

**PRA RANCANGAN
PABRIK PEMBUATAN NITROBENZENE
KAPASITAS 32.500 TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Mengikuti Ujian Sarjana
pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Sriwijaya**

Oleh:

FARRAS MUHAMMAD FAWWAZ	03031282126032
KEYLA SELBI DHITIA ALI	03031282126063

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA**

2025

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN NITROBENZENE KAPASITAS 32.500 TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar sarjana

Oleh:

Farras Muhammad Fawwaz

NIM. 03031282126032

Keyla Selbi Dhitia Ali

NIM. 03031282126063

Indralaya, Juli 2025

Dosen Pembimbing Tugas Akhir,



Prof. Dr. Ir. Subriyer Nasir, M.S., IPU

NIP. 196009091987031004

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM.

NIP. 197502012000122001

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa skripsi dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Nitrobenzene Kapasitas 32.500 Ton/Tahun” telah dipertahankan oleh Farras Muhammad Fawwaz dan Keyla Selbi Dhitia Ali dihadapan Tim Penguji Sidang Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 16 Juli 2025. Dengan ini menyatakan bahwa:

1. Dr. Budi Santoso, S.T., M.T.

NIP. 197706052003121004

()

2. Dr. Ir. Asyeni Miftahul Jannah, S.T., M.Si.

NIP. 198606292008122002

()

3. Ir. Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M.Eng.

NIP. 199001272023212033

()

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia



Pr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM.

NIP. 197502012000122001

Indralaya, Juli 2025

Pembimbing Tugas Akhir



Prof. Dr. Ir. Subriyus Nasir, M.S., IPU

NIP. 196009091987031004

HALAMAN PERBAIKAN

Dengan ini menyatakan bahwa:

FARRAS MUHAMMAD FAWWAZ

03031282126032

KEYLA SELBI DHITIA ALI

03031282126063

Judul:

“PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN NITROBENZENE KAPASITAS 32.500 TON/TAHUN”

Mahasiswa tersebut telah menyelesaikan tugas perbaikan yang diberikan pada Sidang Sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 16 Juli 2025 oleh Dosen Penguji:

1. Dr. Budi Santoso, S.T., M.T.
NIP. 197706052003121004

()

2. Dr. Ir. Asyeni Miftahul Jannah, S.T., M.Si.
NIP. 198606292008122002

()

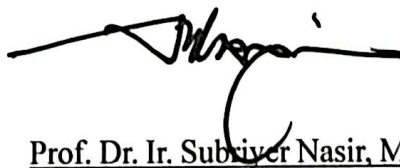
3. Ir. Bazlina Dawami Afrah, S.T., M.T., M.Eng.
NIP. 199001272023212033

()

Indralaya, Juli 2025

Mengetahui,

Pembimbing Tugas Akhir



Prof. Dr. Ir. Subriyeh Nasir, M.S., IPU

NIP. 196009091987031004

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Farras Muhammad Fawwaz
NIM : 03031282126032
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Nitrobenzene Kapasitas
32.500 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Keyla Selbi Dhitia Ali** didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai sistem yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Indralaya, Juli 2025



Farras Muhammad Fawwaz

NIM. 03031282126032



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Keyla Selbi Dhitia Ali
NIM : 03031282126063
Judul Tugas Akhir : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Nitrobenzene Kapasitas
32.500 Ton/Tahun

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama Farras Muhammad Fawwaz didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai sistem yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Indralaya, Juli 2025



Keyla Selbi Dhitia Ali

NIM. 03031282126063



KATA PENGANTAR

Puji dan syukur atas kehadiran *Allah Subhanahu Wa Ta'ala* berkat limpahan rahmat, nikmat, serta hidayah-Nya penulis dapat menyelesaikan penyusunan laporan tugas akhir berjudul “Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Nitrobenzene Kapasitas 32.500 Ton/Tahun” dengan baik. Penulisan tugas akhir ini dilakukan sebagai syarat untuk menyelesaikan kurikulum akademik yang ada di Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.

Tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dikarenakan penulis mendapatkan bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak, yang dalam kesempatan ini disampaikan terima kasih yang setulusnya kepada:

- 1) Kedua orang tua penulis yang telah memberikan dukungan dan doa demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
- 2) Ibu Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., IPM. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 3) Ibu Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T., IPM. selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 4) Bapak Prof. Dr. Ir. Subriyer Nasir, M.S., IPU selaku Dosen Pembimbing tugas akhir yang selalu memberikan bimbingan dan arahan kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan.
- 5) Bapak/Ibu dosen dan staf Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
- 6) Sahabat, Rekan-rekan mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya Angkatan 2021, dan kakak tingkat yang telah memberikan dukungan dan bantuan selama ini.

Penulis berharap tugas akhir ini dapat memberikan gambaran mengenai perancangan pabrik, serta dapat dijadikan sebagai referensi ilmu pengetahuan.

Indralaya, Juli 2025

Penulis

UCAPAN TERIMA KASIH

Pada proses penyusunan laporan tugas akhir, banyak pihak yang telah membantu dalam berbagai hal. Bantuan baik moril maupun materi merupakan salah satu hal yang sangat membantu dan berkesan dalam penyusunan tugas akhir ini. Terimakasih kepada pihak-pihak tersebut terutama kepada:

- 1) Allah SWT, yang telah memberikan kesabaran, kesehatan jasmani serta memberikan kemudahan sehingga laporan tugas akhir dapat terselesaikan.
- 2) Umi dan Buya selaku orang tua dari Keyla Selbi Dhitia Ali yang telah memberikan dukungan, kasih sayang, restu dan doa sehingga ananda dapat menjalani perkuliahan hingga menyelesaikan tugas akhir dengan baik.
- 3) Papa Budi Trianto dan Bunda Riri Savitri selaku orang tua dari Farras M Fawwaz yang selalu memberikan kasih sayang, dukungan, restu dan doa.
- 4) Prof. Dr. Ir. Subriyer Nasir, M.S., IPU. selaku dosen pembimbing Tugas Akhir yang selalu mendukung, memberi arahan serta memberikan ilmu dan restu kepada kami sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir ini dengan baik dan nilai yang memuaskan.
- 5) Wanda Asyura Ali dan Choirun Nisya Ali, selaku kakak dan adik dari Keyla Selbi Dhitia Ali yang telah memberikan kasih sayang dan kebahagiaan serta dukungan sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik.
- 6) Keluarga tercinta yang telah memberikan dukungan dan kasih sayang tiada henti serta mendoakan kami dalam pembuatan laporan tugas akhir.
- 7) Teman-teman dari ST 12 (Aliya, Arjun, Cicillia, Habri, Kesya, Naila, Umi Rahfina, Riska, dan Rozanah.) atas semangat, kebahagiaan, bantuan dan dukungan sehingga kami dapat bertahan dan menyelesaikan tugas akhir ini.
- 8) Amalia, Laila, Aldo, Faiz, Jonathan, dan Fadlurrahman, atas dukungan serta ilmu, waktu dan kebahagiaan yang diberikan sehingga tugas akhir ini selesai
- 9) Seluruh Teman-teman Angkatan 2021 Jurusan Teknik Kimia Unsri atas kenangan serta kebersamaannya selama 4 tahun perkuliahan disini.
- 10) Partner yang telah mengerjakan tugas akhir ini bersama hingga selesai dan dapat memahami kekurangan dan latar belakang masing-masing sehingga dalam pembuatan laporan tugas akhir ini berjalan dengan aman dan damai.

