitro akan menyerang karbon membentuk nitroaromatik atau nitroparafin. Pada proses nitration masuknya gugus (NO_2^+) ke dalam senyawa dapat terjadi dengan menggantikan kedudukan beberapa atom atau gugus yang ada dalam senyawa. Umumnya nitration yang banyak dijumpai adalah nitration (NO_2^+) menggantikan atom H^+ . Mekanisme yang terjadi adalah ion nitronium menyerang atom H pada benzena dan membentuk nitrobenzene.

2.1 Jenis-Jenis Proses

Nitrobenzena secara komersial biasanya dihasilkan dengan asam campuran atau asam penitrasi, yaitu dengan menitrasi benzena secara langsung dengan menggunakan asam nitrat dan asam sulfat, proses ini dapat berproduksi secara *batch* maupun kontinyu (Kirk & Othmer, 1996). Beberapa macam proses pembuatan nitrobenzena adalah sebagai berikut:

2.1.1 Nitration Benzena dengan Asam Campuran Secara *Batch*

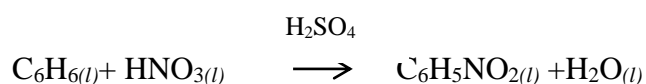
Pada proses ini menggunakan proses *batch*, suhu dari reaksi yang ini adalah 50°C dan tekanan 1 atm dengan menggunakan reaktor yang diisi dengan benzena, kemudian ditambahkan secara perlahan asam penitrasi dengan perbandingan asam campuran terhadap benzena 2,5 : 1. Ukuran reaktor yang biasa digunakan berukuran 1500 *gallon*, sehingga laju reaksi terbilang tinggi, konversi 95% dan waktu reaksi secara *batch* adalah 2-4 jam (Kirk & Othmer, 1996).

2.1.2 Nitration Benzena dengan Asam Campuran Secara Kontinyu

Proses ini hampir sama dengan nitration benzena yang melalui proses *batch*. Perbedaannya terletak pada ukuran reaktor yang digunakan berukuran lebih kecil, yang membuat laju reaksi lebih tinggi dibandingkan dengan proses *batch*. Oleh karena laju reaksi yang lebih tinggi dan ukuran alat yang lebih kecil membuat pengadukan lebih optimal sehingga waktu yang diperlukan dalam bereaksi hanya 30 menit. Perbandingan antara asam campuran terhadap

benzena yang digunakan adalah 1,05:1. Kandungan HNO₃ yang digunakan dalam asam campuran lebih sedikit dibandingkan dengan kandungan H₂SO₄. Hal ini dikarenakan H₂SO₄ sebagai *nitration agent*, sehingga membuat korosifitas yang tinggi (Kirk & Othmer, 1996).

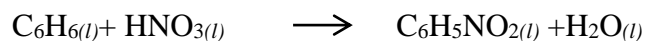
Pada proses ini, asam penitrasi yang digunakan adalah campuran asam nitrat dan asam sulfat dengan perbandingan 55-65% H₂SO₄, 20-30% HNO₃, dan 5-25% H₂O. Reaksi berlangsung pada temperatur 50°C dan tekanan 1 atm, dengan waktu reaksi 15-30 menit. Adapun reaksi yang terjadi adalah:



Campuran hasil reaksi dipisahkan dengan *separator*. Hasil bawah *separator* yaitu *aqueous spent acid* akan dialirkan ke *neutralizer* untuk dipisahkan dengan asam penitrasi dan pemurnian nitrobenzena dilakukan dengan proses distilasi. Konversi Nitrobenzena yang dihasilkan dari proses ini ialah sebesar 95,32% (Kirk & Othmer, 1996 dan Agustriyanto, 2016).

2.1.3 Nitration Benzena dengan Asam Nitrat

Pada proses ini, asam penitrasi yang digunakan adalah asam nitrat saja. Adapun reaksi yang terjadi adalah:



Proses ini tidak ekonomis karena asam nitrat dapat terlarut dalam air yang terbentuk pada produksi nitrobenzena sehingga dapat mengurangi laju reaksi nitration. asam nitrat akan bereaksi secara lambat dengan benzena dan mempengaruhi kemurnian nitrobenzena karena konversi pada proses ini hanya sebesar 83% dan akan dibutuhkan proses yang lebih panjang untuk

memurnikan nitrobenzena sehingga sesuai dengan standar pemasaran produk (Kirk & Othmer, 1996).

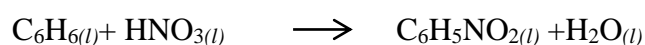
Proses ini membutuhkan asam nitrat dalam jumlah berlebih untuk menghasilkan nitrobenzena dalam jumlah yang sama jika dibandingkan dengan proses nitrasi menggunakan asam campuran. Karena membutuhkan bahan baku yang lebih banyak, maka ukuran alat yang dibutuhkan diproses ini jauh lebih besar.

Dalam prosesnya, benzena dinitrasi secara kontinyu menggunakan asam nitrat dengan perbandingan 1:1,7 ke dalam reaktor selama 2-4 jam untuk mendapatkan kemurnian nitrobenzena yang tinggi. Suhu reaksi pada proses ini adalah 100°C dan tekanan 1 atm. (Ross, 1956).

2.2 Tinjauan Proses

2.2.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika bertujuan untuk mengetahui apakah reaksi bersifat endotermis atau eksotermis. Reaksi pembentukan nitrobenzena proses 1 dan proses 2 terjadi pada suhu 50°C, dan proses 3 terjadi pada suhu 100°C. Untuk menghitung tinjauan termodinamika digunakan temperatur reaksi 50°C dan 100°C. Kemudian dihitung tinjauan termodinamika pada temperatur reaksi tersebut. Penentuan panas reaksi yang berjalan secara endotermis atau eksotermis dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada $p = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298,15 \text{ K}$. Reaksi yang terjadi adalah:



Jika ditinjau dari segi reaksinya, yaitu dengan cara memperhitungkan nilai energi bebas Gibbs pada keadaan standard (ΔG_f°) dan panas reaksi pembentukan standar (ΔH_f°). Nilai ΔH_f° dan ΔG° pada bahan baku utama dan produk dapat dilihat pada Tabel 2.1:

Tabel 2.1 Nilai ΔH_f° dan ΔG° C₆H₆NO₂, C₆H₆, HNO₃, H₂SO₄, dan H₂O

Komponen	Rumus Molekul	ΔH_f° (kJ/kmol)	ΔG° (kJ/kmol)
Nitrobenzena	C ₆ H ₅ NO ₂	67,60	158,000
Benzena	C ₆ H ₆	82,93	129,66
Asam Nitrat	HNO ₃	-135,10	-74,700
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄	-735,13	-653,4700
Air	H ₂ O	-241,80	-228,360

