

**PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DENGAN PROSES HIDROGENASI
NITROBENZENE FASE UAP KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

Laporan Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana



Disusun oleh:

Fransiska Malirmasele	142420121003
Indar Basma Putra	142420121004
Wiwid Dwi Cahyani	142420121013

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS PENDIDIKAN MUHAMMADIYAH SORONG
2025**

HALAMAN PERSETUJUAN

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DENGAN PROSES HIDROGENASI
NITROBENZENE FASE UAP KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

Yang telah didapatkan dan disusun oleh:

Fransiska Malirmasele	142420121003
Indar Basma Putra	142420121004
Wiwid Dwi Cahyani	142420121013

Telah disetujui oleh

Dosen Pembimbing Skripsi Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknik

Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong

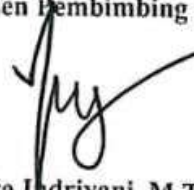
Dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat Gelar Sarjana

Dosen Pembimbing I



**Yusnita La Goa, M.T.
NIDN. 1429048101**

Dosen Pembimbing II



**Nita Indriyani, M.T.
NIDN. 1401048701**

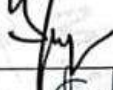
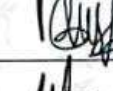
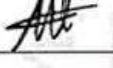
HALAMAN PENGESAHAN

SKRIPSI PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DENGAN PROSES HIDROGENASI NITROBENZENE FASE UAP KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:
Fransiska Malirmasele 142420121003

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji pada tanggal 29 Desember
2025 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Susunan Dewan Penguji

Dosen Pembimbing I	Yusnita La Goa, S.T. NIDN. 1429048101	
Dosen Pembimbing II	Nita Indriyani, M.T. NIDN. 1401048701	
Dosen Penguji I	Ghaida Gusrinisa, M.T. NUPTK. 5859773674230302	
Dosen Penguji II	Ainul Alim Rahman, M.T. NIDN. 1404109201	

Sorong, 07 Januari 2026
Ketua Program Studi Teknik Kimia,


Ghaida Gusrinisa, M.T.
NUPTK. 5859773674230302

HALAMAN PENGESAHAN

**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DENGAN PROSES HIDROGENASI
NITROBENZENE FASE UAP KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh:
Indar Basma Putra 142420121004

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji pada tanggal 29 Desember
2025 dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

Susunan Dewan Penguji

Dosen Pembimbing I	Yusnita La Goa, S.T. NIDN. 1429048101	
Dosen Pembimbing II	Nita Indriyani, M.T. NIDN. 1401048701	
Dosen Penguji I	Ainul Alim Rahman, M.T. NIDN. 1404109201	
Dosen Penguji II	Ghaida Gusrinisa, M.T. NUPTK. 5859773674230302	

**Sorong, 07 Januari 2026**
Ketua Program Studi Teknik Kimia,

Ghaida Gusrinisa, M.T.
NUPTK. 5859773674230302

HALAMAN PENGESAHAN

**SKRIPSI
PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DENGAN PROSES HIDROGENASI
NITROBENZENE FASE UAP KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

**Disusun Oleh:
Wiwid Dwi Cahyani 142420121013**

**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji pada tanggal 29 Desember
2025 dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

Susunan Dewan Penguji

Dosen Pembimbing I	Yusnita La Goa, S.T. NIDN. 1429048101	
Dosen Pembimbing II	Nita Indriyani, M.T. NIDN. 1401048701	
Dosen Penguji I	Firmanullah Fadlil, M.Eng. NIDN. 1420019101	
Dosen Penguji II	Ainul Alim Rahman, M.T. NIDN. 1404109201	

**Sorong, 07 Januari 2026
Ketua Program Studi Teknik Kimia,

Ghaida Gusfinisa, M.T.
NUPTK. 5859773674230302**

PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama	:	1. Fransiska Malirmasele	(142420121003)
		2. Indar Basma Putra	(142420121004)
		3. Wiwid Dwi Cahyani	(142420121013)
Program Studi	:	Teknik Kimia	
Fakultas	:	Teknik	

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa Skripsi yang kami tulis ini dengan judul "PRARANCANGAN PABRIK ANILIN DENGAN PROSES HIDROGENASI NITROBENZENE FASE UAP KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN" benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.

Apabila dikemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan Skripsi ini hasil karya jiplakan, maka kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Sorong, Desember 2025
Yang membuat pernyataan,



Fransiska Malirmasele



Indar Basma Putra



Wiwid Dwi Cahyani

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum, Wr. Wb.

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT karena atas segala Rahmat dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Shalawat serta salam senantiasa tercurahkan kepada Nabi Allah Muhammad saw. beserta sahabat dan pengikutnya hingga akhir zaman. Tugas Akhir Prarancangan Pabrik yang berjudul “Prarancangan Pabrik Anilin Dengan Proses Hidrogenasi Nitrobenzene Fase Uap Kapasitas 40.000 Ton/Tahun” ini disusun dan diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan perkuliahan di Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong.

Atas bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, penulis dapat menyelesaikan skripsi ini. Oleh karena itu, kami selaku penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

- 1) Universitas Pendidikan Muhammadiyah Sorong (UNIMUDA), Fakultas Teknik, dan Program Studi Teknik Kimia.
- 2) Orang Tua dan keluarga yang senantiasa memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada hentinya.
- 3) Ibu Yusnita La Goa, M.T. selaku Dekan Fakultas Teknik dan sekaligus Dosen Pembimbing kami.
- 4) Ibu Nita Indriyani, M.T. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, juga selaku Dosen Pembimbing II.
- 5) Bapak Firmanullah Fadlil, M.Eng., Bapak Ainul Alim Rahman, M.T., dan Ibu Ghaida Gusrinisa, M.T. selaku Dosen Teknik Kimia dan juga senantiasa memberikan masukan.
- 6) Teman-teman Angkatan Teknik Kimia 2021 yang telah memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
- 7) Kakak-kakak dan adek-adek Teknik Kimia yang memberikan dukungan dan semangat.
- 8) Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini hingga selesai.

Penulis menyadari sepenuhnya bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih terdapat banyak kekurangan, untuk itu penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun untuk dapat menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama bagi para pembaca serta penulis, Aamiin. Wassalamu'alaykum Wr. Wb.

Sorong, November 2025

DAFTAR ISI

HALAMAN PERSETUJUAN.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	ii
PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI. Kesalahan! Bookmark tidak ditentukan.	
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR	xv
ABSTRAK.....	xvi
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
I.1. Latar Belakang	1
I.2. Kegunaan Produk	2
I.3. Penentuan Kapasitas Pabrik.....	3
I.3.1. Kebutuhan Dalam Negeri.....	3
I.3.2. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri.....	3
I.3.3. Peluang Mendirikan Pabrik.....	4
I.4. Pemilihan Lokasi Pabrik	6
1.4.1. Ketersediaan Bahan Baku.....	6
1.4.2. Pemasaran Produk.....	7
1.4.3. Transportasi	7
1.4.4. Tenaga Kerja.....	7
1.4.5. Utilitas.....	8
I.5. Pemilihan Proses	8
1.5.2. Proses Aminasi Fenol	9
1.5.3. Proses Hidrogenasi Nitrobenzene Fase Cair	9
1.5.4. Proses Reduksi dengan Larutan Nitrobenzene	10
I.6. Tinjauan Pustaka	11
I.6.1. Dasar Reaksi.....	11
I.6.2. Mekanisme Proses.....	11

I.6.3. Tinjauan Kinetika	12
I.6.4. Tinjauan Termodinamika	12
BAB II.....	15
URAIAN PROSES.....	15
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku	15
II.2. Tahap Reaksi.....	15
II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian	15
II.4. Diagram Alir Kuantitatif.....	17
II.5. Diagram Alir Kualitatif.....	18
BAB III.....	19
SPESIFIKASI BAHAN	19
III.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	19
III.2 Spesifikasi Katalis	20
III.3 Spesifikasi Produk.....	20
BAB IV	21
NERACA MASSA.....	21
IV.1 Neraca Massa Alat	21
IV.2. Neraca Massa Total.....	25
BAB V.....	26
NERACA PANAS	26
V.1 Neraca Panas Alat.....	26
V.2 Neraca Panas Total	30
BAB VI	31
SPESIFIKASI ALAT	31
VI.1. <i>Vaporizer</i>	31
VI.2. Reaktor	31
VI.3. <i>Knock Out Drum</i>	32
VI.4. Kondensor	33
VI.5. <i>Heater</i>	33
VI.6. <i>Cooler</i>	34
VI.7. Menara Destilasi-01	34
VI.8. Menara Desilasi-02	35

VI.9. Tangki Penyimpanan.....	36
VI.10. Kompresor.....	36
VI.11. <i>Reboiler</i>	37
VI.12. <i>Accumulator</i>	37
VI.13. Ekspander.....	38
VI.14. Pompa.....	39
BAB VII.....	40
UTILITAS.....	40
VII.1. Unit Pengadaan Pengolahan Air.....	41
VII.2. Spesifikasi Alat Utilitas.....	48
VII.3. Unit Pengadaan <i>Steam</i>	57
VII. 4 Unit Penyedia Listrik.....	57
VII.5. Unit Penyedia Bahan Bakar.....	61
VII.6 Unit Pengelola Limbah.....	61
BAB VIII.....	63
LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES.....	63
VIII.1. Lokasi Pabrik.....	63
VIII.2. <i>Layout</i> Pabrik.....	63
VIII.3. <i>Layout</i> Peralatan.....	66
BAB IX.....	68
KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA.....	68
IX.1. Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum.....	68
IX.1.1. Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja.....	69
IX.1.2. Kesehatan dan Keselamatan Kerja Pada Pabrik Anilin Dengan Proses Hidrogenasi Fase Uap.....	70
IX.1.3 Keselamatan Karyawan di Area Pabrik Anilin.....	73
IX.I.4. Tanda -Tanda Bahaya Dalam K3.....	83
IX.I.5. Arti Warna Helm dan Peruntukannya di Industri.....	85
IX.I.6. Nearmiss dalam Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3).....	87
IX.2. Hal-hal Yang Harus Diperhatikan.....	88
IX.3. Sistem Yang Digunakan di Pabrik Anilin.....	90
IX.4.Pengolahan Limbah H ₂ dan N ₂	92