RINGKASAN

PRA RANCANGAN PABRIK PEMBUATAN NITROBENZENE KAPASITAS 32.500 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, Juli 2025

Farras Muhammad Fawwaz dan Keyla Selbi Dhitia Ali

Dibimbing oleh Prof. Dr. Ir. Subriyer Nasir, M.S., IPU

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sriwijaya

ABSTRAK

Pabrik pembuatan Nitrobenzene dengan kapasitas 32.500 ton/tahun direncanakan akan di bangun di Kawasan Industri JIPE Gresik, Jawa Timur pada tahun 2034, dengan perkiraan luas area pabrik sebesar 2,42 Ha. Nitrobenzene pada pabrik ini disintesis dari bahan baku benzene dan asam nitrat dengan asam sulfat sebagai katalis menggunakan *Plug Flow Reactor* berdasarkan Patent US 2024/12180135 B2. Pabrik ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff* yang dipimpin oleh satu direktur utama dengan jumlah karyawan sebanyak 169 orang. Pabrik Nitrobenzene ini layak dipertimbangkan untuk didirikan karena telah memenuhi parameter kelayakan ekonomi berikut:

- | | |
|--|----------------------|
| a) <i>Total Capital Investment</i> | = US\$ 42.458.187,93 |
| b) <i>Selling Price per Year</i> | = US\$ 71.307.918,85 |
| c) <i>Total Production Cost</i> | = US\$ 51.352.824,73 |
| d) <i>Annual Cash Flow</i> | = US\$ 17.630.358,84 |
| e) <i>Pay Out time</i> | = 2,45 Tahun |
| f) <i>Rate of return on investment</i> | = 32,90% |
| g) <i>Discounted Cash Flow –ROR</i> | = 40,54% |
| h) <i>Break Even Point</i> | = 36,64% |
| i) <i>Service Life</i> | = 11 Tahun |

Kata Kunci: Nitrobenzene, *Plug Flow Reactor*, Perseroan Terbatas

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PERSETUJUAN.....	iii
HALAMAN PERBAIKAN.....	iv
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS.....	v
KATA PENGANTAR.....	vii
RINGKASAN	ix
ABSTRAK	ix
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR	xvi
DAFTAR NOTASI	xvii
DAFTAR LAMPIRAN	xxv
BAB I PEMBAHASAN UMUM	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	2
1.3. Tujuan dan Manfaat Pendirian Pabrik.....	3
1.4. Proses Pembuatan Nitrobenzene	3
1.5. Sifat Fisika dan Kimia	8
BAB II PERENCANAAN PABRIK	10
2.1. Alasan Pendirian Pabrik Kimia.....	10
2.2. Penentuan Kapasitas	11
2.3. Pemilihan Proses.....	13
2.4. Pemilihan Bahan Baku.....	13
2.5. Uraian Proses	14
2.5.1. Preparasi	14
2.5.2. Sintesis	14
2.5.3. Separasi	15
2.5.4. Purifikasi	15
BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....	16
3.1. Lokasi Pabrik.....	16
3.1.1. Ketersediaan Sumber Bahan Baku.....	17
3.1.2. Transportasi	18

3.1.3.	Utilitas	19
3.1.4.	Pemasaran Hasil Produksi	19
3.1.5.	Tenaga Kerja.....	20
3.1.6.	Kondisi Iklim.....	20
3.2.	Tata Letak Pabrik.....	20
3.3.	Kebutuhan Luas Area Pabrik	21
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS		22
4.1.	Neraca Massa.....	22
4.2.	Neraca Panas.....	29
BAB V UTILITAS		37
5.1.	Unit Pengadaan <i>Steam</i>	37
5.1.1.	<i>Steam</i>	37
5.1.2.	<i>Steam</i> Penggerak Turbin.....	38
5.1.3.	Total Kebutuhan <i>Steam</i>	38
5.2.	Unit Pengadaan Air.....	38
5.2.1.	Air Pendingin	38
5.2.2.	Air Umpan <i>Boiler</i>	40
5.2.3.	Air Domestik	41
5.2.4.	Total Kebutuhan Air.....	41
5.3.	Unit Pengadaan Refrigerant	42
5.4.	Unit Pengadaan Listrik	42
5.4.1.	Listrik untuk Peralatan.....	42
5.4.2.	Listrik untuk Penerangan.....	43
5.4.3.	Listrik untuk Keperluan Lainnya	44
5.4.4.	Total Kebutuhan Listrik.....	44
5.5.	Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	45
5.5.1.	Bahan Bakar Keperluan <i>Boiler</i>	45
5.5.2.	Bahan Bakar Keperluan Generator	46
5.5.3.	Total Kebutuhan Bahan Bakar.....	46
BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN		47
6.1.	Tangki-01 (T-01)	47
6.2.	Tangki-02 (T-02)	47
6.3.	Tangki-03 (T03).....	48
6.4.	Tangki-04 (T-04)	49
6.5.	Tangki-05 (T-05)	49
6.6.	Tangki-06 (T-06)	50

6.7.	Tangki-07 (T-07)	51
6.8.	Reaktor-01 (R-01).....	51
6.9.	Knock Out Drum-01 (KOD-01).....	52
6.10.	Condenser-01 (CD-01).....	53
6.11.	Decanter-01 (DC-01)	53
6.12.	Decanter-02 (DC-02)	54
6.13.	Mixing Tank-01 (MT-01)	55
6.14.	Kolom Distilasi (KD-01)	56
6.15.	Condenser-02 (CD-02).....	57
6.16.	Accumulator-01 (ACC-01)	58
6.17.	Reboiler-01 (RB-01).....	58
6.18.	Evaporator-01 (EV-01).....	59
6.19.	Heater-01 (H-01).....	60
6.20.	Heater-02 (H-02).....	61
-	Heater-02 (a).....	61
-	Heater-02 (b).....	62
6.21.	Cooler-01 (C-01).....	63
6.22.	Chiller-01 (CH-01)	64
6.23.	Cooler-02 (C-02).....	65
6.24.	Cooler-03 (C-03).....	66
6.25.	Pompa-01 (P-01).....	67
6.26.	Pompa-02 (P-02).....	68
6.27.	Pompa-03 (P-03).....	69
6.28.	Pompa-04 (P-04).....	70
6.29.	Pompa-05 (P-05).....	71
6.30.	Pompa-06 (P-06).....	72
6.31.	Pompa-07 (P-07).....	73
6.32.	Pompa-08 (P-08).....	74
6.33.	Pompa-09 (P-09).....	75
6.34.	Pompa-10 (P-10).....	76
6.35.	Pompa-11 (P-11).....	77
6.36.	Pompa-12 (P-12).....	78
BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN		79
7.1.	Bentuk Perusahaan.....	79
7.2.	Struktur Organisasi Perusahaan	80
7.3.	Tugas dan Wewenang	81