Sumber: Yaws, Carl L

Nilai panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada T = 298,15 K dan P = 1 atm:

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

$$\Delta H_f^\circ = ((\Delta H_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_5\text{NO}_2) + (\Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{O})) - ((\Delta H_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_6) + (\Delta H_f^\circ \text{ HNO}_3))$$

$$\Delta H_f^\circ = ((1 \times (67,60) + (1 \times (-241,80))) - ((1 \times 82,93)) + (1 \times (-135,10)))$$

$$\Delta H_f^\circ = -122,030 \text{ kJ.kmol}$$

Berdasarkan perhitungan, nilai panas pembentukan standar ΔH_f° Nitrobenzena pada temperatur 298,15 K dan tekanan 1 atm adalah sebesar -122,030 kJ/kmol. Menunjukkan bahwa reaksi ini bersifat eksotermis yang berarti melepaskan sejumlah panas di dalam sistem reaksi

Persamaan yang digunakan untuk ΔH_{RX}° menghitung sebagai berikut:

$$\Delta H_{RX}^\circ = \Delta H_{f298}^\circ + \int_{298}^T \Delta C_p^\circ \cdot dT$$

Sedangkan untuk persamaan $\int \Delta C_p^o \cdot dT$ adalah sebagai berikut:

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

$$\int_{T_{ref}}^T \Delta C_p^o \cdot dT = \left\{ A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \right\}$$

Untuk menentukan ΔG^o_{RX} digunakan persamaan Smith & Van Ness yaitu:

Nilai energi bebas Gibbs pembentukan nitrobenzena pada keadaan standar (ΔG^o_f):

$$\Delta G^o_f = \Delta G^o_{fProduk} - \Delta G^o_{fReaktan}$$

$$\Delta G^o_f = (\Delta G^o_f C_6H_5NO_2 + \Delta G^o_f H_2O) - (\Delta G^o_f C_6H_6 + \Delta G^o_f HNO_3)$$

$$\Delta G^o_f = [(1x(158)) + (1x(-228,360))] - [(1x(129,660)) + (1x(-74,700))]$$

$$\Delta G^o_f = -125,320 \text{ kJ/mol}$$

Nilai energi bebas Gibbs, ΔG^o_f yang telah didapatkan sebesar -125,320 kJ/mol menunjukkan bahwa reaksi pembentukan nitrobenzena dari benzena dan asam nitrat dapat berlangsung tanpa membutuhkan energi yang besar ($\Delta G^o < 0$).

Persamaan yang digunakan untuk menghitung ΔG^o_{RX} sebagai berikut:

$$\Delta G^o_{RX} = \Delta H^o_{f298} - \frac{T}{T_0} (\Delta H^o_{f298} - \Delta G^o_{f298}) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT - RT \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \cdot \frac{dT}{T}$$

a. Menghitung Nilai Entalpi dan Energi Gibbs Nitration Benzena dengan Asam Campuran

Berikut adalah nilai A, B, C, dan D masing-masing komponen dalam fasa liquid untuk menghitung nilai kapasitas panas dari $T_1 = 298,15 \text{ K}$ dan $T_2 = 323,15 \text{ K}$

Tabel 2.2 Nilai A, B, C, dan D $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$, C_6H_6 , HNO_3 , H_2SO_4 , dan H_2O

Komponen	Molekul	A	B	C	D
Nitrobenzena	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	51,773	0,913	-0,0021	-0,000002
Benzena	C_6H_6	-31,662	1,304	-0,0036	0,000004
Asam Nitrat	HNO_3	214,478	-0,768	0,0014	-0,0000003
Asam Sulfat	H_2SO_4	26,004	0,700	-0,0013	0,000001
Air	H_2O	92,053	-0,0399	-0,00021	0,0000005

Sumber: Yaws, Carl L

Nilai kapasitas panas (C_p) dari komponen nitrobenzena pada suhu 323,15 K yaitu :

$$C_p \text{ C}_6\text{H}_5\text{NO}_2(\text{liquid}) = 1.814,380 \text{ J/mol} = 1,814380 \text{ kJ/mol}$$

Maka nilai $\Delta H^\circ_{\text{rx}}$ pada $T = 323,150 \text{ K}$, diperoleh:

$$\Delta H_{323,150}^{\circ} = \Delta H_{f298}^{\circ} + \int_{298}^T \Delta C_p^{\circ} \cdot dT$$

$$\Delta H_{323,150}^{\circ} = \Delta H_{f \text{ Nitrobenzena}}^{\circ} + \int_{298,15}^{323,15} \Delta C_p^{\circ} \cdot dT$$

$$\Delta H_{323,150}^{\circ} = [(67,6) + (1,814)] = 69,414 \text{ kJ/molK}$$

Nilai kapasitas panas (C_p) dari komponen benzena pada suhu 323,15 K yaitu :

$$C_p \text{ C}_6\text{H}_6(\text{liquid}) = 3.684,377 \text{ J/mol} = 3,684 \text{ kJ/mol}$$

Maka nilai ΔH°_{rx} pada $T = 323,150$ K, diperoleh:

$$\Delta H^{\circ}_{323,150} = \Delta H^{\circ}_{f298} + \int_{298}^T \Delta C_p^{\circ} \cdot dT$$

$$\Delta H^{\circ}_{323,150} = \Delta H^{\circ}_{fBenzena} + \int_{298,15}^{323,15} \Delta C_p^{\circ} \cdot dT$$

$$\Delta H^{\circ}_{323,150} = [(82,93) + (3,648)] = 86,578 \text{ kJ/molK}$$

Nilai kapasitas panas (C_p) dari komponen asam nitrat pada suhu 323,15 K yaitu :

$$C_p \text{ HNO}_3(\text{liquid}) = 2.551,707 \text{ J/mol} = 2,551707 \text{ kJ/mol}$$

Maka nilai ΔH°_{rx} pada $T = 323,150$ K, diperoleh:

$$\Delta H^{\circ}_{323,150} = \Delta H^{\circ}_{f298} + \int_{298}^T \Delta C_p^{\circ} \cdot dT$$

$$\Delta H^{\circ}_{323,150} = \Delta H^{\circ}_{fAsam Nitrat} + \int_{298,15}^{323,15} \Delta C_p^{\circ} \cdot dT$$

$$\Delta H^{\circ}_{323,150} = [(-135,100) + (2,551)] = -132,548 \text{ kJ/molK}$$