BAB X.....	95
STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....	95
X.1. Organisasi Perusahaan.....	95
X.2. Struktur Organisasi.....	96
X.3. Tugas dan Wewenang.....	98
X.4. Pembagian Jam Kerja.....	104
X.5. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	106
X.6. Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	108
X.7. Manajemen Perusahaan.....	109
BAB XI.....	112
EVALUASI EKONOMI.....	112
XI.1. Dasar Perhitungan.....	114
XI.2. Perhitungan Biaya.....	118
XI.3. Perhitungan Modal dan Biaya.....	120
XI.4. Perhitungan Kelayakan.....	122
BAB XII.....	Kesalahan! Bookmark tidak ditentukan.
KESIMPULAN.....	125
DAFTAR PUSTAKA.....	122
LAMPIRAN.....	Kesalahan! Bookmark tidak ditentukan.
LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	131
LAMPIRAN B NERACA PANAS.....	139
LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT.....	158
LAMPIRAN D UTILITAS.....	224
LAMPIRAN E PERHITUNGAN EKONOMI TEKNIK.....	235

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1. Data Impor Anilin di Indonesia Tahun 2020-2024.....	3
Tabel I. 2. Kapasitas Produksi Pabrik Anilin di Dunia.....	4
Tabel I. 3. Data Pertumbuhan Impor Anilin Tahun 2020-2024.....	5
Tabel I. 4. Pemilihan Proses.....	10
Tabel I. 5. Data Nilai Entalpi Reaksi Standar pada 298 K.....	13
Tabel I. 6. Data Energi bebas Gibbs pada 298 K.....	13
Tabel IV. 1. Neraca Massa <i>Heater</i> -01	21
Tabel IV. 2. Neraca Massa <i>Heater</i> -02	21
Tabel IV. 3. Neraca Massa <i>Vaporizer</i>	22
Tabel IV. 4. Neraca Massa Reaktor	22
Tabel IV. 5. Neraca Massa Kondensor	23
Tabel IV. 6. Neraca Massa <i>Knock Out Drum</i>	23
Tabel IV. 7. Neraca Massa Menara Destilasi 01.....	24
Tabel IV. 8. Neraca Massa Menara Destilasi 02.....	24
Tabel IV. 9. Neraca Massa Total	25
Tabel V. 1. Neraca Panas <i>Heater</i> -01.....	26
Tabel V. 2. Neraca Panas <i>Heater</i> 02.....	26
Tabel V. 3. Neraca Panas <i>Vaporizer</i>	27
Tabel V. 4. Neraca Panas Reaktor	27
Tabel V. 5. Neraca Panas <i>Cooler</i> -01.....	27
Tabel V. 6. Neraca Panas Kondensor.....	28
Tabel V. 7. Neraca Panas <i>Knock Out Drum</i>	28
Tabel V. 8. Neraca Panas <i>Heater</i> 3	28
Tabel V. 9. Neraca Panas Menara Destilasi 1	29
Tabel V. 10. Neraca Panas Menara Destilasi 2	29
Tabel V. 11. Neraca Panas <i>Cooler</i> -02.....	29
Tabel V. 12. Neraca Panas <i>Cooler</i> -03.....	30
Tabel V. 13. Neraca Panas Total.....	30
Tabel VI. 1. Spesifikasi <i>Vaporizer</i>	31
Tabel VI. 2. Spesifikasi Reaktor	31
Tabel VI. 3. Spesifikasi <i>Knock Out Drum</i>	32

Tabel VI. 4. Spesifikasi Kondensor	33
Tabel VI. 5. Spesifikasi <i>Heater</i>	33
Tabel VI. 6. Spesifikasi <i>Cooler</i>	34
Tabel VI. 7. Spesifikasi Menara Destilasi 01	34
Tabel VI. 8. Spesifikasi Menara Destilasi-02	35
Tabel VI. 9. Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	36
Tabel VI. 10. Spesifikasi Kompresor.....	36
Tabel VI. 11. Spesifikasi <i>Reboiler</i>	37
Tabel VI. 12. Spesifikasi ACC.....	37
Tabel VI. 13. Spesifikasi Ekspander.....	38
Tabel VI. 14. Spesifikasi Pompa.....	39
Tabel VII. 1. Kebutuhan Air Untuk Pendingin	47
Tabel VII. 2 Kebutuhan Air Untuk <i>Steam</i>	47
Tabel VII. 3. Kebutuhan air untuk sanitasi dan keperluan umum	47
Tabel VII. 4. Spesifikasi BU-01.....	48
Tabel VII. 5. Spesifikasi TFU-01.....	48
Tabel VII. 6. Spesifikasi CLU-01	49
Tabel VII. 7. Spesifikasi SF-01.....	49
Tabel VII. 8. Spesifikasi BU-02.....	49
Tabel VII. 9. Spesifikasi TU-03.....	50
Tabel VII. 10. Spesifikasi KE-01.....	50
Tabel VII. 11. Spesifikasi AE-01.....	50
Tabel VII. 12. Spesifikasi DU-01	51
Tabel VII. 13. Spesifikasi TU-07.....	51
Tabel VII. 14. Spesifikasi TU-10.....	51
Tabel VII. 15. Spesifikasi CTU-01	52
Tabel VII. 16. Spesifikasi TU-11	52
Tabel VII. 17. Spesifikasi BL-01	52
Tabel VII. 18. Spesifikasi TU-01	53
Tabel VII. 19. Spesifikasi TU-02.....	53
Tabel VII. 20. Spesifikasi TU-04.....	53
Tabel VII. 21. Spesifikasi TU-05.....	54

Tabel VII. 22. Spesifikasi TU-06.....	54
Tabel VII. 23. Spesifikasi TU-08.....	54
Tabel VII. 24. Spesifikasi TU-09.....	55
Tabel VII. 25. Spesifikasi Pompa Utilitas.....	56
Tabel VII. 26. Listrik untuk keperluan alat proses.....	58
Tabel VII. 27. Listrik untuk keperluan alat Utilitas	59
Tabel VII. 28. Total Kebutuhan Listrik	60
Tabel VIII. 1. Luas Tanah Lokasi Pabrik.....	66
Tabel VIII. 2. Layout Peralatan Proses	67
Tabel X. 1. Rincian Jadwal Kerja	105
Tabel X. 2. Penggolongan Jabatan.....	106
Tabel X. 3. Jumlah dan Gaji Karyawan	107
Tabel XI. 1. Data Indeks harga tahun 2004-2024.....	114
Tabel XI. 2. Harga Alat Proses	116
Tabel XI. 3. Harga Alat Utilitas	117
Tabel XI. 4. Pembelian Alat (<i>Equipment Cost</i>)	120
Tabel XI. 5. Biaya Produksi.....	121
Tabel XI. 6. Modal Kerja	121
Tabel XI. 7. Biaya Umum.....	122
Tabel XI. 8. Harga Jual Produk.....	122

DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1. Lokasi Pabrik	6
Gambar I. 2. Mekanisme Reaksi Reduksi Nitrobenzene	11
Gambar II. 1. Diagram Alir Kuantitatif	17
Gambar II. 2. Diagram Alir Kualitatif	18
Gambar VIII. 1. Lokasi Pabrik.....	63
Gambar X. 1. Struktur Organisasi Perusahaan.....	111
Gambar XI. 1. Grafik Indeks harga terhadap perubahan tahun	115
Gambar XI. 2. Grafik <i>Break Even Point</i> dan <i>Shutdown Point</i> dengan Variasi Kapasitas	113



ABSTRAK

Prarancangan Pabrik Anilin kapasitas 40.000 ton/tahun dengan bahan baku nitrobenzene dan hydrogen dengan kemurnian 99%. Pabrik ini akan didirikan pada tahun 2030 di Cilegon, Banten. Proses yang digunakan dalam prarancangan ini adalah hidrogenasi nitrobenzene fase uap menggunakan katalis Cu/SiO₂ untuk menghasilkan Anilin dalam reaktor *fixed bed mutitube* pada suhu 270°C dan tekanan 1,7 atm.

Pabrik ini berjalan secara kontinu dalam 24 jam/hari dan 330 hari/tahun. Unit proses membutuhkan bahan baku nitrobenzene sebanyak 6.683,07 kg/jam, gas hidrogen sebanyak 379,00 kg/jam, dan Cu/SiO₂ sebanyak 27.401 kg, sedangkan unit utilitas membutuhkan air pendingin sebanyak 6.252,35 kg/jam, *steam* sebanyak 11,59 kg/jam, air sanitasi sebanyak 1.228 kg/jam dan listrik sebanyak 156,967 kW dan kebutuhan bahan bakar 3.537,09 liter/tahun.