7.3.1.	Dewan Komisaris	81
7.3.2.	Direktur	82
7.3.3.	Manajer Teknik dan Produksi	82
7.3.4.	Manajer Personalia dan Umum.....	83
7.3.5.	Manajer Keuangan dan Pemasaran	83
7.3.6.	Kepala Bagian dan Kepala Seksi	84
7.3.7.	Operator/Karyawan	85
7.4.	Sistem Kerja	85
7.4.1.	Karyawan <i>Non-Shift</i>	85
7.4.2.	Karyawan <i>Shift</i>	86
7.5.	Penentuan Jumlah Karyawan	87
7.5.1.	<i>Direct Operating Labor</i>	87
7.5.2.	<i>Indirect Operating Labor</i>	88
BAB VIII ANALISA EKONOMI		92
8.1.	Keuntungan (Profitabilitas).....	93
8.1.1.	Total Penjualan Produk.....	93
8.1.2.	Perhitungan <i>Annual Cash Flow</i> (ACF).....	93
8.2.	Lama Waktu Pengembalian Modal	94
8.2.1.	Perhitungan Depresiasi	94
8.2.2.	Lama Pengangsuran Pengembalian Modal	94
8.2.3.	<i>Pay Out Time</i> (POT).....	95
8.3.	Total Modal Akhir	96
8.3.1.	<i>Net Profit Over Total Lifetime of the Project</i> (NPOTLP).....	96
8.3.2.	<i>Total Capital Sink</i> (TCS)	97
8.4.	Laju Pengembalian Modal	98
8.4.1.	<i>Rate of Return on Investment</i> (ROR)	98
8.4.2.	<i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i> (DCF-ROR)	98
8.5.	Break Even Point (BEP)	99
BAB IX KESIMPULAN		101
DAFTAR PUSTAKA.....		102

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1. Perbandingan Proses Pembuatan Nitrobenzene.....	7
Tabel 1. 2. Sifat Fisika Kimia Bahan Baku	8
Tabel 1. 3. Sifat Fisika Kimia Produk	9
Tabel 2. 1. Data Impor Nitrobenzene	11
Tabel 2. 2. Tingkat Pertumbuhan Tahunan Rata-Rata	12
Tabel 2. 3. Prediksi Nilai Impor Tahun 2025-2034	13
Tabel 4. 1. Neraca Massa Overall.....	22
Tabel 4. 2. Neraca Massa Mixing Point-01	23
Tabel 4. 3. Neraca Massa Mixing Point-02	23
Tabel 4. 4. Neraca Massa Mixing Point-03	23
Tabel 4. 5. Neraca Massa Reaktor-01	24
Tabel 4. 6. Neraca Massa Knock Out Drum-01	24
Tabel 4. 7. Neraca Massa Decanter-01	25
Tabel 4. 8. Neraca Massa Mixing Tank-01	25
Tabel 4. 9. Neraca Massa Decanter-02	26
Tabel 4. 10. Neraca Massa Kolom Distilasi-01	26
Tabel 4. 11. Neraca Massa Condenser-02.....	27
Tabel 4. 12. Neraca Massa Accumulator-01	27
Tabel 4. 13. Neraca Massa Reboiler-01	27
Tabel 4. 14. Neraca Massa Evaporator-01	28
Tabel 4. 15. Neraca Massa Mixing Point-04	28
Tabel 4. 16. Neraca Panas Overall.....	29
Tabel 4. 17. Neraca Panas Mixing Point-01	30
Tabel 4. 18. Neraca Panas Mixing Point-02	30
Tabel 4. 19. Neraca Panas Mixing Point-03	30
Tabel 4. 20. Neraca Panas Heater-01	30
Tabel 4. 21. Neraca Panas Reaktor	31
Tabel 4. 22. Neraca Panas Knock Out Drum-01	31
Tabel 4. 23. Neraca Panas Condenser-01	31
Tabel 4. 24. Neraca Panas Cooler-01.....	32
Tabel 4. 25. Neraca Panas Decanter-01	32

Tabel 4. 26. Neraca Panas Mixing Tank-01	32
Tabel 4. 27. Neraca Panas Decanter-02	32
Tabel 4. 28. Neraca Panas Heater-02 (a)	33
Tabel 4. 29. Neraca Panas Heater-02 (b)	33
Tabel 4. 30. Neraca Panas Kolom DIstilasi-01	33
Tabel 4. 31. Neraca Panas Condenser-02	33
Tabel 4. 32. Neraca Panas Accumulator-01	34
Tabel 4. 33. Neraca Panas Reboiler-01	34
Tabel 4. 34. Neraca Panas Chiller-01	34
Tabel 4. 35. Neraca Panas Evaporator-01	35
Tabel 4. 36. Neraca Panas Cooler-02	35
Tabel 4. 37. Neraca Panas Cooler-03	35
Tabel 4. 38. Neraca Panas Mixing Point-04	36
Tabel 5. 1. Peralatan dengan Kebutuhan Steam 250° C	37
Tabel 5. 2. Total Kebutuhan Steam	38
Tabel 5. 3. Kebutuhan Air Pendingin	39
Tabel 5. 4. Kebutuhan Air Domestik	41
Tabel 5. 5. Total Kebutuhan Air dalam Pabrik	41
Tabel 5. 6. Kebutuhan Refrigerant	41
Tabel 5. 7. Kebutuhan Listrik Peralatan	43
Tabel 5. 8. Kebutuhan Listrik Pabrik Nitrobenzene	44
Tabel 5. 9. Total Kebutuhan Bahan Bakar	46
Tabel 5. 10. Kebutuhan Utilitas	46
Tabel 7. 1. Pembagian Jam Kerja Karyawan Shift	86
Tabel 7. 2. Perincian Jumlah Karyawan	88
Tabel 8. 1. Total Penjualan Produk	93
Tabel 8. 2. Rincian Angsuran Pengembalian Modal	95
Tabel 8. 3. Kesimpulan Analisa Ekonomi	100

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3. 1. Lokasi Pabrik Nitrobenzene	16
Gambar 3. 2. RTRW Gresik, Jawa Timur	17
Gambar 3. 3. Jarak Lokasi Pabrik dengan Pertamina Refinery IV Cilacap	17
Gambar 3. 4. Jarak Lokasi Pabrik dengan PT Petrokimia Gresik	18
Gambar 3. 5. Jarak Lokasi Pabrik dengan PT Multi Nitrotama Kimia	18
Gambar 3. 6. Jarak Lokasi Pabrik dengan PT Asahimas Chemical.....	18
Gambar 7. 1. Struktur Organisasi	91
Gambar 8. 1. Grafik Break Even Point (BEP).....	99

DAFTAR NOTASI

1. ACCUMULATOR

C_c	= Tebal korosi maksimum, in
E_j	= Efisiensi pengelasan
ID	= <i>Inside Diameter</i> , m
OD	= <i>Outside Diameter</i> , m
L	= Panjang accumulator, m
P	= Tekanan desain, psi
S	= Tegangan kerja yang diizinkan, psi
T	= Temperatur operasi, °C
t	= Tebal dinding accumulator, cm
V	= Volume total, m ³
V_s	= Volume silinder, m ³
ρ	= Densitas, kg/m ³