Nilai kapasitas panas (C_p) dari komponen air pada suhu 323,15 K yaitu :

$$C_p \text{ H}_2\text{O}(\text{liquid}) = 1.859,380 \text{ J/mol} = 1,859380 \text{ kJ/mol}$$

Maka nilai ΔH°_{rx} pada $T = 323,150$ K, diperoleh:

$$\Delta H^{\circ}_{323,150} = \Delta H^{\circ}_{f298} + \int_{298}^T \Delta C_p^{\circ} \cdot dT$$

$$\Delta H^{\circ}_{323,150} = \Delta H^{\circ}_{fAir} + \int_{298,15}^{323,15} \Delta C_p^{\circ} \cdot dT$$

$$\Delta H^{\circ}_{323,150} = [(-241,80) + (1,859)] = -239,940 \text{ kJ/molK}$$

Hal yang selanjutnya dilakukan adalah menghitung entalpi pembentukan nitrobenzena pada suhu reaksi $T = 323,150$ K.

$$\Delta H_{rx323,150}^{\circ} = \Delta H_{fProduk}^{\circ} + \Delta H_{fReaktan}^{\circ}$$

$$\Delta H_{rx323,150}^{\circ} = (\Delta H_f^{\circ} C_6H_5NO_2 + \Delta H_f^{\circ} H_2O) - (\Delta H_f^{\circ} C_6H_6 + \Delta H_f^{\circ} HNO_3)$$

$$\Delta H_{rx323,150}^{\circ} = [(1x(69,414)) + (1x(-239,940))] - [(1x(86,578)) + (1x(-132,548))]$$

$$\Delta H_{rx323,150}^{\circ} = -124,555 \text{ kJ/mol}$$

Menghitung ΔG°_{RX} masing-masing komponen pada suhu $T_1 = 298,15$ K hingga $T_2 = 323,150$ K sebagai berikut :

ΔG°_{RX} untuk nitrobenzene pada suhu 323,15 K

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ}_{RX} 323,15 &= (67,6) - \frac{323,15}{298,15} ((67,6) - (158)) \\ &+ 8,314 \int_{298,15}^{323,15} \frac{(1,814)}{8,314} (323,15 - 298,15) \\ &- 8,314(323,15) \int_{298,15}^{323,15} \frac{(1,814)}{8,314} \cdot \frac{(323,15-298,15)}{323,15} \\ &= 165,580 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

ΔG°_{RX} untuk benzene pada suhu 323,15 K

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ}_{RX} 323,15 &= (82,93) - \frac{323,15}{298,15} ((82,93) - (129,66)) \\ &+ 8,314 \int_{298,15}^{323,15} \frac{(3,648)}{8,314} (323,15 - 298,15) \\ &- 8,314(323,15) \int_{298,15}^{323,15} \frac{(3,648)}{8,314} \cdot \frac{(323,15-298,15)}{323,15} \\ &= 133,578 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

ΔG°_{RX} untuk asam nitrat pada suhu 323,15 K

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ}_{RX} 323,15 &= (-135,100) - \frac{323,15}{298,15} ((-135,100) - (-74,700)) \\ &+ 8,314 \int_{298,15}^{323,15} \frac{(2,551)}{8,314} (323,15 - 298,15) \\ &- 8,314(323,15) \int_{298,15}^{323,15} \frac{(2,551)}{8,314} \cdot \frac{(323,15 - 298,15)}{323,15} \\ &= -69,635 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

ΔG°_{RX} untuk air pada suhu 323,15 K

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ}_{RX} 323,15 &= (-241,8) - \frac{323,15}{298,15} ((-241,8) - (-228,360)) \\ &+ 8,314 \int_{298,15}^{323,15} \frac{(1,859)}{8,314} (323,15 - 298,15) \\ &- 8,314(323,15) \int_{298,15}^{323,15} \frac{(1,859)}{8,314} \cdot \frac{(323,15 - 298,15)}{323,15} \\ &= -227,233 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Nilai energi bebas Gibbs (ΔG°_f) pembentukan Nitrobenzena pada temperatur operasi $T = 323,15$ K adalah :

$$\Delta G^{\circ}_{rx323,150} = \Delta G^{\circ}_{fProduk} + \Delta G^{\circ}_{fReaktan}$$

$$\Delta G^{\circ}_{rx323,150} = (\Delta G^{\circ}_f C_6H_5NO_2 + \Delta G^{\circ}_f H_2O) - (\Delta G^{\circ}_f C_6H_6 + \Delta G^{\circ}_f HNO_3)$$

$$\Delta H^{\circ}_{rx323,150} = [(1x(165,580)) + (1x(-227,233))] - [(1x(133,578)) + (1x(-69,635))]$$

$$\Delta H^{\circ}_{rx323,150} = -125,595 \text{ kJ/mol}$$

b. Menghitung Nilai Entalpi dan Energi Gibbs Nitration Benzena dengan Asam Nitrat

Berikut adalah nilai A, B, C, dan D masing-masing komponen dalam fasa liquid untuk menghitung nilai kapasitas panas dari $T_1 = 298,15 \text{ K}$ dan $T_2 = 373,15 \text{ K}$

Tabel 2.3 Nilai A, B, C, dan D $\text{C}_6\text{H}_6\text{NO}_2$, C_6H_6 , HNO_3 , H_2SO_4 , dan H_2O

Komponen	Molekul	A	B	C	D
Nitrobenzena	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	51,773	0,913	-0,0021	-0,000002
Benzena	C_6H_6	-31,662	1,304	-0,0036	0,000004
Asam Nitrat	HNO_3	214,478	-0,768	0,0014	-0,0000003
Asam Sulfat	H_2SO_4	26,004	0,700	-0,0013	0,000001
Air	H_2O	92,053	-0,0399	-0,00021	0,0000005

Sumber: Yaws, Carl L

Nilai kapasitas panas (C_p) dari komponen nitrobenzena pada suhu 373,15 K yaitu :

$$C_p \text{ C}_6\text{H}_5\text{NO}_2(\text{liquid}) = 3.305,688 \text{ J/mol} = 3,305688 \text{ kJ/mol}$$

Maka nilai ΔH_{rx}^o pada $T = 373,150 \text{ K}$, diperoleh:

$$\Delta H_{373,150}^o = \Delta H_{f298}^o + \int_{298}^T \Delta C_p^o \cdot dT$$

$$\Delta H_{373,150}^o = \Delta H_{f\text{Nitrobenzena}}^o + \int_{298,15}^{373,15} \Delta C_p^o \cdot dT$$

$$\Delta H_{373,150}^o = [(67,6) + (3,305)] = 70,905 \text{ kJ/molK}$$

Nilai kapasitas panas (C_p) dari komponen benzena pada suhu 373,15 K yaitu :

$$C_p \text{ C}_6\text{H}_6(\text{liquid}) = 11.392,902 \text{ J/mol} = 11,392902 \text{ kJ/mol}$$