Hasil analisis ekonomi diperoleh *Fixed Capital Investment* (FCI) sebesar Rp.1.750.208.087.703 dan *Working Capital Investment* (WCI) sebesar Rp. 523.610.503.477,3 dengan asumsi pajak pasar sebesar 30%. Didapatkan keuntungan pasar sebelum pajak sebesar Rp.368.841.762.400,9 dan keuntungan setelah pajak Rp.258.189.232.539,4. *Return Of Investment* (ROI) sebelum pajak 21% dan ROI setelah pajak 15%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 3,69 tahun dan POT sesudah pajak 4,82 tahun. *Break Even Point* (BEP) diperoleh sebesar 41,7% (Syarat BEP 40-60%) dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 21,4% (Syarat SDP 20-30%) serta *Discount Cash Flow Rates of Return* (DCFRR) diperoleh sebesar 59%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi yang dilakukan dapat disimpulkan bahwa semua parameter memenuhi persyaratan pabrik untuk didirikan. Sehingga dapat ditarik kesimpulan bahwa Prarancangan Pabrik Anilin kapasitas 40.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Di Indonesia, perkembangan industri semakin hari semakin mengalami peningkatan serta pertumbuhan yang semakin pesat di mana meliputi sub industri kimia seperti industri polimer, tekstil, cat, dan lain-lain. Pertumbuhan dan perkembangan industri kimia begitu cepat di dunia, termasuk di Indonesia. Perkembangan ini berdampak terhadap tumbuhnya sektor industri kimia, namun hal ini tidak terlepas dari kegiatan impor bahan baku ataupun produk kimia. Untuk menekan impor, Indonesia harus memiliki semangat kompetitif dan daya saing yang tinggi agar dapat memproduksi sendiri kebutuhan dalam negeri dan dapat bersaing di pasar global. Indonesia sangat membutuhkan industri kimia yang dapat mendukung industri-industri yang memerlukan bahan – bahan kimia, salah satunya adalah anilin.

Anilin sendiri merupakan senyawa kimia yang dapat digunakan dalam pembuatan berbagai produk industri, yaitu sebagai bahan dasar pembuatan pewarna tekstil, pembuatan plastik, resin, obat-obatan. Anilin sendiri merupakan bahan baku utama untuk pembuatan MDI, 4,4'-*diphenylmethane diisocyanate* yang digunakan dalam membuat plastik *polyurethane* yang di mana dalam beberapa dekade terakhir muncul sebagai industri yang sedang berkembang. Kebutuhan senyawa anilin di Indonesia sendiri sangatlah besar. Anilin adalah senyawa organik yang terdiri dari gugus fenil yang terikat pada gugus amino, di mana anilin adalah sejenis amina aromatik. Gugus amino memberikan reaktivitas unik yang membuatnya menjadi senyawa yang penting secara industri. Anilin adalah bahan kimia cair yang mudah terbakar dan sedikit larut dalam air. Anilin juga dikenal sebagai fenilamin atau aminobenzena. Anilin merupakan senyawa penting dalam kimia organik, terutama digunakan untuk mensintesis poliuretan dan prekursornya. Anilin menjadi salah satu bahan kimia industri penting, yang digunakan untuk memproduksi bahan kimia industri seperti *methylene diphenyl isocyanate* (MDI) (Halageri, 2017). Anilin banyak digunakan untuk membuat berbagai macam produk kimia.

Penggunaan anilin sangat besar di berbagai sektor namun, ketersediaannya belum mencukupi kebutuhan industri yang berada di Indonesia. Namun, pabrik

anilin belum ada di Indonesia, hal ini dibuktikan menurut data yang tercantum pada Badan Pusat Statistik yang menyatakan bahwa Indonesia mengimpor anilin dari negara Cina, India, Eropa dan Jepang dalam jumlah yang cukup besar tiap tahunnya. Melihat kebutuhan anilin yang tinggi pada masa sekarang ini, seiring dengan industri-industri pemakainya yang semakin meningkat, maka pendirian pabrik anilin ini dirasa perlu. Hal ini bertujuan untuk mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap impor anilin serta dapat membuka lapangan kerja bagi masyarakat luas di Indonesia.

Dengan didirikannya pabrik anilin dengan kapasitas 40.000 ton/tahun di tahun 2030, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan anilin di Indonesia dan sebagian di ekspor ke luar negeri. Di samping itu, dengan adanya pabrik anilin dapat membuka lapangan pekerjaan baru dan memicu berdirinya pabrik lain yang menggunakan bahan baku anilin. Berdasarkan pertimbangan tersebut, maka pabrik anilin layak didirikan di Indonesia.

1.2. Kegunaan Produk

Dalam pemanfaatannya, anilin digunakan dalam industri. Beberapa manfaat atau kegunaan dari anilin adalah sebagai berikut:

- Industri pewarna dan tekstil
- Industri polimer dan karet
- Industri obat-obatan (Farmasi)
- Industri pertanian
- Bahan kimia fotografi
- Bahan pembuat parfum
- Bahan penghasil *Isocyanates*

Anilin sangat vital dalam dunia industri modern, terutama sebagai bahan dasar pewarna tekstil, polimer, karet, obat-obatan, dan produk pertanian. Kebutuhan anilin di Indonesia masih sangat tinggi dan sebagian besar masih dipenuhi melalui impor, sehingga pendirian pabrik anilin dalam negeri dinilai strategis untuk mendukung industri nasional dan mengurangi ketergantungan impor.

I.3. Penentuan Kapasitas Pabrik

Salah satu hal yang perlu diperhatikan dalam merancang suatu pabrik adalah penentuan kapasitas pabrik. Kapasitas produksi menggambarkan tingkat kemampuan, penerimaan atau keluaran dari suatu unit, fasilitas atau *output* dalam menghasilkan produk dalam periode waktu tertentu. Dalam menentukan kapasitas pabrik Anilin, terdapat berbagai aspek yang harus dipertimbangkan antara lain:

I.3.1. Kebutuhan Dalam Negeri

Untuk memperkirakan kebutuhan anilin di Indonesia, diperlukan data pasokan (*Supply*) yang merupakan data pembelian dari luar negeri (Impor). Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistika (BPS), kebutuhan anilin di Indonesia dipenuhi melalui impor dari berbagai negara, seperti dari China, India, Jepang dan negara lainnya. Data impor dalam lima tahun terakhir menunjukkan bahwa nilai impor relatif mengalami peningkatan. Hal ini sesuai dengan data dari Badan Pusat Statistik yang ditunjukkan pada Tabel I.1. di bawah ini:

Tabel I. 1. Data Impor Anilin di Indonesia Tahun 2020-2024

No	Tahun	Impor (ton/thn)
1	2020	309,94
2	2021	785,07
3	2022	512,57
4	2023	657,85
5	2024	1.558,98

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2025)

I.3.2. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Pemenuhan kebutuhan anilin di Indonesia hingga saat ini masih bergantung pada impor dari negara-negara luar seperti China, Jepang, dan India. Meskipun permintaan anilin di Indonesia cukup besar, hingga kini belum ada pabrik anilin yang didirikan di dalam negeri. (alasan tidak ada anilin di indo) Indonesia belum memiliki pabrik anilin yang beroperasi karena ketergantungan impor yang tinggi dari China, India, Jepang, dan Eropa, ditambah kurangnya investasi komersial meski permintaan domestik terus meningkat.

Alasan pabrik anilin di Indonesia belum ada karena salah satunya yaitu hambatan ekonomi ; biaya bahan baku seperti nitrobenzena dan hidrogen tinggi, ditambah kebutuhan teknologi hidrogenasi canggih yang memerlukan modal besar, membuat proyek pabrik kurang kompetitif dibanding impor murah. Kapasitas ekonomi minimum (4.000-800.000 ton/tahun) sulit dicapai tanpa dukungan pemerintah atau investor asing, sehingga hanya ada studi akademik tanpa realisasi. Faktor lainnya yaitu :

1. Pasar Impor Stabil: Konsumsi anilin untuk poliuretan, pewarna, dan farmasi (proyeksi 100.000 ton/tahun 2026) terpenuhi impor, tanpa insentif kuat untuk produksi lokal.
2. Risiko Teknis: Proses produksi berbahaya (racun, korosif) memerlukan standar keselamatan tinggi yang belum matang di Indonesia.
3. Belum Ada Rantai Pasok: Ketergantungan nitrobenzena impor memperlemah kelayakan vertikal integrasi.

Penentuan kapasitas produksi dalam perancangan pabrik bertujuan untuk mengetahui skala produksi yang telah ada, di mana kapasitas pabrik yang dibangun sebelumnya ditetapkan berdasarkan analisis kelayakan. Saat ini, kapasitas produksi pabrik anilin yang telah beroperasi di dunia berkisar 400 ton/tahun sampai 180.000 ton/tahun. Data mengenai kapasitas produksi anilin di berbagai negara dapat dilihat pada Tabel I.2. Berikut:

Tabel I. 2. Kapasitas Produksi Pabrik Anilin di Dunia

No.	Nama Pabrik	Kapasitas (Ton/Thn)
1	Jilin Connel Chemical Industry Co., Ltd	180.000
2	NCPL (Narmada Chematur Petrochemicals Ltd.)	400
3	Aristech Chemical Corporation	91.000
4	Mobay, New Martinsville, W. Va	18.000
5	Du Pont, Beaumont, Tex	113.000

(GMDU.net tahun 2019)

I.3.3. Peluang Mendirikan Pabrik

Salah satu faktor penting yang perlu diperhatikan dalam pendirian pabrik anilin adalah kapasitas produksi yang akan dibangun. Dalam pra-rancangan pabrik ini, proses produksi anilin direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2030.