2. COOLER, HEATER, CONDENSER, EVAPORATOR, REBOILER

A	= Area perpindahan panas, ft ²
C	= <i>Clearance</i> antar <i>tube</i> , in
D	= Diameter dalam <i>tube</i> , in
D_e	= Diameter ekivalen, in
f	= Faktor friksi, ft ² /in ²
G_s	= Laju alir massa fluida pada <i>shell</i> , lb/jam.ft ²
G_t	= Laju alir massa fluida pada <i>tube</i> , lb/jam.ft ²
g	= Percepatan gravitasi, m/s ²
h	= Koefisien perpindahan panas, Btu/jam.ft ² .°F
h_i, h_o	= Koefisien perpindahan panas <i>shell</i> dan <i>tube</i> , Btu/jam.ft ² .°F
j_H	= Faktor perpindahan panas
k	= Konduktivitas termal, Btu/jam.ft ² .°F
L	= Panjang <i>tube</i> , pipa, ft
$LMTD$	= <i>Logaritmik Mean Temperature Difference</i> , °F
N_t	= Jumlah <i>tube</i>
P_T	= <i>Tube pitch</i> , in

ΔP_s	= Penurunan tekanan pada <i>shell</i> , Psi
ΔP_t	= Penurunan tekanan <i>tube</i> , Psi
ID	= <i>Inside Diameter</i> , ft
OD	= <i>Outside Diameter</i> , ft
ΔP_T	= Penurunan tekanan total pada <i>tube</i> , Psi
Q	= Beban panas pada <i>heat exchanger</i> , Btu/jam
R_d	= <i>Dirt factor</i> , Btu/jam.ft ² .°F
R_e	= Bilangan Reynold, <i>dimensionless</i>
s	= <i>Specific gravity</i>
T_1, T_2	= Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t_1, t_2	= Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T_c	= Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t_c	= Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U_c, U_d	= <i>Clean overall coefficient, design overall coefficient</i> , Btu/jam.ft ² .°F
W_1	= Laju alir massa fluida panas, lb/jam
W_2	= Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
μ	= Viskositas, cP

3. DECANTER

D	= Diameter dekanter, m
L	= Panjang dekanter, m
t	= Waktu pemisahan, detik
Q_a, Q_b	= <i>Volumetric flowrate</i> lapisan bawah, lapisan atas, m ³ /jam
V_t	= Volume total dekanter, m ³
V_e	= Volume <i>ellipsoidal</i> , m ³
W_a, W_b	= Laju alir massa lapisan bawah, lapisan atas, kg/jam
Z_T	= Tinggi zat cair, m
Z_{A1}	= Tinggi zat cair <i>light phase</i> , m
Z_{A2}	= Tinggi zat cair <i>heavy phase</i> , m
ρ_a, ρ_b	= Densitas lapisan bawah, lapisan atas, kg/m ³
μ_a, μ_b	= Viskositas lapisan bawah, lapisan atas, cP

4. KNOCK OUT DRUM

A_{min}	= Luas permukaan minimum <i>vessel</i> , m ²
-----------	---

C	= <i>Corrosion</i> maksimum, m
$D_{\min}$	= Diameter minimum <i>vessel</i> , m
E	= <i>Joint efficiency</i>
H_L	= Tinggi <i>liquid</i> , m
H_s	= Tinggi <i>shell</i> , m
H_t	= Tinggi <i>vessel</i> , m
H_v	= <i>Vapour space</i> minimum, m
OD	= <i>Outside diameter vessel</i> , m
P	= Tekanan desain, psi
Q_v	= <i>Vapour volumetric flowrate</i> , m ³ /jam
Q_L	= <i>Liquid volumetric flowrate</i> , m ³ /jam
S	= <i>Working stress allowable</i> , psi
t	= Tebal dinding <i>vessel</i> , m
$u_{\max}$	= Kecepatan maksimum <i>feed</i> pada <i>inlet nozzle</i> , ft/s
$u_{\min}$	= Kecepatan minimum <i>feed</i> pada <i>inlet nozzle</i> , ft/s
$U_{v, \max}$	= Kecepatan u ap maksimum, m/s
V_h	= Volume <i>head</i> , m ³
V_s	= Volume <i>shell</i> , m ³
V_t	= Volume <i>vessel</i> , m ³
V_T	= Volume total, m ³
W_L	= Laju alir <i>liquid</i> , kg/jam
W_v	= Laju alir <i>vapour</i> , kg/jam
ρ	= Densitas, kg/m ³
ρ_{vap}	= Densitas <i>vapour</i> , kg/m ³
ρ_{liq}	= Densitas <i>liquid</i> , kg/m ³
μ	= Viskositas, cP

5. KOLOM DISTILASI

P	= Tekanan, atm
T	= Temperatur, °C
α	= Volatilitas relatif
N_m	= Stage minimum
L/D	= Refluks

N	= Stage/tray
m	= <i>Rectifying section</i>
p	= <i>Stripping section</i>
F _{LV}	= <i>Liquid-vapor flow factor</i>
U _f	= Kecepatan flooding, m/s
U _v	= Laju volumetrik, m ³ /s
A _n	= <i>Net area</i> , m ²
A _c	= Luas area kolom, m ²
D _c	= Diameter kolom, m
A _d	= <i>Downcomer area</i> , m ²
A _a	= <i>Active area</i> , m ²
l _w	= <i>Weir length</i> , m
A _h	= <i>Hole area</i> , m ²
h _w	= <i>Weir height</i> , mm
d _h	= <i>Hole diameter</i> , mm
L _m	= <i>Liquid rate</i> , kg/s
h _{ow}	= <i>Weir liquid crest</i> , mm Liquid
U _h	= <i>Minimum design vapor velocity</i> , m/s
C _o	= <i>Orifice coefficient</i>
h _d	= <i>Dry plate drop</i> , mm Liquid
h _r	= <i>Residual Head</i> , mm Liquid
h _t	= <i>Total pressure drop</i> , mm Liquid
h _{ap}	= <i>Downcomer pressure loss</i> , mm
A _{ap}	= <i>Area under apron</i> , m ²
H _{dc}	= <i>Head loss in the downcomer</i> , mm
h _b	= <i>Backup Downcomer</i> , m
t _r	= <i>Check resident time</i> , s
θ	= Sudut subtended antara pinggir plate dengan <i>unperforated strip</i>
L _m	= <i>Mean length, unperforated edge strips</i> , m
A _{up}	= <i>Area of unperforated edge strip</i> , m ²
L _{cz}	= <i>Mean length of calming zone</i> , m
A _{cz}	= <i>Area of calming zone</i> , m ²

A_p	= Total area perforated, m^2
A_{oh}	= Area untuk 1 hole, m^2
t	= Tebal dinding, cm
D	= Diameter kolom, m
r	= Jari-jari kolom, m
S	= Tekanan kerja yang diizinkan, atm
C_c	= Korosi yang diizinkan, m
E_j	= Efisiensi pengelasan
OD	= Diameter luar, m
ID	= Diameter dalam, m
ρ	= Densitas, kg/m^3
μ	= Viskositas, $N.s/m^2$
H_e	= Tinggi tutup elipsoidal, m
H_t	= Tinggi vessel, m