Maka nilai ΔH_{rx}^o pada $T = 373,150 \text{ K}$, diperoleh:

$$\Delta H_{373,150}^o = \Delta H_{f298}^o + \int_{298}^T \Delta C_p^o \cdot dT$$

$$\Delta H_{373,150}^o = \Delta H_{fBenzena}^o + \int_{298,15}^{373,15} \Delta C_p^o \cdot dT$$

$$\Delta H_{373,150}^o = [(82,93) + (5,553)] = 94,322 \text{ kJ/molK}$$

Nilai kapasitas panas (Cp) dari komponen asam nitrat pada suhu 373,15 K yaitu :

$$C_p \text{ HNO}_3(\text{liquid}) = 7.769,576 \text{ J/mol} = 7,769576 \text{ kJ/mol}$$

Maka nilai ΔH_{rx}^o pada T = 373,150 K, diperoleh:

$$\Delta H_{373,150}^o = \Delta H_{f298}^o + \int_{298}^T \Delta C_p^o \cdot dT$$

$$\Delta H_{373,150}^o = \Delta H_{fAsam Nitrat}^o + \int_{298,15}^{373,15} \Delta C_p^o \cdot dT$$

$$\Delta H_{373,150}^o = [(-135,100) + (7,769)] = -127,330 \text{ kJ/molK}$$

Nilai kapasitas panas (Cp) dari komponen air pada suhu 373,15 K yaitu :

$$C_p \text{ H}_2\text{O}(\text{liquid}) = 5.553,499 \text{ J/mol} = 5,553499 \text{ kJ/mol}$$

Maka nilai ΔH_{rx}^o pada T = 373,150 K, diperoleh:

$$\Delta H_{373,150}^o = \Delta H_{f298}^o + \int_{298}^T \Delta C_p^o \cdot dT$$

$$\Delta H_{373,150}^o = \Delta H_{fAir}^o + \int_{298,15}^{373,15} \Delta C_p^o \cdot dT$$

$$\Delta H_{373,150}^o = [(-241,80) + (5,553)] = -236,246 \text{ kJ/molK}$$

Hal yang selanjutnya dilakukan adalah menghitung entalpi pembentukan nitrobenzena pada suhu reaksi T = 373,150 K.

$$\Delta H_{rx373,150}^{\circ} = \Delta H_{fProduk}^{\circ} + \Delta H_{fReaktan}^{\circ}$$

$$\Delta H_{rx373,150}^{\circ} = (\Delta H_f^{\circ} C_6H_5NO_2 + \Delta H_f^{\circ} H_2O) - (\Delta H_f^{\circ} C_6H_6 + \Delta H_f^{\circ} HNO_3)$$

$$\Delta H_{rx373,150}^{\circ} = [(1x(70,905)) + (1x(-236,246))] - [(1x(94,322)) + (1x(-127,330))]$$

$$\Delta H_{rx373,150}^{\circ} = -132,333 \text{ kJ/mol}$$

Menghitung ΔG°_{RX} masing-masing komponen pada suhu $T_1 = 298,15 \text{ K}$ hingga $T_2 = 373,150 \text{ K}$ sebagai berikut :

ΔG°_{RX} untuk nitrobenzene pada suhu 373,15 K

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ}_{RX373,15} &= (67,6) - \frac{373,15}{298,15} ((67,6) - (158)) \\ &+ 8,314 \int_{298,15}^{373,15} \frac{(3,305)}{8,314} (373,15 - 298,15) \\ &- 8,314(373,15) \int_{298,15}^{373,15} \frac{(3,305)}{8,314} \cdot \frac{(373,15-298,15)}{373,15} \\ &= 180,740 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

ΔG°_{RX} untuk benzene pada suhu 373,15 K

$$\begin{aligned} \Delta G^{\circ}_{RX373,15} &= (82,93) - \frac{373,15}{298,15} ((82,93) - (129,66)) \\ &+ 8,314 \int_{298,15}^{373,15} \frac{(11,392)}{8,314} (373,15 - 298,15) \\ &- 8,314(373,15) \int_{298,15}^{373,15} \frac{(11,392)}{8,314} \cdot \frac{(373,15-298,15)}{373,15} \\ &= 141,414 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

ΔG°_{RX} untuk asam nitrat pada suhu 373,15 K

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ}_{RX}373,15 &= (-135,100) - \frac{373,15}{298,15}((-135,100) - (-74,700)) \\ &\quad + 8,314 \int_{298,15}^{373,15} \frac{(7,769)}{8,314} (323,15 - 298,15) \\ &\quad - 8,314(373,15) \int_{298,15}^{373,15} \frac{(7,769)}{8,314} \cdot \frac{(373,15-298,15)}{373,15} \\ &= -59,506 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

ΔG°_{RX} untuk air pada suhu 373,15 K

$$\begin{aligned}\Delta G^{\circ}_{RX}373,15 &= (-241,8) - \frac{373,15}{298,15}((-241,8) - (-228,360)) \\ &\quad + 8,314 \int_{298,15}^{373,15} \frac{(5,553)}{8,314} (373,15 - 298,15) \\ &\quad - 8,314(373,15) \int_{298,15}^{373,15} \frac{(5,553)}{8,314} \cdot \frac{(373,15-298,15)}{373,15} \\ &= -224,979 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Nilai energi bebas Gibbs (ΔG°_f) pembentukan nitrobenzena pada temperatur operasi $T = 373,15$ K adalah :

$$\Delta G^{\circ}_{rx373,150} = \Delta G^{\circ}_{fProduk} + \Delta G^{\circ}_{fReaktan}$$

$$\Delta G^{\circ}_{rx373,150} = (\Delta G^{\circ}_f C_6H_5NO_2 + \Delta G^{\circ}_f H_2O) - (\Delta G^{\circ}_f C_6H_6 + \Delta G^{\circ}_f HNO_3)$$

$$\begin{aligned}\Delta H^{\circ}_{rx373,150} &= [(1x(180,740)) + (1x(-24,979))] - [(1x(141,414)) \\ &\quad + (1x(59,506))]\end{aligned}$$

$$\Delta H^{\circ}_{rx373,150} = -126,147 \text{ kJ/mol}$$

2.2.2 Tinjauan Ekonomi

Tinjauan ekonomi ini bertujuan untuk mengetahui potensial ekonomi (EP) berdasarkan perhitungan ekonomi kasar pembelian bahan baku dan penjualan produk, seperti terlihat dalam tabel berikut:

Tabel 2.4 Data Harga Bahan Baku dan Produk Pembentukan Nitrobenzena

Komponen	Molekul	Berat Molekul (gr/mol)	Harga (*\$/kg)	Harga (Rp/kg)*
Nitrobenzena	C ₆ H ₅ NO ₂	123,11	2,000	30.000,-
Benzena	C ₆ H ₆	78,11	1,350	20.250,-
Asam Nitrat	HNO ₃	63,01	0,775	11.625,-

Sumber: www.alibaba.com 2023

*1\$ = Rp 15.000,-

Persamaan untuk mendapatkan ekonomi potensial dari proses ini adalah sebagai berikut:

$$EP = (\text{Total harga produk}) - (\text{Total harga bahan baku})$$

$$EP = (\text{Harga C}_6\text{H}_5\text{NO}_2) - (\text{Harga C}_6\text{H}_6 + \text{Harga HNO}_3)$$

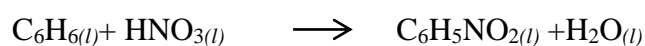
a. Tinjauan Ekonomi untuk Nitrasi Benzena dengan Asam Nitrat

Dari reaksi yang terjadi dalam proses pembentukan nitrobenzena tanpa katalis didapatkan mol masing-masing reaktan dan produk yang dapat dilihat pada tabel 2.5 berikut :

Tabel 2.5 Mol Bahan Baku dan Produk Proses Nitrobenzena Tanpa Katalis

Komponen	Molekul	Berat Molekul (gr/mol)
Nitrobenzena	C ₆ H ₅ NO ₂	123,11
Benzena	C ₆ H ₆	78,11
Asam Nitrat	HNO ₃	63,01

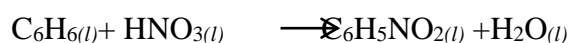
Reaksi yang terjadi:



$$\text{Basis : 1 kg C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 \text{ terbentuk} = \frac{1000 \text{ gr}}{123,11 \text{ gr/mol}} = 8,1228 \text{ mol}$$

Diketahui, konversi (X) = 0,83 (Ross, 1956)

Jadi, berdasarkan stoikiometri :



Mula-mula	x	x		
Bereaksi	8,1228	8,1228	8,1228	8,1228
Sisa	x-8,1228	x-8,1228	8,1228	8,1228

Maka,

Mol mula-mula:

$$x - 0,83 x = x - 8,1228$$

$$0,83 x = 8,1228$$

$$x = 9,7865 \text{ mol}$$

Maka,

Jumlah reaktan yang dibutuhkan:

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 9,7865 \text{ mol} \times \frac{78,11 \text{ gr}}{1 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 0,7644 \text{ kg}$$

$$\text{HNO}_3 = 9,7865 \text{ mol} \times \frac{63,01 \text{ gr}}{1,7 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 1,0483 \text{ kg}$$

Jumlah produk yang terbentuk:

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 9,7865 \text{ mol} \times \frac{123,11 \text{ gr}}{1 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 1 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 9,7865 \text{ mol} \times \frac{18,01 \text{ gr}}{1 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 0,1462 \text{ kg}$$

Tabel 2.6 Data Proses Pembentukan Nitrobenzena Tanpa Katalis

Komponen	Molekul	Berat	Massa		Harga (\$/kg)
		Molekul (kg/kmol)	Mol	Kg	
Nitrobenzena	C ₆ H ₅ NO ₂	123,11	8,1228	1	2,000
Benzena	C ₆ H ₆	78,11	9,7865	0,7644	1,7024
Asam Nitrat	HNO ₃	63,01	9,7895	1,0483	0,8124

Harga penjualan produk:

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 1 \text{ kg} \times \$2,000 = \$2,000$$

$$\text{Total penjualan} = \$2,000$$

Biaya pembelian bahan baku:

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 0,7644 \text{ kg} \times \$1,350 = \$1,0319$$

$$\text{HNO}_3 = 1,0483 \text{ kg} \times \$0,775 = \$0,8124$$

$$\text{Total pembelian} = \$1,8444$$

Profit Keuntungan = Harga Penjualan Produk – Harga

Pembelian Bahan Baku

$$= \$2,000 - \$1,8444$$

$$= \$ 0,1555$$

$$= \$0,1555/\text{kg} \times 1000\text{kg}/\text{ton} \times 75.000 \text{ ton}/\text{tahun}$$

$$= \$11.669.276,81 \text{ ton}/\text{tahun}$$

$$= \text{Rp } 175.039.152.222,57 \text{ ton}/\text{tahun}$$

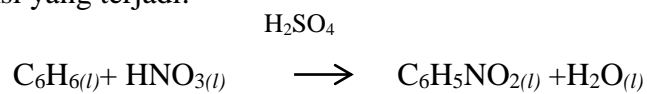
b. Tinjauan Ekonomi untuk Nitirasi Benzena dengan Asam Campuran secara *Batch*

Dari reaksi yang terjadi dalam proses pembentukan nitrobenzena dengan katalis asam sulfat didapatkan mol masing-masing reaktan dan produk yang dapat dilihat pada tabel 2.7 berikut:

Tabel 2.7 Mol Bahan Baku dan Produk Proses Nitrobenzena dengan Katalis

Komponen	Molekul	Berat Molekul (kg/kmol)
Nitrobenzena	C ₆ H ₅ NO ₂	123,11
Benzena	C ₆ H ₆	78,11
Asam Nitrat	HNO ₃	63,01

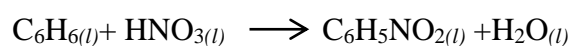
Reaksi yang terjadi:



$$\text{Basis : } 1 \text{ kg C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 \text{ terbentuk} = \frac{1000 \text{ gr}}{123,11 \text{ gr/mol}} = 8,1228 \text{ mol}$$

Diketahui, konversi (X) = 0,95 (Kirk & Othmer, 1996)

Jadi, berdasarkan stoikiometri :



Mula-mula	x	x		
Bereaksi	8,1228	8,1228	8,1228	8,1228
Sisa	x-8,1228	x-8,1228	8,1228	8,1228

Maka,

Mol mula-mula:

$$x - 0,95 x = x - 8,1228$$

$$0,95 x = 8,1228$$

$$x = 8,5503 \text{ mol}$$

Maka,

Jumlah reaktan yang dibutuhkan:

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 8,5503 \text{ mol} \times \frac{78,11 \text{ gr}}{1 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 0,6678 \text{ kg}$$

$$\text{HNO}_3 = 8,5503 \text{ mol} \times \frac{63,01 \text{ gr}}{2,5 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 1,3468 \text{ kg}$$

Jumlah produk yang terbentuk:

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 8,1228 \text{ mol} \times \frac{123,11 \text{ gr}}{1 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 1 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 8,1228 \text{ mol} \times \frac{18,01 \text{ gr}}{1 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 0,1462 \text{ kg}$$

Tabel 2.8 Data Proses Pembentukan Nitrobenzena dengan Katalis

Komponen	Molekul	Berat Molekul (kg/kmol)	Massa		Harga (\$/kg)
			Mol	Kg	
Nitrobenzena	C ₆ H ₅ NO ₂	123,11	8,1228	1	2,000
Benzena	C ₆ H ₆	78,11	8,5503	0,6678	0,9016
Asam Nitrat	HNO ₃	63,01	8,5503	1,3468	1,0438

Harga penjualan produk:

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 1 \text{ kg} \times \$2,000 = \$2,000$$

$$\text{Total penjualan} = \$2,000$$

Biaya pembelian bahan baku:

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 0,6678 \text{ kg} \times \$1,350 = \$0,9016$$

$$\text{HNO}_3 = 1,3468 \text{ kg} \times \$0,775 = \$1,0438$$

$$\text{Total pembelian} = \$1,9454$$

$$\begin{aligned} \text{Profit Keuntungan} &= \text{Harga Penjualan Produk} - \text{Harga} \\ &\quad \text{Pembelian Bahan Baku} \\ &= \$2,000 - \$1,9454 \\ &= \$0,0545 \\ &= \$0,0545/\text{kg} \times 1000\text{kg/ton} \times 75.000 \\ &\quad \text{ton/tahun} \\ &= \$4.090.542,911 \text{ ton/tahun} \\ &= \text{Rp } 61.356.793.667,62 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

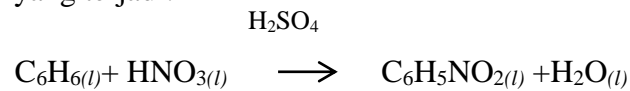
c. Tinjauan Ekonomi untuk Nitration Benzene dengan Asam Campuran secara *Continue*

Dari reaksi yang terjadi dalam proses pembentukan nitrobenzene dengan katalis asam sulfat didapatkan mol masing-masing reaktan dan produk yang dapat dilihat pada tabel 2.7 berikut :

Tabel 2.9 Mol Bahan Baku dan Produk Proses Nitrobenzena dengan Katalis

Komponen	Molekul	Berat Molekul (kg/kmol)
Nitrobenzena	C ₆ H ₅ NO ₂	123,11
Benzena	C ₆ H ₆	78,11
Asam Nitrat	HNO ₃	63,01

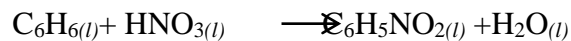
Reaksi yang terjadi:



$$\text{Basis : 1 kg C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 \text{ terbentuk} = \frac{1000 \text{ gr}}{123,11 \text{ gr/mol}} = 8,1228 \text{ mol}$$

Diketahui, konversi (X) = 0,9532 (Kirk & Othmer, 1996)

Jadi, berdasarkan stoikiometri :



Mula-mula	x	x		
Bereaksi	8,1228	8,1228	8,1228	8,1228
Sisa	x-8,1228	x-8,1228	8,1228	8,1228

Maka,

Mol mula-mula:

$$x - 0,9532 x = x - 8,1228$$

$$0,9532 x = 8,1228$$

$$x = 8,5216 \text{ mol}$$

Maka,

Jumlah reaktan yang dibutuhkan:

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 8,5216 \text{ mol} \times \frac{78,11 \text{ gr}}{1 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 0,6656 \text{ kg}$$

$$\text{HNO}_3 = 8,5216 \text{ mol} \times \frac{63,01 \text{ gr}}{1,05 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 0,5637 \text{ kg}$$

Jumlah produk yang terbentuk:

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 8,1228 \text{ mol} \times \frac{123,11 \text{ gr}}{1 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 1 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 8,1228 \text{ mol} \times \frac{18,01 \text{ gr}}{1 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}} = 0,1462 \text{ kg}$$

Tabel 2.10 Data Proses Pembentukan Nitrobenzena dengan Katalis

Komponen	Molekul	Berat Molekul (kg/kmol)	Massa		Harga (\$/kg)
			Mol	Kg	
Nitrobenzena	C ₆ H ₅ NO ₂	123,11	8,1228	1	2,000
Benzena	C ₆ H ₆	78,11	8,5216	0,6656	0,8985
Asam Nitrat	HNO ₃	63,01	8,5216	0,5637	0,4369

Harga penjualan produk:

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 1 \text{ kg} \times \$2,000 = \$2,000$$

$$\text{Total penjualan} = \$2,000$$

Biaya pembelian bahan baku:

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 0,6656 \text{ kg} \times \$1,350 = \$0,8985$$

$$\text{HNO}_3 = 0,5637 \text{ kg} \times \$0,775 = \$0,4369$$

$$\text{Total pembelian} = \$1,3355$$

$$\text{Profit Keuntungan} = \text{Harga Penjualan Produk} - \text{Harga}$$

Pembelian Bahan Baku

$$= \$2,000 - \$1,3355$$

$$= \$ 0,6644$$

$$= \$0,6644/\text{kg} \times 1000\text{kg}/\text{ton} \times 75.000 \text{ ton}/\text{tahun}$$

$$= \$49.834.924,43 \text{ ton}/\text{tahun}$$

$$= \text{Rp } 747.523.866.463,10 \text{ ton}/\text{tahun}$$

2.3 Pemilihan Proses

Pemilihan proses dilakukan dengan membandingkan keuntungan dan kerugian proses pembuatan nitrobenzena dengan nitrasi yang hanya menggunakan asam nitrat, nitrasi yang menggunakan asam campuran secara kontinyu dan *batch* seperti uraian diatas sebagai berikut:

Tabel 2.11 Kriteria Penilaian Pemilihan Proses

No	Keterangan	Proses 1 (Asam Campuran <i>Batch</i>)	Proses 2 (Asam Campuran <i>Continue</i>)	Proses 3 (Asam Nitrat)
1.	Kondisi Operasi	1 atm; 50°C	1 atm; 50 °C	1 atm; 100°C
2.	Jenis Reaktor	RATB	RATB	RATB
3.	Waktu Reaksi	2-4 jam	15-30 menit	2-4 jam
4.	ΔH°_{RX}	-124,555 kJ/mol.K	-124,555 kJ/mol.K	-132,333 kJ/mol.K
5.	Ukuran Alat	Besar	Kecil	Besar
6.	Katalis	H ₂ SO ₄ (Cair)	H ₂ SO ₄ (Cair)	-
7.	Konversi	95%	95,32%	83%
8.	Profit Keuntungan	\$0,1555/kg	\$0,6644/kg	\$0,0545/kg