Dengan mengacu pada nilai pertumbuhan impor yang disajikan pada Tabel I.3. diperkirakan kebutuhan anilin pada tahun 2030 dapat dihitung sebagai berikut:

Tabel I. 3. Data Pertumbuhan Impor Anilin Tahun 2020-2024

No	Tahun	Impor (ton/thn)	% Pertumbuhan (P)
1	2020	309,94	-
2	2021	785,07	1,53
3	2022	512,57	-0,35
4	2023	657,85	0,28
5	2024	1.558,98	1,37
	ΣP		2,84
	% i		0,71

Berdasarkan Tabel I.3. di atas terlihat kenaikan nilai impor anilin rata-rata sebesar 0,71. Untuk perkiraan kapasitas produksi pabrik anilin yang akan didirikan pada tahun 2030 dapat menggunakan perhitungan sebagai berikut:

$$F = F_o (1 + i)^n \quad (1)$$

Dimana:

F = Perkiraan kebutuhan anilin pada tahun 2030 (ton)

F_o = Kebutuhan anilin pada tahun 2024 (ton)

i = Pertumbuhan rata-rata

n = Selisih waktu (tahun)

Dalam perhitungan diasumsikan bahwa jumlah konsumsi sama dengan data impor. Maka jumlah konsumsi pada tahun 2030 diprediksi sebanyak:

$$\begin{aligned}
 F &= 1.558,98 (1 + 0,71)^6 \\
 &= 1.558,98 (25,00) \\
 &= 38.977,78 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Kapasitas pabrik yang direncanakan adalah 38.977,78 ton/tahun atau dibulatkan menjadi 40.000 ton/tahun dengan operasional selama 24 jam/hari dalam 330 hari/tahun pada tahun 2030. Kapasitas ini telah mempertimbangkan aspek ekonomis dan sejalan dengan kapasitas pabrik anilin yang telah beroperasi di dunia, yang berkisar dari 400 ton/tahun sampai 180.000 ton/tahun.

I.4. Pemilihan Lokasi Pabrik



Gambar I. 1. Lokasi Pabrik

(Sumber: Google Maps, 2025)

Dalam Penentuan lokasi geografis dari suatu pabrik merupakan hal yang sangat penting untuk diperhatikan, karena lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin dan memudahkan pemasaran produk, ketersediaan bahan baku, tenaga kerja, dan fasilitas lainnya. Oleh karena itu, lokasi pabrik rencananya akan dibangun di daerah Cilegon, Banten. Dengan mempertimbangkan beberapa faktor-faktor dalam pemilihan lokasi pabrik tersebut, yaitu antara lain sumber bahan baku, pasar, transportasi, tenaga kerja dan utilitas. Berdasarkan pertimbangan dari faktor-faktor tersebut dipilihlah lokasi di daerah Cilegon, Banten untuk mendirikan pabrik anilin dan di lokasi ini dinilai strategis untuk pendirian pabrik karena alasan sebagai berikut:

1.4.1. Ketersediaan Bahan Baku

Pendirian suatu pabrik sebaiknya dilakukan di dekat lokasi bahan baku untuk mengurangi biaya transportasi dan penyimpanan, serta memastikan ketersediaan bahan baku tersebut. Kebutuhan bahan baku untuk pabrik ini yaitu, nitrobenzene 52.980,39 ton/tahun dan hidrogen 3.001,71 ton/tahun.

Cilegon menjadi pilihan yang strategis sebagai lokasi pabrik anilin, karena letak lokasinya dekat dengan sumber bahan baku yang akan digunakan yaitu bahan baku hidrogen yang diperoleh dari PT Air Liquid Indonesia di Cilegon, Banten dengan kapasitas hidrogen 3.940 ton/tahun. Sementara itu, bahan baku nitrobenzena akan diimpor dari Rubicon (Geismar, LA) dengan kapasitas produksi sebesar 1,14 juta ton per tahun serta dari Kanto Chemical Co., Inc. Yang memiliki kapasitas produksi 120.000 ton per tahun. Proses pengadaan bahan baku dilakukan melalui jalur laut. Letak Kota Cilegon yang berdekatan

dengan pelabuhan sangat mendukung kelancaran proses impor bahan baku tersebut.

1.4.2. Pemasaran Produk

Pemilihan lokasi untuk pendirian pabrik sebaiknya dilakukan dengan mempertimbangkan kedekatannya dengan area pemasaran. Hal ini bertujuan untuk mengurangi biaya transportasi dan mempermudah pengiriman produk kepada konsumen yaitu, industri plastik dan resin di Indonesia Panca Budi Idaman Tbk dengan kapasitas produksi 4.406 ton/tahun dengan kapasitas produksi, serta industri karet di Indonesia Cabot Chemical Indonesia Cilegon dengan kapasitas produksi 80.000 ton/tahun. Dengan demikian, hal ini akan mempermudah proses pemasaran produk anilin.

Pemasaran produk juga mencakup daerah lain seperti di Pabrik Ceper yang berlokasi di Tangerang, Banten dengan kapasitas produksi 31.407 ton/tahun, Indonesia Sekarnusa Kreasi Indonesia di Karanganyar, Jawa Tengah dengan kapasitas produksi 28.719 ton/tahun.

1.4.3. Transportasi

Lokasi pabrik sebaiknya berada dekat dengan fasilitas transportasi untuk memastikan kelancaran dalam pengangkutan bahan baku maupun produk yang akan dipasarkan. Dengan tersedianya sarana transportasi dan akses jalan raya yang baik, proses distribusi produk ke konsumen di berbagai kota di Pulau Jawa menjadi lebih mudah. Selain itu, keberadaan pelabuhan juga penting untuk mendukung distribusi ke luar Pulau Jawa serta untuk kegiatan ekspor.

1.4.4. Tenaga Kerja

Pemilihan lokasi untuk mendirikan pabrik harus mempertimbangkan potensi keuntungan di masa mendatang, sehingga pabrik yang dibangun dapat menghasilkan profit yang menjanjikan dan sekaligus mencerminkan kesejahteraan para karyawannya. Keuntungan yang besar dari sebuah pabrik berdampak langsung pada tingkat penghasilan, perlindungan asuransi, serta fasilitas yang memadai bagi tenaga kerjanya. Hal ini akan memudahkan pabrik dalam merekrut tenaga kerja yang berkualitas. Tenaga kerja untuk pabrik ini bisa direkrut dari masyarakat setempat maupun dengan melibatkan tenaga ahli dari

daerah lain. Para pekerja tersebut akan terdiri dari individu-individu produktif dengan berbagai latar belakang, baik yang terdidik maupun yang belum terdidik. Banten, sebagai daerah dengan kepadatan penduduk yang cukup tinggi, menawarkan potensi untuk memenuhi kebutuhan tenaga kerja, baik pekerja kasar maupun pekerja ahli.

1.4.5. Utilitas

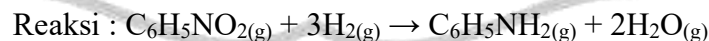
Lokasi pabrik yang strategis, dekat dengan berbagai sarana penunjang seperti air, listrik, dan bahan bakar, sangat penting untuk memastikan kelancaran operasional. Cilegon dengan daerah pantai sehingga akses menuju laut sangat mudah, selain itu juga dialiri sungai yang cukup besar, sehingga kebutuhan air untuk pabrik maupun untuk karyawan akan mudah terpenuhi dengan mudah. Di kawasan industri Cilegon, terdapat pabrik penyedia air, yaitu Indonesia Krakatau Tirta Indonesia. Sumber pasokan listrik bisa diperoleh dari PLTG (Pembangkit Listrik Tenaga Gas).

1.5. Pemilihan Proses

Dalam menghasilkan produk Anilin agar sesuai dengan kapasitas dan kualitas yang diinginkan harus dilakukan seleksi proses terlebih dahulu. Pembuatan Anilin terdapat berbagai macam-macam proses untuk menghasilkan Anilin diantara-Nya sebagai berikut:

1.5.1. Proses Hidrogenasi Nitrobenzene Fase Uap

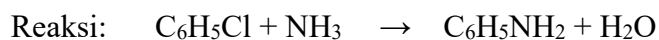
Proses hidrogenasi nitrobenzen fase uap yaitu proses pembuatan anilin dari nitrobenzene uap yang direaksikan dengan hidrogen sehingga reaksinya *eksoterm*. Reaksi yang terjadi yaitu sebagai berikut:



Katalis yang biasa di gunakan untuk hidrogenasi Nitrobenzen Fase Uap yaitu berupa *silica supported copper* yang terkandung di dalam reaktor. Proses pembuatan anilin dari nitrobenzene dan gas hidrogen berlangsung di dalam reaktor *Fixed Bed Multitube* pada kondisi suhu 270°C-300°C tekanan 1-7 atm (Faith *et al.*, 1957). Proses ini menghasilkan anilin dengan *yield* sebesar 99% dan menghasilkan konversi sebesar 98%.

1.5.2. Proses Aminasi Fenol

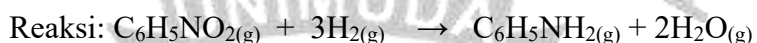
Proses Aminasi Fenol dikembangkan oleh Halcon. Fenol di aminasi dalam fase uap menggunakan amonia dengan adanya katalis silika-alumina (Ullman, 2005).



Reaksi aminasi fenol berlangsung secara *eksotermik* dan *reversibel*, sehingga konversi tinggi hanya diperoleh dengan penggunaan amonia berlebih dan pada suhu reaksi rendah, juga mengurangi disosiasi amonia. Reaksi ini menghasilkan impuritis produk samping berupa *difenilamina*, *triphenylamine*, dan *karpazole*. Namun, pembentukannya dapat dihambat oleh penggunaan amonia berlebih. Nilai *yield* berdasarkan fenol dan amonia yaitu masing-masing lebih dad 96% dan 80%. Pada proses amonilisis phenol, amonia dan fenol diredaksikan dalam fase gas pada temperatur 377°C-385°C dan tekanan 17 atm. Reaksi berlangsung dalam reaktor *fixed bed* dengan menggunakan katalis silika alumina (Ullman, 2005).

1.5.3. Proses Hidrogenasi Nitrobenzene Fase Cair

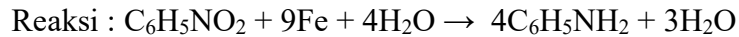
Proses hidrogenasi nitrobenzene fase cair merupakan proses mengubah nitrobenzene menjadi anilin dengan cara menambahkan hidrogen pada nitrobenzena dalam fase cair. Anilin dapat diperoleh dengan proses Hidrogenasi Fase Cair yang dioperasikan pada suhu 90°C-200°C dan tekanan 100-600 kpa, reaksi cair dapat dilakukan dalam reaktor unggun terfluidisasi (Ullman, 2005).