6. MIXING TANK

C	= Korosi yang diizinkan, m
E	= Effisiensi pengelasan, dimensionless
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, psi
D_t	= Diameter tangki, m
D_i	= Diameter pengaduk, m
H_i	= Tinggi pengaduk dari dasar tangki, m
H_l	= Tinggi pengaduk, m
L	= Panjang impeller, m
V_s	= Volume silinder, m^3
V_e	= Volume elipsoidal, m^3
t_h	= Tebal tangki, m
N_t	= Jumlah pengaduk
ρ	= Densitas <i>liquid</i> , kg/m^3
μ	= Viskositas, cP
t_m	= Waktu pengadukan, menit

7. POMPA

A	= Area alir pipa, in^2
-----	--------------------------

BHP = *Brake Horse Power*, hp
 D_{i opt} = Diameter optimum pipa, in
 E = *Equivalent roughness*
 f = Faktor friksi
 FK = Faktor keamanan
 g_c = Percepatan gravitasi, ft/s²
 H_{f suc} = Total friksi pada suction, ft
 H_{f dis} = Total friksi pada discharge, ft
 H_{fs} = *Skin friction loss*
 H_{fsuc} = *Total suction friction loss*
 H_{fc} = *Sudden contraction friction loss* (ft lb_m/lb_f)
 H_{fe} = *Sudden expansion friction loss* (ft lb_m/lb_f)
 ID = *Inside diameter* pipa, in
 K_C, K_S = *Contraction, expansion loss contraction*, ft
 L = Panjang pipa, ft
 L_e = Panjang ekuivalen pipa, ft
 NPSH = *Net Positive Suction Head* (ft)
 N_{Re} = Reynold number, dimension less
 P_{uap} = Tekanan uap, Psi
 Q_f = Laju alir volumetrik, gallon/min
 V_f = Kapasitas pompa, lb/jam
 V = Kecepatan alir, ft/s
 ΔP = Beda tekanan, Psi

8. REAKTOR

C_{A0} = Konsentrasi awal umpan A masuk, kmol/m³
 C_{B0} = Konsentrasi awal umpan B masuk, kmol/m³
 C_c = *Corrosion allowance*, in
 C_p = *Specific heat capacity*, kJ/kg K
 D_T = Diameter total reaktor, m
 d_i = *Inside diameter*, m
 E = Energi aktivasi, kJ/kmol
 E_j = *Joint efficiency*

F_{A0}	= Laju alir umpan, kmol/jam
g	= Gravitasi, m/s^2
H_D	= Tinggi tutup (<i>dish</i>), m
H_S	= Tinggi <i>shell</i> , ft
h_I	= <i>Tube side coefficient</i> , $W/m^2 \cdot ^\circ C$
i_d	= Diameter reaktor beserta jaket, m
k	= Konstanta kecepatan reaksi
M	= Laju alir massa, kg/jam
M_A	= Berat molekul A, kg/kmol
M_B	= Berat molekul B, kg/kmol
N	= Bilangan Avogadro, $6,023 \times 10^{23}$ molecule/mol
N_{Re}	= <i>Reynold number</i>
OD	= <i>Outside Diameter</i> , m
P	= <i>Pressure Drop</i> , N/m^2
P	= Tekanan desain, psi
Q	= Debit aliran masuk reaktor, m^3/jam
R	= Konstanta gas, $8,314 \text{ kJ/kmol.K}$
$-r_a$	= kecepatan reaksi, $kmol/m^3 \text{ jam}$
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, psi
t	= Tebal dinding reaktor, m
V	= Volume reaktor, m^3
V	= <i>volumetrik flowrate</i> , m^3/s
X	= Konversi reaktor, %
Z	= Panjang reaktor, m
ρ	= Densitas, kg/m^3
τ	= Waktu tinggal, jam
μ_L	= Viskositas campuran, cP

9. TANGKI

C	= Tebal korosi yang diizinkan, mm
D	= Diameter tangki, m
E	= Efisiensi pengelasan, dimensionless
H_e	= Tinggi head, m

H_s	= Tinggi silinder, m
H_t	= Tinggi total tangki, m
OD	= <i>Outside diameter</i> , m
P	= Tekanan Desain, atm
r	= jari-jari kolom, in
S	= <i>Working stress</i> yang diizinkan, psi
t	= tebal dinding, in
T	= Temperatur Operasi, K
V_h	= Volume ellipsoidal head, m ³
V_s	= Volume silinder, m ³
V_t	= Volume tangki, m ³
W	= Laju alir massa, kg/jam
ρ	= Densitas, kg/m ³

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN I PERHITUNGAN NERACA MASSA	16
LAMPIRAN II PERHITUNGAN NERACA PANAS.....	17
LAMPIRAN III PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT	17
LAMPIRAN IV PERHITUNGAN EKONOMI	352
LAMPIRAN V TUGAS KHUSUS.....	369

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Latar Belakang

Perkembangan suatu negara tidak terlepas dari kemajuannya di berbagai sektor, seperti ekonomi dan industri. Salah satu sektor industri yang memiliki peran penting dalam mendukung pertumbuhan ekonomi adalah industri kimia. Industri kimia berkontribusi dalam memenuhi kebutuhan bahan baku untuk berbagai bidang, seperti kesehatan, lingkungan, dan manufaktur. Selain itu, perkembangan industri kimia di dalam negeri juga dapat mengurangi ketergantungan terhadap impor, membuka lapangan kerja, serta mampu meningkatkan nilai tambah dari bahan baku yang tersedia. Saat ini, Indonesia masih sangat bergantung pada impor bahan kimia untuk memenuhi kebutuhan industri dalam negeri, termasuk senyawa nitrobenzene. Senyawa ini memiliki banyak kegunaan dan peran penting, serta memiliki potensi yang menjanjikan untuk dikembangkan di dalam negeri.

Nitrobenzene merupakan salah satu turunan benzene yang tidak terbentuk secara alami, melainkan diperoleh melalui proses sintesis. Nitrobenzene termasuk dalam kelompok senyawa aromatik, di mana senyawa ini digunakan sebagai bahan baku dalam produksi anilin. Senyawa ini juga dimanfaatkan dalam industri farmasi, pembuatan bahan peledak, pestisida, pewarna tekstil, serta dapat digunakan sebagai pelarut dalam industri cat, dan berbagai aplikasi lainnya (Maahury dan Amos, 2022). Mengingat tingginya kebutuhan industri terhadap nitrobenzene dan terbatasnya produksi dalam negeri, maka diperlukan upaya untuk membangun pabrik yang dapat memproduksi nitrobenzene secara mandiri.

Pendirian pabrik nitrobenzene dapat berperan dalam kemajuan industri di Indonesia melalui peningkatan lapangan kerja dan pengurangan ketergantungan akan impor. Selain itu, pengembangannya berpotensi memicu pendirian pabrik bahan kimia lain, serta mendukung sektor industri yang lebih luas. Berdasarkan dari segi ekonomi, tingginya permintaan industri terhadap nitrobenzene dapat menjadikannya komoditas bernilai tinggi dan berpeluang menguntungkan, apabila diproduksi dalam skala besar. Maka dari itu, dengan mempertimbangkan manfaat dan kebutuhan dalam negeri, menjadikan pembangunan pabrik nitrobenzene di Indonesia sebagai langkah strategis yang layak direalisasikan.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Salah satu turunan senyawa benzene adalah nitrobenzene. Nitrobenzene pertama kali diperoleh oleh Eilhard Mitscherlich pada tahun 1834 melalui reaksi nitrasi benzene menggunakan asam nitrat pekat (Schütt, 1997). Tahun 1838, Dale mengatakan bahwa dalam campuran *crude benzene* diketahui terdapat senyawa nitro. Kemudian, di tahun 1845 Hofmann dan Muspratt mengemukakan metode sistematis dalam proses nitrasi benzene untuk menghasilkan *mononitrobenzene* dan *dinitrobenzene* dengan menggunakan campuran asam nitrat dan asam sulfat. Sampai pada tahun 1847, Charles B. Mansfield memperoleh paten di Inggris untuk metode produksi nitrobenzene dengan bahan baku benzene dari tar batubara, yang setahun kemudian proses produksinya mulai dilakukan di Prancis.