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa :

1. Konversi tertinggi dihasilkan pada proses nitrasi dengan asam campuran secara *continue* yaitu sebesar 95,32%. Ini menandakan bahwa proses nitrasi menghasilkan produk nitrobenzena lebih banyak dibandingkan proses lainnya.
2. Temperatur reaksi pada proses nitrasi dengan asam campuran lebih rendah jika dibandingkan proses nitrasi dengan asam nitrat, yaitu sebesar 50°C. Sehingga, penggunaan energi lebih sedikit.
3. Keuntungan tertinggi diperoleh pada proses nitrasi dengan asam campuran secara *continue*. Maka berdasarkan perbandingan ketiga proses pembentukan nitrobenzene tersebut, dipilih proses nitrasi dengan asam campuran secara *continue*.

2.4 Uraian Proses

Proses pembuatan nitrobenzena melalui beberapa tahap sebagai berikut:

2.4.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku benzena yang berasal tangki penyimpanan dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *heater* sebelum dialirkan oleh pompa menuju reaktor. Asam nitrat dari tangki penyimpanan dialirkan menggunakan pompa menuju *mixer* yang beroperasi pada suhu 30°C. Di dalam *mixer* asam nitrat dicampur dengan asam sulfat yang dialirkan menggunakan pompa dari tangki penyimpanan. *Mixer* digunakan untuk menghasilkan ion nitronium yang berfungsi sebagai *nitrating agent* . Komposisi Asam Campuran yaitu : Komposisi Asam Campuran yaitu : 33% mol HNO₃, 49% mol H₂SO₄, 18% mol H₂O. Rasio Asam Nitrat dan Benzena adalah 1,05 : 1.

2.4.2 Tahap Pembentukan Produk

Asam campuran dari *mixer* yang dialirkan oleh pompa menuju reaktor yang sebelumnya dipanaskan terlebih dahulu menggunakan *heater* sesuai dengan kondisi reaktor yang akan masuk melalui puncak reaktor pada suhu 50°C. Reaksi nitrasi antara benzena dengan asam nitrat dan asam sulfat berlangsung pada RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk). Suhu reaktor tetap terjaga 50°C sehingga reaksi tetap berlangsung pada fase cair. Reaksi nitrasi berlangsung secara eksotermis sehingga diperlukan pendingin agar suhu dalam reaktor tetap. Hasil yang diperoleh dari reaktor adalah nitrobenzena, produk samping berupa air dan sisa reaktan berupa benzena dan asam nitrat serta katalis asam sulfat. Produk yang dihasilkan reaktor akan dialirkan menggunakan pompa dengan suhu 50°C dan tekanan 1 atm menuju dekanter untuk dipisahkan antara nitrobenzena dan sisa reaktan.

2.4.3 Tahap Pemurnian Produk

a. Pemisahan Produk Utama Dengan Asam Nitrat Dan Asam Sulfat

Nitrobenzena dan air hasil reaksi serta sisa reaktan berupa benzena, asam nitrat dan asam sulfat keluar dari reaktor dialirkan menggunakan pompa menuju separator untuk dipisahkan berdasarkan perbedaan densitas. Keluaran atas separator berupa produk nitrobenzene, air, benzene dan sedikit sisa mix acid, sedangkan keluaran bawah separator dialirkan kembali ke reaktor. Keluaran atas separator akan dialirkan menuju neutralizer untuk dinetralsasi menggunakan kaustik cair, Hasil dari neutralizer dialirkan menuju separator untuk dilakukan pemisahan kembali.

b. Pemurnian Dengan Distilasi

Hasil dari *separator* diumpankan ke menara distilasi untuk dimurnikan. Hasil atas kolom distilasi berupa benzena dan air. Hasil bawah kolom distilasi berupa nitrobenzena dilewatkan *cooler* untuk diturunkan suhunya dan selanjutnya produk nitrobenzena disimpan dalam tangki penyimpanan.

III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK

3.1 Spesifikasi Bahan Baku

A. Benzena

Rumus Molekul	: C_6H_6 ²⁾
Wujud	: Cair ¹⁾
Berat molekul	: 78,11 gram/mol ²⁾
Titik lebur	: 5,49°C pada 101,3 kPa ¹⁾
Titik didih	: 80,08°C pada 1 atm ²⁾
Kelarutan dalam air	: 1,79 gram/L pada 25°C ²⁾
Densitas	: 0,879 g/cm ³ pada 20°C ¹⁾
Viskositas	: 0,604 mPa.s pada 25°C ²⁾
Kemurnian	: 99,9% ¹⁾
Impuritas	: 0,1% air ³⁾

Sumber: ¹⁾Pertamina (2017),

²⁾PubChem(2023).

³⁾LobaChemie(2021).

B. Asam Nitrat

Rumus Molekul	: HNO_3 ²⁾
Wujud	: Cair ¹⁾
Berat molekul	: 63,01 gram/mol ¹⁾
Titik lebur	: -41°C ¹⁾

Titik didih	: 82,8°C pada 1 atm ²⁾
Kelarutan dalam air	: Sangat larut dalam air ¹⁾
Densitas	: 1,41 g/cm ³ pada 20°C ¹⁾
Viskositas	: 0,746 mPa.s pada 25°C ²⁾
Kemurnian	: 99,9% ¹⁾
Impuritas	: 0,1% air ³⁾

Sumber: ¹⁾Smartlab (2017),

²⁾PubChem(2023).

C. Asam Sulfat

Rumus Molekul	: H ₂ SO ₄ ¹⁾
Wujud	: Cair ¹⁾
Berat molekul	: 98,08 gram/mol ¹⁾
Titik lebur	: 10°C ²⁾
Titik didih	: 339°C ²⁾
Kelarutan dalam air	: Sangat larut dalam air ³⁾
Densitas	: 1,84 g/cm ³ pada 20°C ¹⁾
Viskositas	: 23,541 cP pada 25°C ⁴⁾

Sumber: ¹⁾Smartlab (2017),

²⁾Muller (2012),

³⁾PubChem(2023),

⁴⁾Yaws(1999).