Pada tahun 1960-an, industri *Imperial Chemical Industries* (ICI) mengembangkan proses hidrogenasi fase cair dengan cara kontinyu, dengan menggunakan anilin sebagai pelarut yang memiliki proporsi lebih dari 95% berat fase cair. Proses ini dilakukan pada atau dekat titik didih pelarut (biasanya pada tekanan di bawah 100 kPa), di mana sebagian atau seluruh panas reaksi dibuang dengan membiarkan campuran reaksi menguap. Air yang terbentuk dihilangkan melalui uap limbah, dan anilin yang cukup dikembalikan ke *vessel* reaksi untuk menjaga kondisi *steady state*. Salah satu katalis yang digunakan dalam proses ini adalah nikel (Ullman, 2005).

1.5.4. Proses Reduksi dengan Larutan Nitrobenzene

Proses reduksi larutan nitrobenzene merupakan suatu proses dalam pembuatan anilin dengan mereaksikan nitrobenzene cair dengan gas hidrogen dalam larutan asam klorida. Reaksi ini berlangsung pada suhu 200°C dan tekanan 12,3 atm.



Nitrobenzene cair direaksikan dengan gas hidrogen dan asam klorida serta *cast iron* yang bebas dari minyak dan logam *non ferrous*. *Cast iron*, air dan katalis ditambahkan secara bertahap dalam jumlah yang relatif sedikit ke dalam nitrobenzene. Asam akan bereaksi dengan *iron* membentuk garam besi dengan penambahan katalis HCL kurang lebih sebesar 30%. *Yield* yang diperoleh dengan menggunakan proses ini yaitu, sebesar 95% terhadap nitrobenzene (Othmer, 1997).

Tabel I. 4. Pemilihan Proses

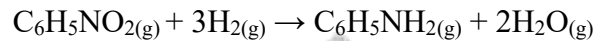
Parameter	Hidrogenasi Nitrobenzene Fase Uap	Hidrogenasi Nitrobenzene Fase Cair	Reduksi dengan Larutan Nitrobenzene	Aminasi Fenol
Bahan Baku	Nitrobenzene Hidrogen	Nitrobenzene Hidrogen	Nitrobenzene Hidrogen	Phenol Amonia
<i>Yield</i>	99%	95%	95%	80% - 96%
Konversi	98%			
Kondisi Operasi				
Tekanan	1-7 atm	100 – 600 kPa	12,3 atm	17 atm
Suhu	200-300 °C	90-200 °C	200 °C	377-385 °C

Dari pemilihan proses di atas dapat dilihat bahwa proses pembuatan anilin yang paling menguntungkan adalah dengan cara hidrogenasi nitrobenzene dengan fase uap, karena mendapatkan *yield* yang lebih besar yaitu 99% dan tekanan yang digunakan tidak terlalu tinggi. Oleh karena itu, pada perancangan pabrik ini dipilih proses hidrogenasi nitrobenzene fase uap.

I.6. Tinjauan Pustaka

I.6.1. Dasar Reaksi

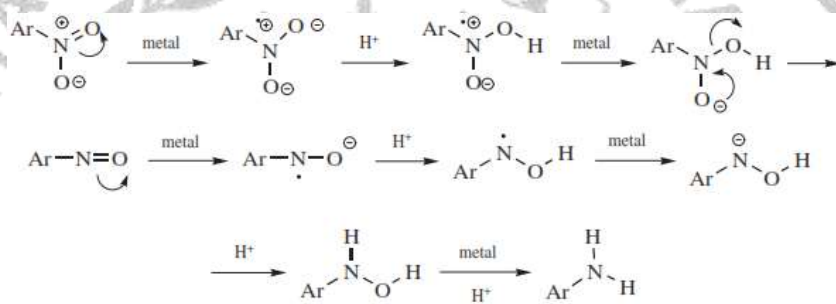
Proses pembuatan Anilin dari Nitrobenzene dan gas hidrogen berlangsung di dalam reaktor *Fixed Bed Multitube* pada kondisi suhu 270°C tekanan 1,7 atm (Ullmann, 2005) dan dengan adanya katalis CuSiO_2 (Othmer, 1997). Reaksi tersebut mengikuti reaksi elementer yang *irreversible* dan eksotermis



Karena reaksinya eksotermis, maka diperlukan adanya pendingin sehingga reaksi dapat berjalan *isothermal*.

I.6.2. Mekanisme Proses

Reaksi pembuatan anilin dari nitrobenzene dan gas hidrogen merupakan reaksi reduksi fase uap dengan mekanisme reaksi sebagai berikut :



Gambar I. 2. Mekanisme Reaksi Reduksi Nitrobenzene

Senyawa alifatik maupun aromatik yang mengandung gugus nitro dapat direduksi menjadi amina. Namun reaksi senyawa nitro aromatik (nitrobenzene) mempunyai kemungkinan lebih besar untuk direduksi menjadi senyawa amina. Banyak agen pereduksi yang dapat digunakan untuk mereduksi nitrobenzene.

Diantara-Nya yang paling sering digunakan adalah Zn, Cu, Sn, atau Fe (dan beberapa logam lainnya), asam, dan hidrogenasi katalitik. Reduksi dengan logam dalam asam mineral berlangsung begitu cepat dan selalu menghasilkan senyawa amina dalam hal ini anilin.

I.6.3. Tinjauan Kinetika

Secara umum untuk mengetahui pengaruh suhu terhadap kecepatan reaksi, di mana dapat ditentukan dengan persamaan Arrhenius:

$$K_a = A \cdot e^{-E_a/RT} \quad (2)$$

keterangan:

K_a = Konstanta kecepatan reaksi

A = Konstanta faktor eksponensial

E_a = Energi aktivasi (kJ/kmol)

R = Konstanta gas ideal

T = Suhu (K)

Di mana reaksi pembentukan anilin dari hidrogenasi nitrobenzene fase uap dengan katalis padat yaitu memiliki persamaan konstanta kecepatan reaksi (k) sebagai berikut :

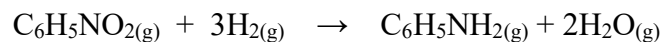
$$\begin{aligned} K_a &= 1,27841E-16 \cdot \exp(71.901,40/8,314 \cdot 543) \\ &= 1,056 \text{ (m}^3/\text{kmol.s)} \end{aligned}$$

Konstanta kecepatan reaksi (k) diperoleh sebesar 1,056 m³/kmol.s pada suhu operasi 270°C, yang diterapkan dalam model kinetika orde dua untuk perhitungan waktu tinggal reaktor. Dimana, suhu berperan dalam mempengaruhi laju reaksi. Apabila suhu pada suatu reaksi yang berlangsung dinaikkan, maka menyebabkan partikel semakin aktif bergerak, sehingga tumbukan yang terjadi semakin sering, menyebabkan laju reaksi semakin besar. Sebaliknya, apabila suhu diturunkan, maka partikel semakin tak aktif, sehingga laju reaksi semakin kecil (dalopez, 2020).

I.6.4. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika dilakukan untuk menentukan sifat reaksi apakah berjalan menghasilkan panas (eksotermis) atau membutuhkan panas (endotermis). Tinjauan termodinamika juga digunakan untuk mempertimbangkan apakah reaksi dapat terjadi atau tidak. Di mana dapat dihitung dengan menghitung panas pembentukan standar (ΔH°_f).

Reaksi :



Tabel I. 5. Data Nilai Entalpi Reaksi Standar pada 298 K

Komponen	$\Delta H^\circ_{298\text{K}}$ (kJ/mol)
Nitrobenzene	67,60
Hidrogen	0
Anilin	86,86
Air	-241,82

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_{f(298\text{ K})} &= \Delta H^\circ_{f\text{produk}} - \Delta H^\circ_{f\text{reaktan}} \\
 &= \Delta H^\circ_{f(\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2 + 2\text{H}_2\text{O})} - \Delta H^\circ_{f(\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + 3\text{H}_2)} \\
 &= [86,86 + (2 * (-241,82))] - (67,60) \\
 &= -464,34 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Nilai $\Delta H^\circ_{f(298\text{ K})}$ bernilai negatif, maka reaksi tersebut merupakan reaksi menghasilkan panas (eksotermis), dengan nilai -464,34 kJ/mol.

Untuk mengetahui sifat reaksi searah atau bolak-balik dapat dilihat dari harga kesetimbangan kimia yang dipengaruhi oleh energi bebas Gibbs (Yaws, 1999).