Produksi skala kecil nitrobenzene melibatkan proses distilasi untuk menghasilkan cairan kuning beraroma almond, yang digunakan dalam industri sabun dan parfum sebagai *essence of mirbane*. Nitrobenzene tidak terbentuk secara alami, melainkan merupakan senyawa hasil sintesis, dengan lebih dari 95% produksinya dimanfaatkan untuk pembuatan anilin, yaitu bahan kimia utama dalam industri poliuretan. Nitrobenzene juga berperan sebagai pelarut dalam penyulingan minyak bumi, pembuatan eter selulosa dan asetat, sintesis berbagai senyawa organik lainnya, seperti asetaminofen, serta produksi dinitrobenzene dan dikloroanilin. Awal abad ke-20, nitrobenzene digunakan sebagai aditif makanan pengganti sari almond dan banyak dimanfaatkan sebagai pelarut dalam berbagai produk bermerek, seperti semir sepatu, tinta (digunakan untuk mencap popok bayi rumah sakit yang baru dicuci), serta beberapa produk disinfektan, di mana hal ini meningkatkan potensi paparan masyarakat pada masa itu (Davies, 2003).

Senyawa nitrobenzene dahulunya digunakan dalam produksi *benzidine*, yaitu sebagai bahan perantara dalam sintesis pewarna, tetapi penggunaannya kini terbatas karena sifat karsinogeniknya. Selain itu, senyawa ini juga berperan dalam sintesis dinitrobenzene, dinitroaniline, *3-chloronitrobenzene*, *m-nitrobenzenesulfonic acid*, dan *p-aminophenol* (PAP) dan bahan celup nigrosin. PAP sendiri memiliki aplikasi utama sebagai pendukung sintesis asetaminofen (parasetamol), sementara nigrosin dimanfaatkan secara luas untuk pewarnaan hitam. Secara industri, nitrobenzene diproduksi melalui nitrasi isothermal benzene menggunakan campuran asam nitrat

yang terdiri atas 40% asam nitrat, 40% asam sulfat, dan 20% air. Proses ini awalnya dilakukan dalam sistem *batch*, namun saat ini lebih banyak diterapkan secara kontinyu dengan kapasitas produksi mencapai 100.000 ton per tahun. Adapun peralatan yang digunakan berbahan dasar *stainless steel*, yang tahan karat karena adanya efek pasivasi (Franck dan Stadelhofer, 1987).

1.3. Tujuan dan Manfaat Pendirian Pabrik

Pendirian pabrik nitrobenzene di Indonesia bertujuan untuk mengurangi ketergantungan impor sekaligus memenuhi kebutuhan dalam negeri, sehingga dapat meningkatkan keuntungan ekonomi dan menambah devisa negara. Selain itu, keberadaan pabrik ini dapat mendukung pertumbuhan industri, menciptakan lapangan kerja baru, menarik investasi, dan memperkuat daya saing nasional. Produksi dalam negeri juga memungkinkan pengelolaan pasokan bahan baku dan stabilisasi harga lebih baik, yang pada akhirnya dapat berkontribusi terhadap pertumbuhan ekonomi, kemajuan teknologi, dan ketahanan industri nasional.

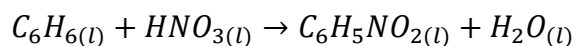
1.4. Proses Pembuatan Nitrobenzene

Nitrobenzene umumnya diperoleh melalui proses nitrasi benzene yang bersifat eksotermik menggunakan asam nitrat, baik sendiri maupun dalam campuran dengan asam sulfat. Metode yang lebih umum diterapkan dalam skala industri adalah dengan menggunakan campuran asam nitrat dan asam sulfat, karena reaksi yang terjadi akan menghasilkan dua fase yang memungkinkan distribusi optimal antara reaktan dan produk. Reaksi tersebut dapat dilakukan dalam proses batch maupun secara kontinyu, tergantung pada skala dan kebutuhan produksi (Davies, 2003). Adapun proses produksi nitrobenzene dapat dilakukan melalui beberapa metode, sebagai berikut:

1.4.1. Proses Nitrasi Benzene dengan Asam Nitrat

Proses nitrasi benzene ini dilakukan dengan menggunakan asam nitrat dan air yang berfungsi untuk menggantikan peran campuran asam (asam nitrat dan asam sulfat) sebagai asam penitrasi. Benzene dinitrasi secara kontinyu dengan memasukkan asam nitrat dan benzene dengan perbandingan 1:1,7 secara bersamaan ke dalam reaktor, sementara air dan nitrobenzene dengan kemurnian tinggi dikeluarkan secara terus-menerus selama 74 jam. Suhu dalam nitrator dijaga pada kisaran 110-120°C dengan menghilangkan panas melalui kondensor refluks. Proses

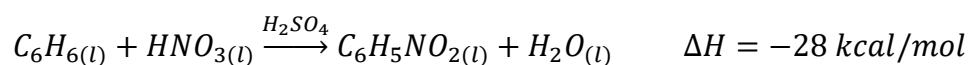
ini menghasilkan nitrobenzene dengan konversi sebesar 83% (Ross, 1956). Mekanisme reaksi tersebut dijelaskan melalui persamaan stoikiometri berikut:



Selama proses nitrasi benzene dengan asam nitrat berlangsung, laju reaksi akan melambat yang disebabkan karena adanya pembentukan produk samping berupa air. Metode ini juga memiliki beberapa kekurangan lain, seperti kebutuhan asam nitrat dalam jumlah besar dan waktu reaksi yang lama. Selain itu, konsumsi bahan baku yang tinggi mengakibatkan ukuran peralatan yang lebih besar, sehingga dari segi ekonomi proses ini kurang efisien untuk diterapkan dalam skala industri.