3.2 Spesifikasi Bahan Penunjang

A. Natrium Hidroksida

Rumus Molekul	: NaOH ¹⁾
Wujud	: Padat ²⁾
Berat molekul	: 39,997 gram/mol ³⁾
Titik lebur	: 318°C ¹⁾
Titik didih	: 1390°C ¹⁾
Kelarutan dalam air	: 1,090 g/L pada 20°C ²⁾
Densitas	: 2,13 g/cm ³ pada 20°C ²⁾
Kemurnian	: 98% ⁴⁾

Sumber: ¹⁾Itokindo (2009),
²⁾Smartlab (2019),
³⁾PubChem(2023),
⁴⁾Kirk Othmer (1991).

3.3 Spesifikasi Produk

A. Nitrobenzena

Rumus Molekul	: C ₆ H ₅ NO ₂ ¹⁾
Wujud	: Cair ¹⁾
Berat molekul	: 123,1 gram/mol ¹⁾
Titik lebur	: 5,7°C ²⁾
Titik didih	: 210,8°C pada 1,013 hPa ¹⁾
Kelarutan dalam air	: 1,9 g/L pada 20°C ¹⁾
Densitas	: 1,2 g/cm ³ pada 20°C ¹⁾
Viskositas	: 1,863 mPa.s pada 25°C ³⁾

Sumber: ¹⁾Carl Roth (2021),
²⁾Agilent (2019),

³⁾PubChem(2023).

B. Air

Rumus Molekul	: H ₂ O ¹⁾
Wujud	: Cair ¹⁾
Berat molekul	: 18,01 gram/mol ¹⁾
Titik beku	: 0°C ¹⁾
Titik didih	: 100°C ¹⁾
Densitas	: 0,99919 g/cm ³ pada 15°C ²⁾
Viskositas	: 0,911 cP pada 25°C ¹⁾

Sumber: ¹⁾ Yaws(1999),

²⁾ Valves Instruments Plus Ltd (2021)

BAB X

SIMPULAN DAN SARAN

A. Simpulan

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik Nitrobenzena dari Benzena dan Asam Nitrat dengan Katalis Asam Sulfat Kapasitas 75.000 ton/tahun dapat ditarik simpulan sebagai berikut:

1. *Percent Return on Investment (ROI)* sesudah pajak adalah 26,85%.
2. *Pay Out Time (POT)* sesudah pajak adalah 2,40 tahun.
3. *Break Even Point (BEP)* sebesar 46,87% dimana syarat umum pabrik di Indonesia adalah 30 – 60% kapasitas produksi. *Shut Down Point (SDP)* sebesar 25,06%, yakni batasan kapasitas produksi 20 – 30% sehingga pabrik masih dapat berproduksi karena mendapat keuntungan.
4. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCF)* sebesar 28,01%, lebih besar dari suku bunga bank sekarang sehingga investor akan lebih memilih untuk berinvestasi ke pabrik ini dari pada ke bank.

B. Saran

Pabrik Nitrobenzena dari Benzena dan Asam Nitrat dengan Katalis Asam Sulfat Kapasitas Tujuh Puluh Lima Ribu Ton per Tahun sebaiknya dikaji lebih lanjut baik dari segi proses maupun ekonominya.

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, 1999-2004, *Buletin Statistik Perdagangan Luar negeri vol II*, BPS, Jakarta.
- Badger.W.L.& Banchero.J.L., 1957, *Introduction to Chemical Engineering*, McGraw-Hill, Australia.
- Brown.G.George., 1956, *Unit Operation 6^{ed}*, Wiley&Sons, USA.
- Brownell.L.E. and Young.E.H., 1979, *Process Equipment Design 3^{ed}*, John Wiley & Sons, New York.
- Coulson.J.M. and Ricardson.J.F., 1989, *Chemical Engineering vlo 6*, Pergamon Press Inc, New York.
- Daubert, Thomas E., "*Chemical Engineering Thermodynamics*", 1985, 3rd edition, Mc. Graw Hill Book Company, New York..
- Faith, Keyes, and Clark, G., 1975, "Industrial Chemical", 4th ed., John Wiley and Sons Inc., New York.
- Fogler.A.H.Scott, 1999, *Elements of Chemical Reaction Engineering*, Prentice Hall International Inc, New Jersey.
- Geankoplis.Christie.J., 1993, *Transport Processes and unit Operation 3th^{ed}*, Allyn & Bacon Inc, New Jersey.
- Himmeblau.David., 1996, *Basic Principles and Calculation in Chemical Engineering*, Prentice Hall Inc, New Jersey.
- Hollman, J.P., 1986, "Heat Transfer:", 6thed., Mc Graw Hill Book Company, London.
- Hougen, O., Watson, A., and Ragatz, R.A., 1954, "Chemical Process Principles" part III, 2nd ed., Willey Internasional Edition, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Kern.D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Kirk, R.E and Othmer, D.F., 2006, "Encyclopedia of Chemical Technologi", 4nd ed., vol. 17., John Wiley and Sons Inc., New York.

- Levenspiel.O., 1972, *Chemical Reaction Engineering 2nd edition*, John Wiley and Sons Inc, New York.
- Ludwig.E.Ernest., 1984, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants vol II*, Gulf Publishing Company, Houston.
- McCabe.W.L. and Smith.J.C., 1985, *Operasi Teknik Kimia*, Erlangga, Jakarta.
- Megyesy.E.F., 1983, *Pressure Vessel Handbook*, Pressure Vessel Handbook Publishing Inc, USA.
- Perry.R.H. and Green.D., 1997, *Perry's Chemical Engineer Handbook 7th ed*, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peter, M.S., and Timmerhans, E.D., 1980, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 3rded., Mc Graw Hill Book Company, Singapore.
- Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", Mc Graw Hill Book Company, New York.
- Rase, H.F., 1977, "*Chemical Reactor Design for Process Plant*", John Willey and Sons Inc., New York.
- Smith.J.M. and Van Ness.H.C., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 3^{ed}*, McGraww-Hill Inc, New York.
- Treyball.R.E., 1984, *Mass Transfer Operation 3^{ed}*, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Ulmann, 2007. "*Ulmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*". VCH Verlagsgesell Scahft, Wanheim, Germany.
- Ulrich.G.D., 1987, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons Inc, New York.
- US Patent No. 5.763.697, *Process for the Nitration of Aromatic Compound* , 09Januari 1998
- Villbrandt, F. C. and Dryden.,1959,*Chemical Enginering Plant Design*, 4th ed, Mc Graw Hill Kogakusha Ltd, Tokyo
- Wallas. S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, Butterworth Publishers, Stoneham USA.
- www. icispricing.com, 2023
- www. matche.com, 2023
- www. sciencelab.com, 2023