$\Delta G^\circ_f < 0$ (Proses terjadi secara spontan)

$\Delta G^\circ_f = 0$ (Proses berada di kesetimbangan)

$\Delta G^\circ_f > 0$ (Proses tersebut tidak terjadi secara spontan)

Tabel I. 6. Data Energi bebas Gibbs pada 298 K

Komponen	$\Delta G^\circ_{f 298\text{ K}}$ (kJ/mol)
Nitrobenzene	158
Hidrogen	0
Anilin	166,69
Air	-228,59

(Yaws, 1999)

$$\begin{aligned}
 \Delta G^\circ_{f(298\text{ K})} &= \Delta G^\circ_{f\text{produk}} - \Delta G^\circ_{f\text{reaktan}} \\
 &= \Delta G^\circ_{f(\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2 + 2\text{H}_2\text{O})} - \Delta G^\circ_{f(\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + 3\text{H}_2)} \\
 &= [166,69 + (2 * (-228,59))] - (158 + 0) \\
 &= -448,51 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan didapatkan bahwa $\Delta G^{\circ f}_{(298\text{ K})}$ negatif yang berarti reaksi tersebut berjalan secara spontan.

$$\Delta G^{\circ f} = -RT \ln K \quad (3)$$

Keterangan:

K : Konstanta kesetimbangan pada 298 K

$\Delta G^{\circ f}$: Energi bebas *Gibbs* standar (kJ/mol)

R : Ketetapan gas (kJ/mol K)

T : *Temperature* (K)

$$\Delta G^{\circ f} = -RT \ln K_{298\text{ K}}$$

$$\begin{aligned} \ln K &= \frac{\Delta G^{\circ f}}{-RT} \\ &= \frac{-448,51 \text{ KJ/mol}}{\frac{8,314 \text{ KJ}}{\text{Kmol}} \times 298 \text{ K}} \\ &= 181,03 \end{aligned}$$

$$K = 4,2 \times 10^{78}$$

Untuk mengetahui apakah pada T operasi = 543 K = 270°C berjalan secara *reversible* atau *irreversible*, dapat dihitung menggunakan persamaan Van't Hoff:

Pada T operasi 270°C = 543 °K

$$\ln \frac{K_{\text{operasi}}}{K_{298}} = \frac{\Delta H}{R} \times \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$$

$$\ln \frac{K_{\text{operasi}}}{4,2E+78} = \frac{76,42}{8,314} \times \left(\frac{1}{543} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K_{\text{operasi}}}{4,2E+78} = 0,01392$$

$$\ln \frac{K_{\text{operasi}}}{4,2E+78} = 1,01401$$

$$K_{\text{operasi}} = 4,26 \times 10^{78}$$

Karena konstanta kesetimbangan (K) > 1, hal ini berarti reaksi berjalan *irreversible* (searah) (Levenspiel, 1999).

BAB II

URAIAN PROSES

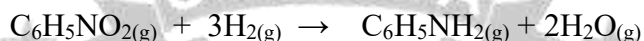
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Penyiapan bahan baku bertujuan untuk mengondisikan bahan baku agar sesuai dengan persyaratan kondisi operasi dalam reaktor. Hal-hal yang diatur pada tahapan ini menyangkut kondisi penyimpanan bahan baku dan proses fisis yang diperlukan untuk mengubah kondisi bahan baku agar sesuai kondisi umpan reaktor.

1. Nitrobenzene disiapkan pada T: 30°C dan P: 1 atm dengan kemurnian 99% dalam kondisi fase cair, kemudian disalurkan ke *Heater* lalu ke *Vaporizer* (VP-01) yang berfungsi untuk mengubah Nitrobenzene cair menjadi uap melalui proses pemanasan hingga suhu 215°C, setelah itu dialirkan ke dalam reaktor dalam kondisi fase uap.
2. Hidrogen pada kondisi T: 30°C dan P: 1 atm dengan kemurnian 99% dengan kondisi fase gas, dipanaskan menggunakan *heater* yang berfungsi untuk menaikkan suhu untuk masuk ke dalam reaktor. Hidrogen dipanaskan hingga suhu 200°C sebelum dialirkan ke dalam reaktor.

II.2. Tahap Reaksi

Nitrobenzene dan gas hidrogen masuk reaktor *Fixed Bed Multitube* dalam fase gas. Reaktor operasi pada suhu 270°C dengan tekanan 1,7 atm dengan menggunakan katalis CuSiO₂. *Yield* yang diperoleh adalah 99% terhadap Nitrobenzene.



Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis, sehingga untuk mempertahankan kondisi termal yang dihasilkan dari reaksi akan disalurkan oleh media pendingin berupa jaket pendingin.

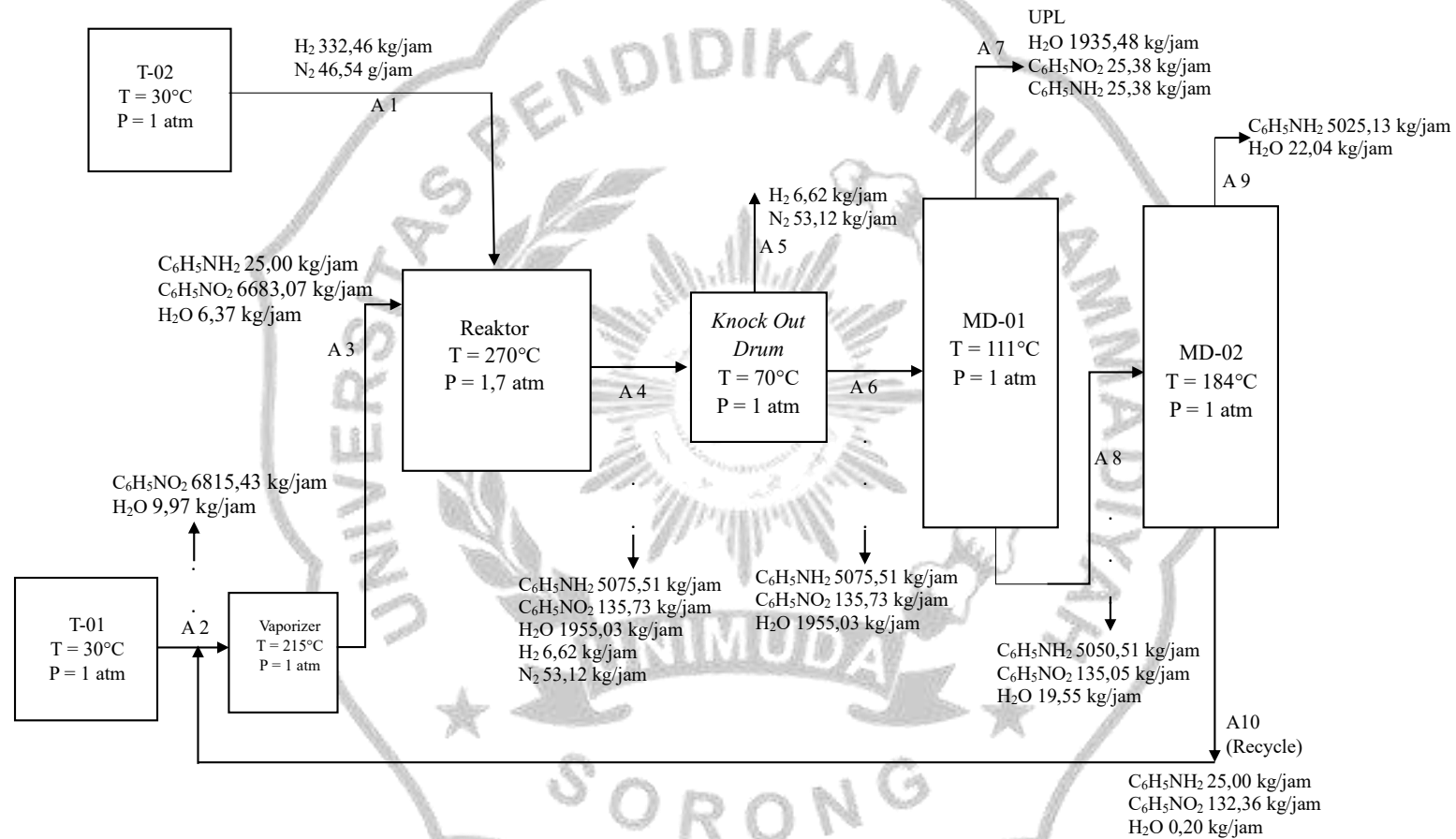
II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian

Tahap ini bertujuan untuk memisahkan produk dengan sisa reaktan maupun impuritas lain sehingga diperoleh spesifikasi produk yang diinginkan. Pada tahap ini juga dilakukan penyesuaian kualitas produk yang dihasilkan dengan produk serupa yang ada di pasaran. Produk keluaran reaktor dalam fase gas pada kondisi suhu 270°C dan tekanan 1,7 atm. Selanjutnya, produk keluaran reaktor menuju

kondensor (CD-01) untuk menurunkan suhu menjadi 70°C untuk mengubah cairan uap menjadi cair, selanjutnya dialirkan ke *knock out drum* (KD-01) untuk pemisahan *liquid* dan gas. Keluaran *knock out drum* yang telah dipisahkan yaitu, anilin, nitrobenzene, dan air dialirkan ke menara distilasi