1.4.2. Proses Nitrasi Benzene dengan Campuran Asam secara Batch

Proses batch melibatkan asam penitrasi (campuran 32-39 wt% HNO_3 , 53-60 wt% H_2SO_4 , dan 8 wt% H_2O) yang dialirkan ke dalam reaktor berisi benzene. Kemudian bereaksi dalam reaktor nitrasi berbahan *cast-iron* pada suhu 50-55°C. Proses ini memerlukan pengadukan yang intensif karena terbentuknya dua fase dan perpindahan massa serta panas yang dibutuhkan. Setelah beberapa jam waktu tinggal, asam penitrasi sebagian besar telah habis bereaksi, kemudian nitrobenzene yang lebih pekat dipisahkan, dicuci, serta didistilasi untuk pemurnian lebih lanjut. Proses ini memiliki selektivitas tinggi mencapai 98-99% dengan beberapa m-dinitrobenzene sebagai produk samping (Weissermel dan Arpe, 2003). Proses ini memiliki mekanisme reaksi yang dijelaskan melalui persamaan berikut:

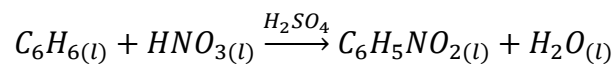


Produk yang keluar dari reaktor akan dipisahkan menggunakan separator, kemudian menghasilkan nitrobenzene mentah. Nitrobenzene mentah tersebut akan menjalani serangkaian tahap pencucian dengan larutan encer dari bahan pencuci, seperti natrium hidroksida, natrium karbonat, magnesium hidroksida, dan air. Distilasi dapat dilakukan tergantung pada tingkat kemurnian nitrobenzene yang diinginkan. Adapun *excess* benzene yang kecil digunakan sebagai indikator untuk memastikan bahwa sisa asam nitrat dalam *spent acid* sangat sedikit atau bahkan tidak ada. Reaksi pada proses batch nitrasi benzene ini berlangsung selama 2-4 jam.

1.4.3. Proses Nitrasi Benzene dengan Campuran Asam secara Kontinyu

Metode nitrasi benzene dengan campuran asam dapat dilakukan dengan proses batch maupun kontinyu. Namun, proses kontinyu lebih efektif untuk

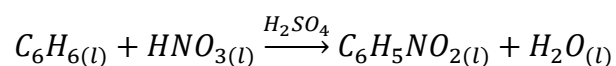
diimplementasikan dalam skala industri. Benzene dan asam penitrasi, dimasukkan ke dalam nitrator berpengaduk. Instalasi pada proses nitrasi kontinyu terdiri dari beberapa bejana pengaduk yang disusun secara berurutan, terdiri dari tiga bejana nitrasi. Suhu dalam setiap bejana meningkat secara bertahap (35-40°C pada bejana pertama, 50°C di bejana kedua, dan 55-60°C untuk reaksi akhir). Bejana terbesar berfungsi sebagai unit pengendapan sekaligus tempat pencucian akhir produk (Maxwell, 2004). Berikut persamaan stoikiometri untuk mekanisme reaksi tersebut:



Secara umum, urutan operasi dalam proses kontinyu serupa dengan proses batch, namun pada tingkat produksi tertentu, ukuran nitrator dalam proses kontinyu jauh lebih kecil dibandingkan dengan proses batch. Sebagai perbandingan, nitrator kontinyu berkapasitas 0,114-m³ (30-gal) mampu menghasilkan produk dalam jumlah yang setara dengan reaktor batch berukuran 5,68 m³ (1500-gal). Proses nitrasi kontinyu dapat berlangsung dengan penghilangan panas reaksi, yaitu dengan sistem adiabatik atau isothermal (Kirk dan Othmer, 1991).

a) Proses Kontinyu Adiabatik

Proses kontinyu adiabatik dirancang untuk memaksimalkan efisiensi energi. Metode kontinyu adiabatik dan kontinyu isothermal hanya berbeda pada tahap nitrasi saja. Perbedaan utamanya terletak pada bagaimana panas yang dihasilkan selama proses nitrasi dimanfaatkan. Pada proses adiabatik, panas ini tidak dibuang, melainkan digunakan kembali untuk menguapkan air dari *spent sulfuric acid*, sehingga konsentrasi asam sulfat dapat ditingkatkan kembali. Caranya adalah dengan mengalirkan asam sulfat dalam jumlah besar melalui nitrator. Saat reaksi nitrasi terjadi, panas yang dihasilkan akan diserap oleh asam sulfat tersebut untuk mencegah kenaikan suhu yang berlebihan, sekaligus meningkatkan konsentrasi. Asam sulfat yang sudah menyerap panas ini kemudian dialirkan ke unit konsentrasi vakum untuk memisahkan air yang menguap.

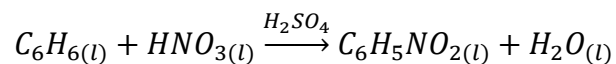


Metode nitrasi ini memanfaatkan suhu yang jauh lebih tinggi dibandingkan dengan metode isothermal. Hal ini menyebabkan peningkatan signifikan dalam laju reaksi nitrasi. Dalam proses adiabatik, *spent acid* dengan konsentrasi sekitar 65% H₂SO₄ masih dapat digunakan. Keuntungan utama proses adiabatik adalah

penghematan energi yang signifikan karena panas reaksi dimanfaatkan kembali, serta pengurangan volume limbah asam sulfat yang perlu diolah, sehingga lebih ramah lingkungan. Proses nitration adiabatik dapat menghasilkan nitrobenzene dengan kemurnian yang sangat tinggi, mencapai 99% atau lebih (McKetta, 1989).

b) Proses Kontinu Isotermal

Suhu operasi pada metode kontinu isotermal dipertahankan pada tingkat yang relatif rendah dan konstan, biasanya sekitar 55°C. Tujuannya adalah untuk mencegah *flash* benzene (titik didih 80,1°C) dan memungkinkan operasi pada tekanan atmosfer, sehingga meningkatkan keamanan. Nitrator pada proses isotermal dirancang sebagai alat penukar panas, dengan fungsi utama untuk membuang panas reaksi, bukan sebagai reaktor semata. Hal ini karena reaksi nitration sangat eksotermis, dan panas yang dihasilkan perlu dihilangkan untuk menjaga suhu tetap terkendali. *Spent acid* dari proses isotermal biasanya memiliki konsentrasi sekitar 70% H₂SO₄. Penurunan konsentrasi asam sulfat di bawah 68% akan menurunkan laju nitration secara signifikan, menyebabkan peningkatan asam nitrat yang tidak bereaksi dan kerugian ekonomi.



Proses isotermal menggunakan 2-4 nitrator yang terhubung secara seri untuk mencapai konversi yang diinginkan. Setelah reaksi, campuran nitrobenzene dan *spent acid* dipisahkan. *Spent acid* ini dapat direkonsentrasi dan didaur ulang atau dibuang. Keuntungan utama proses isotermal adalah kontrol suhu yang lebih mudah, yang penting untuk keamanan. Namun, proses ini membutuhkan lebih banyak energi untuk pendinginan dan biasanya menghasilkan limbah asam sulfat lebih banyak dibandingkan proses adiabatik. Proses nitration kontinu isotermal dapat menghasilkan nitrobenzene dengan kemurnian <99% (McKetta, 1989).