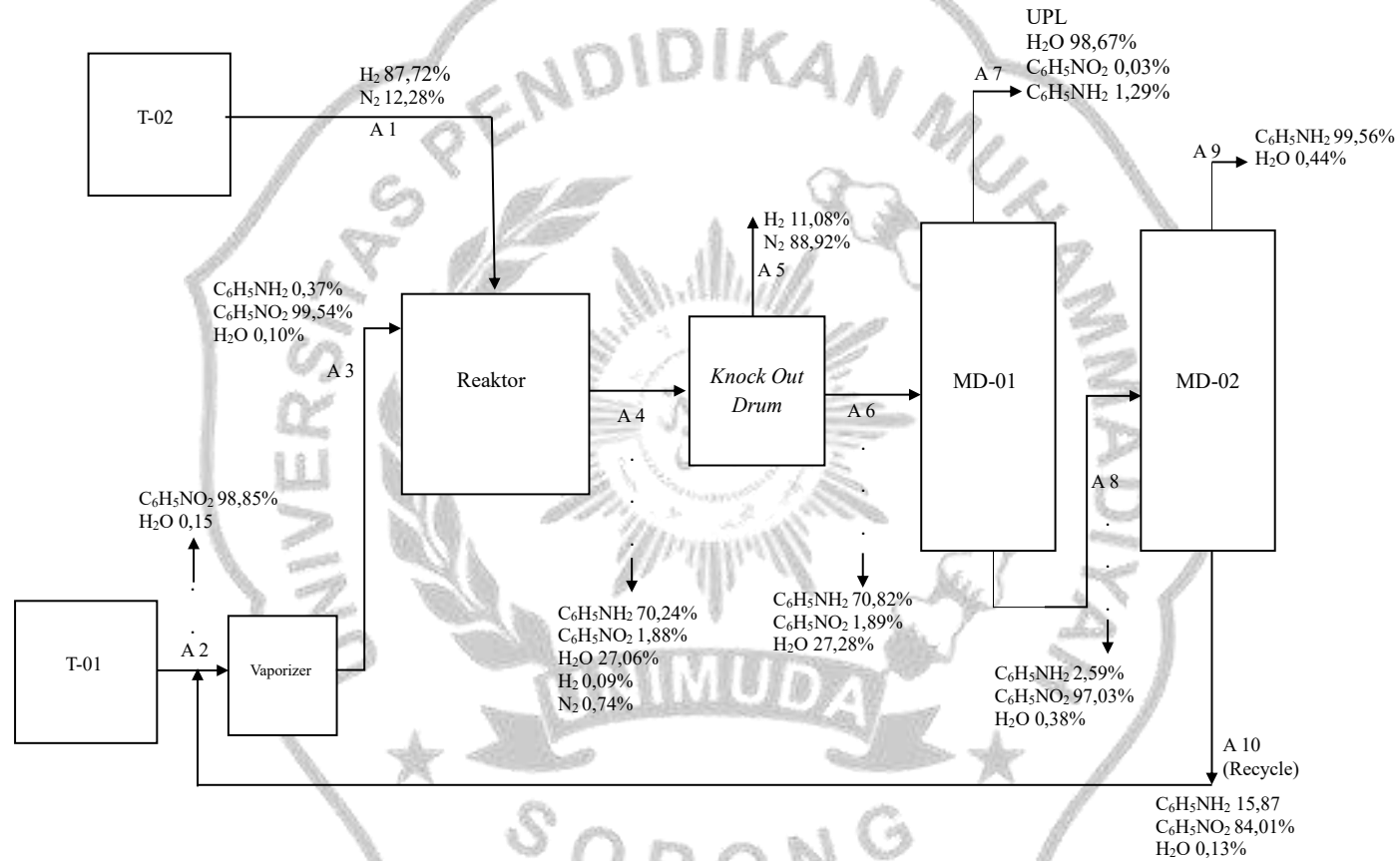
Selanjutnya dialirkan dengan pompa menuju Menara Distilasi (MD-01). Umpan masuk menara distilasi (MD-01) yaitu pada suhu 111°C dan tekanan 1 atm. Produk atas menara distilasi (MD-01) yang sebagian besar berupa air didinginkan melalui kondensor-01 (CP-01) dan dialirkan ke utilitas, sedangkan produk bawah yang berupa anilin, nitrobenzene, dan sedikit air dilakukan pemisahan lanjutan yaitu diumpankan ke dalam menara distilasi 02 (MD-02). Umpan masuk menara distilasi 02 (MD-02) yaitu pada suhu 178°C dan tekanan 1 atm. Produk bawah menara distilasi (MD-02) berupa sebagian besar nitrobenzene pada suhu 190°C dan tekanan 1 atm kemudian di recycle. Produk atas MD-02 yang berupa anilin pada suhu 184°C dan tekanan 1 atm dengan kemurnian 98% berat dan 2% berat air kemudian didinginkan pada *Cooler* (CL-02) sampai suhu 30°C, kemudian dialirkan dengan pompa untuk ditampung di tangki penyimpanan (T-02).

II.4. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar II. 1. Diagram Alir Kuantitatif

II.5. Diagram Alir Kualitatif



Gambar II. 2. Diagram Alir Kualitatif

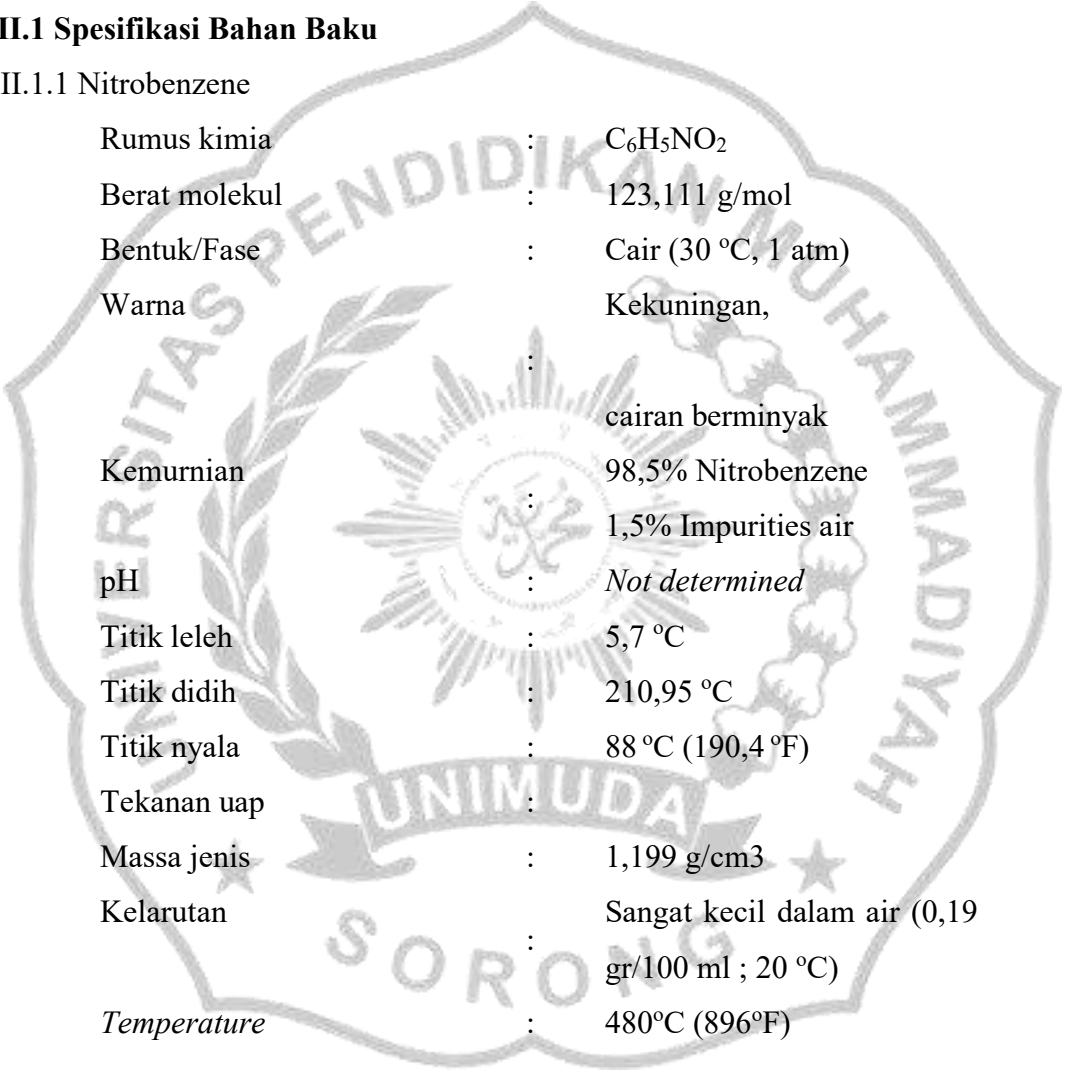
BAB III

SPESIFIKASI BAHAN

Dalam pemenuhan kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan anilin dirancang variabel utama yaitu : spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, dan spesifikasi produk.

III.1 Spesifikasi Bahan Baku

III.1.1 Nitrobenzene



Rumus kimia	:	$C_6H_5NO_2$
Berat molekul	:	123,111 g/mol
Bentuk/Fase	:	Cair (30 °C, 1 atm)
Warna	:	Kekuningan,
	:	cairan berminyak
Kemurnian	:	98,5% Nitrobenzene
	:	1,5% Impurities air
pH	:	<i>Not determined</i>
Titik leleh	:	5,7 °C
Titik didih	:	210,95 °C
Titik nyala	:	88 °C (190,4 °F)
Tekanan uap	:	
Massa jenis	:	1,199 g/cm ³
Kelarutan	:	Sangat kecil dalam air (0,19 gr/100 ml ; 20 °C)
Temperature	:	480°C (896°F)

III.1.2 Hidrogen

Rumus Kimia	:	H ₂
Fasa	:	Gas
Berat Molekul	:	2,016 g/mol
Kemurnian	:	99%

Titik didih (1 atm)	:	-252,87 °C
Densitas	:	0,0824 Kg/m ³
Suhu kritis	:	33,3 °K
Tekanan kritis	:	12,8 atm

III.2 Spesifikasi Katalis

III.2.1 Tembaga dalam silika

Rumus Kimia	:	Cu/SiO ₂
Fasa	:	Padat
Bentuk	:	<i>Granular</i>
Diameter	:	0,2 cm
<i>Bulk Density</i>	:	850,1 kg/m ³
Densitas partikel	:	2.481,8 Kg/m ³
Porositas	:	0,5
Berat molekul	:	123 g/mol
<i>Life Time</i>	:	9 bulan

III.3 Spesifikasi Produk

III.3.1 Anilin

Rumus Kimia	:	C ₆ H ₅ NH ₂
Fasa	:	Cair (30°C, 1 atm)
Berat Molekul	:	93,13 g/mol
Kemurnian	:	99,81% Anilin, 0,19% <i>Impurities</i> air
Penampilan	:	Cairan tak berwarna atau kuning
Massa Jenis	:	1,0217 g/cm ³
Titik didih	:	184,13 °C
Titik leleh	:	-6,3 °C
Kelarutan	:	Sangat kecil dalam air (3,6 gr/100 ml ; 20 °C)

BAB IV

NERACA MASSA

Kapasitas Produksi : 40000 ton/tahun : 5050,51 kg/jam
 Operasi Pabrik : 330 hari/tahun
 Satu Hari Operasi : 24 jam
 Konversi : 98%

IV.1 Neraca Massa Alat

IV.1.1 Heater-01

Tabel IV. 1. Neraca Massa Heater-01

Komponen	Input	Output
	Arus 1	Arus 2
	Kg/jam	Kg/jam
H ₂	332,46	332,46
N ₂	46,54	46,54
Total	379,00	379,00