Tabel 1. 1. Perbandingan Proses Pembuatan Nitrobenzene

Parameter	Proses Pembuatan			
	Nitration Benzene dengan Asam Nitrat	Nitration Benzene dengan Campuran Asam secara Batch	Nitration Benzene dengan Campuran Asam secara Kontinyu	
			Kontinyu Adiabatic	Kontinyu Isotermal
Bahan Baku	C_6H_6 dan HNO_3	C_6H_6 , HNO_3 , dan H_2SO_4	C_6H_6 , HNO_3 , dan H_2SO_4	C_6H_6 , HNO_3 , dan H_2SO_4
Temperatur	110-120°C	50-55°C	98-140°C	55°C
Tekanan	1 atm	1 atm	4,42 atm	-
Kemurnian	95-98%	98-99%	99% atau lebih	99%
Konversi	83%	95-98%	99,6%	<99%

Berdasarkan perbandingan proses tersebut, metode nitration benzene dengan campuran asam secara kontinyu adiabatik dipilih karena beberapa alasan. Metode ini melibatkan reaksi adiabatik yang mengoptimalkan panas reaksi, yang dapat mengurangi kebutuhan sistem pendingin eksternal. Panas reaksi yang tinggi juga dapat mempercepat laju reaksi, sehingga mempersingkat waktu yang dibutuhkan. Metode ini juga fleksibel dalam skala produksi karena beberapa reaktor dapat dioperasikan secara paralel tanpa perubahan besar dalam infrastruktur. Tingkat konversi untuk metode ini juga lebih tinggi dibandingkan proses lain. Maka dari itu, metode nitration benzene dengan campuran asam secara kontinyu adiabatik lebih unggul dibandingkan metode lain.

1.5. Sifat Fisika dan Kimia

Tabel 1. 2. Sifat Fisika Kimia Bahan Baku

Parameter	Bahan Baku					Bahan Pencucian
	Benzene	Toluene	Asam Nitrat	Asam Sulfat	Air	Natrium Hidroksida
Rumus molekul	C ₆ H ₆	C ₇ H ₈	HNO ₃	H ₂ SO ₄	H ₂ O	NaOH
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair
Berat molekul, g/mol	78,114	92,141	63,013	98,079	18,015	39,997
Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna
Densitas, g/cm ³	0,88	0,86	1,502	1,84	1	1,52
Titik beku, °C	5,53	-94,97	-41,6	10,31	0	12
Titik didih, °C	80,1	110,63	83	337	100	135
Temperatur kritis, K	562,16	591,79	520,00	925	647,13	2.820
Tekanan kritis, bar	48,98	41,09	68,9	64	220,55	253,31
Volume kritis, cm ³ /mol	258,9	315,8	145	177,03	56	200
Bahaya	Mudah terbakar, iritasi, dan beracun	Mudah terbakar, iritasi, dan beracun	Iritasi dan korosif	Iritasi dan korosif	-	Iritasi dan korosif
Kelarutan dalam air	Tidak larut dalam air	Tidak larut dalam air	Larut dalam air	Larut dalam air	Larut dalam zat-zat polar	Larut dalam air

(Sumber: Yaws, 1999)

Tabel 1. 3. Sifat Fisika Kimia Produk

Parameter	Produk		
	Nitrobenzene	Nitrotoluene	Natrium Sulfat
Rumus molekul	$C_6H_5NO_2$	$C_7H_7NO_2$	Na_2SO_4
Fase	Cair	Cair	Cair
Berat molekul, g/mol	123,111	137,14	142,04
Warna	Kuning pucat	Kuning pucat	Tidak berwarna
Densitas, g/cm ³	1,2	1,157	1,4
Titik beku, °C	5,76	15	-
Titik didih, °C	210,8	231,85	-
Temperatur kritis, K	719	734	3.700
Tekanan kritis, bar	44	38	-
Volume kritis, cm ³ /mol	349	441	-
Bahaya	Beracun, iritasi, dan mudah terbakar	Beracun, iritasi, dan mudah terbakar	Iritasi dan korosif
Kelarutan dalam air	Tidak larut dalam air	Tidak larut dalam air	Larut dalam air

(Sumber: Yaws, 1999)

DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik. 2024. Berita Resmi Statistik: Perkembangan Ekspor dan Impor Indonesia Juli 2024. Badan Pusat Statistik – BPS.
- Coulson, J. M., dan J. F. Richardson. 2005. *Chemical Engineering Design*, 4th Edition. Inggris: Elsevier.
- Davies, L. 2003. *Environmental Health Criteria 230 Nitrobenzene*. Filipina: World Health Organization.
- Fogler, H. S. 2016. *Elements of Chemical Reaction Engineering*, 5th Edition. United State of America: Pearson Education, Inc.
- Franck, H., dan Stadelhofer, J. W. 1987. *Industrial Aromatic Chemistry: Raw Materials · Processes · Products*. Jerman: Springer-Verlag Berlin Heidelberg.
- Geankoplis, C. J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations*, 3rd Edition. United State of America: Prentice-Hall International Inc.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill Book, Co.
- Kirk, R. E., dan Othmer, D. F. 1991. *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th Edition. New York: Wiley Interscience Publication.
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering*, 3rd Edition. United State of America: John Wiley & Sons, Inc.
- Maahury, M. F., dan Amos, M. A. H. 2022. Computational Calculation of Nitrobenzene and Its Derivatives. *Indonesian Journal of Chemical Research*. Vol. 10(2): 88-92.
- Maxwell, G. 2004. *Synthetic Nitrogen Products: A Practical Guide to the Products and Processes*. Jerman: Kluwer Academic/Plenum Publishers.
- McKetta, J. J. 1989. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design: Vol. 31 - Natural Gas Liquids and Natural Gasoline to Offshore Process Piping: High Performance Alloys*. Hong Kong: Taylor & Francis.
- Nahara, A. R., Mustafa, A. A., dan Zuchrillah, D. R. 2021. Pemilihan Jenis Reaktor pada Proses *Mixed Acid Route* di Pabrik Pupuk NPK. *Jurnal Teknik ITS*. Vol. 10(2): 250-257.
- Perry, R. H., dan Green, D. W. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. New York: McGraw-Hill Book Co.

- Perry, R. H., dan Green, D.W. 1997. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. New York: McGraw-Hill Book Co.
- Peters, M. S., dan Timmerhaus, K, D. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th Edition*. New York: Mc Graw-Hill, Inc.
- Ross, D. V. 1956. *Nitrating Aromatic Hydrocarbons with Only Nitric Acid*. In *United State Patent Office*. Amerika Serikat: Eastman Kodak Company.
- Schütt, H. 1997. *Eilhard Mitscherlich, Prince of Prussian Chemistry*. Amerika Serikat: American Chemical Society and the Chemical Heritage Foundation.
- Sirodz, M. P. N., Nugraha, N., Simbolon, P., dan Salsa, N. R. 2024. Rancang Bngun Reaktor Pirolisis Batang Tembakau Kapasitas 25-65 kg. *Jurnal Teknologi Ramah Lingkungan*. Vol. 8(2): 150-161.
- Towler, G., dan Sinnott, R. 2008. *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. United State of America: Elsevier Inc.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass Transfer Operations, 3rd Edition*. New York: McGrawHill Book Co.
- Undang-undang Nomor 13 Tahun 2003 tentang Ketenagakerjaan.
- Undang-Undang Nomor 40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas.
- Verah, Pratama, F. M., Artasya, D., dan Mulyati. 2023. Karakter Kepemimpinan yang Ideal dalam Sebuah Organisasi. *Publikasi Riset Mahasiswa Manajemen*. Vol. 4(2): 195-204.
- Vilbrant, F. C., dan Dryden, C. E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Boston: Butterworths.
- Weissermel, K., dan Arpe, H. 2003. *Industrial Organic Chemistry*. Jerman: Wiley-VCH.
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Propeties Handbook*. Amerika Serikat: The McGraw-Hill Companies, Inc.