IV.1.2 Heater-02

Tabel IV. 2. Neraca Massa Heater-02

Komponen	Input	Output
	Arus 2	Arus 3
	Kg/jam	Kg/jam
C ₆ H ₅ NO ₂	6815,43	6815,43
H ₂ O	9,97	9,97
Total	6825,40	6825,40

IV.1.3 Vaporizer

Tabel IV. 3. Neraca Massa Vaporizer

Komponen	Input		Output
	Arus 3	Input R Arus	Arus 4
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
$C_6H_5NO_2$	6683,07	1,08	6815,43
$C_6H_5NH_2$	0,00	25,00	25,00
H_2O	6,37	0,2	6,57
Sub total	6689,44	157,56	6847,00
Total	6847,00		6847,00

IV.1.4 Reaktor

Tabel IV. 4. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input		Output
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
$C_6H_5NO_2$	6815,43	-	135,73
$C_6H_5NH_2$	25	-	5075,51
H_2O	6,57	-	1955,03
H_2	-	332,46	6,62
N_2	-	46,154	53,12
Sub Total	6847,00	379,00	7226,01
Total	7226,01		7226,01

IV.1.5 Kondensor

Tabel IV. 5. Neraca Massa Kondensor

Komponen	Input	Output
	Arus 6	Arus 7
	Kg/jam	Kg/jam
$C_6H_5NO_2$	135,73	135,73
$C_6H_5NH_2$	5075,51	5075,51
H_2O	1955,03	1955,03
H_2	6,62	6,62
N_2	53,12	53,12
Total	7226,01	7226,01

IV.1.6 Knock Out Drum

Tabel IV. 6. Neraca Massa Knock Out Drum

Komponen	Input	Output	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
$C_6H_5NO_2$	135,73	135,73	
$C_6H_5NH_2$	5075,51	5075,51	
H_2O	1955,03	1955,03	
H_2	6,62		6,62
N_2	53,12		53,12
Sub Total	7226,01	7166,27	59,74
Total	7226,01	7226,01	

IV.1.7 Menara Destilasi 01

Tabel IV. 7. Neraca Massa Menara Destilasi 01

Komponen	Input	Output	
	Arus 9	Arus10	Arus 11
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
C ₆ H ₅ NO ₂	135,73	0,68	135,05
C ₆ H ₅ NH ₂	5075,51	25,38	5050,13
H ₂ O	1955,03	1935,48	19,55
Sub Total	7166,27	1961,54	5204,73
Total	7166,27	7166,27	

IV.1.8 Menara Destilasi 02

Tabel IV. 8. Neraca Massa Menara Destilasi 02

Komponen	Input	Output	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
C ₆ H ₅ NO ₂	135,05	0,00	132,36
C ₆ H ₅ NH ₂	5050,13	5025,13	25,00
H ₂ O	19,55	22,04	0,20
Sub Total	5204,73	5047,17	157,56
Total	5204,73	5204,73	

IV.2. Neraca Massa Total

Tabel IV. 9. Neraca Massa Total

Komponen	Vaporizer		Reaktor		Knock Out Drum		Menara Distilasi-01		Menara Distilasi-02	
	<i>Input</i>	<i>Output</i>	<i>Input</i>	<i>Output</i>	<i>Input</i>	<i>Output</i>	<i>Input</i>	<i>Output</i>	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
C ₆ H ₅ NO ₂	6.815,43	6815,43	6815,43	135,73	135,73	135,73	135,73	135,73	135,05	132,36
C ₆ H ₅ NH ₂	25,00	25,00	25,00	5075,51	5075,51	5075,51	5075,51	5075,51	5050,13	5050,13
H ₂ O	6,57	6,57	6,57	1955,03	1955,03	1955,03	1955,03	1955,03	19,55	22,24
H ₂	-	-	332,46	6,62	6,62	6,62	-	-	-	-
N ₂	-	-	46,54	53,12	53,12	53,12	-	-	-	-
Sub Total	6689,44	6.847,44	7226,01	7226,01	7226,01	7226,01	7166,27	7166,27	5204,73	5204,73
Total	13.694		14.452,02		14.452		14.332,54		10.409,46	

BAB V

NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 40.000 ton/tahun

: 5050,51 kg/jam

Operasi Pabrik : 330 hari/tahun

Tref : 25 C : 298,15 K

V.1 Neraca Panas Alat

V.1.1 Neraca Panas Alat *Heater*-01

Tabel V. 1. Neraca Panas *Heater-01*

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q1	14,84	
Q2		252,08
Qloss		0,15
Qs	237,38	
Total	252,23	252,23

V.1.2 Neraca Panas Alat *Heater*-02

Tabel V. 2. Neraca Panas *Heater* 02

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q3	21,40	
Q4		765,02
Qloss		0,21
Qs	743,84	
Total	765,24	765,24

V.1.3 Neraca Panas Alat Vaporizer

Tabel V. 3. Neraca Panas *Vaporizer*

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q5	279,69	
Q6		347,06
Q7	25,22	
Qvap		554,15
Qsteam	596,30	
Total	901,21	901,21

V.1.4 Neraca Panas Alat Reaktor

Tabel V. 4. Neraca Panas Reaktor

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q8	788,45	
Q9	347,06	
Q10		1.420,17
Qreaksi	519.540	
Qpendingin		519.255
Total	520.670	520.676

V.1.5 Neraca Panas Alat Cooler-01

Tabel V. 5. Neraca Panas *Cooler-01*

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q11	1.467,96	
Q12		1.460,50
Qp		7,46
Total	1.467,96	1.467,96

V.1.6 Neraca Panas Alat Kondensor

Tabel V. 6. Neraca Panas Kondensor

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q13	820,41	
Q14	366,75	
Q15	1,77	
Q16	1.063,24	
Q17		661,09
Qp		1.591,08
Total	2.252,17	2.252,17

V.1.7 Neraca Panas Alat Knock Out Drum

Tabel V. 7. Neraca Panas Knock Out Drum

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q18	2.252,17	
Q19		6,35
Q20		654,74
Qloss		1.591,08
Total	2.252,17	2.252,17

V.1.8 Neraca Panas Alat Heater 3

Tabel V. 8. Neraca Panas Heater 3

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q21	914,78	
Q22		1.061,44
Qloss		9,15
Qs	155,81	
Total	1.070,59	1.070,59

V.1.9 Neraca Panas Alat Menara Destilasi 1

Tabel V. 9. Neraca Panas Menara Destilasi 1

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q23	674,95	
Q24		685,42
Q25		826,34
Qreboiler	1.423,66	
Qkondensor		586,85
Total	2.098,61	2.098,61

V.1.10 Neraca Panas Alat Menara Destilasi 2

Tabel V. 10. Neraca Panas Menara Destilasi 2

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q28	826,34	
Q29		195,96
Q30		20.106,05
Qreboiler	19.765,47	
Qkondensor		289,80
Total	20.591,81	20.591,81

V.1.11 Neraca Panas Alat Cooler-02

Tabel V. 11. Neraca Panas Cooler-02

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q26	328,31	
Q27		18,05
Qp		310,26
Total	328,31	328,31

V.1.12 Neraca Panas Alat Cooler-03

Tabel V. 12. Neraca Panas Cooler-03

Aliran	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
Q31	869,09	
Q32		18,32
Qp		850,76
Total	869,09	869,09

V.2 Neraca Panas Total

Tabel V. 13. Neraca Panas Total

Nama Alat	<i>Input</i>	<i>Output</i>
	kJ/jam	kJ/jam
<i>Heater 1</i>	765,24	765,24
<i>Heater 2</i>	252,23	252,23
<i>Vaporizer</i>	901,21	901,21
Reaktor	520.675	520.675
<i>Cooler-01</i>	1.467,96	1.467,96
Kondensor	2.252,17	2.252,17
<i>Knock Out Drum</i>	2.252,17	2.252,17
<i>Heater 3</i>	1.070,59	1.070,59
Menara Destilasi 1	2.098,61	2.098,61
Menara Destilasi 2	20.591,81	20.591,81
<i>Cooler-02</i>	869,09	869,09
<i>Cooler-03</i>	328,31	328,31
Total	553.551	553.551

BAB VI

SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi alat pada pabrik Anilin ini dirancang berdasarkan pertimbangan efisiensi dan optimasi proses. Berikut adalah spesifikasi masing-masing alat yang digunakan pada pabrik Anilin.

VI.1. Vaporizer

Tabel VI. 1. Spesifikasi Vaporizer

Nama Alat		Vaporizer-01 (VP-01)
Fungsi		Menguapkan <i>feed</i> hingga mencapai titik didih
Jenis		<i>Shell and tube</i>
Bahan konstruksi		<i>Carbon Steel SA 7</i>
Kondisi Operasi	Tekanan	1 atm
	Suhu Masuk	90 °C
	Suhu Keluar	215 °C
Tube	OD	1,37 in
	ID	1,50 in
	Jumlah	154 buah
Diameter		25,37 in
Beban Panas (Q)		283,14 kJ/jam
<i>Overall Coeficient</i> (Ud)		500 W/m ² .K
<i>Pressure Drop</i>	<i>Tube</i>	227.005 psi
	<i>shell</i>	0,018 psi

VI.2. Reaktor

Tabel VI. 2. Spesifikasi Reaktor

Nama Alat		Reaktor-01 (RE-01)
Fungsi		Mereaksikan Nitrobenzenen dan Hidrogen menjadi Anilin
Jenis		<i>Fixed Bed Multitube</i>
Bahan konstruksi		<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	Tekanan	1,7 atm
	Suhu Masuk	200 °C

	Suhu Keluar	270 °C
Diameter Reaktor		6,42 m ²
Volume Reaktor		6,19 m ³
Tinggi Reaktor Total		7,51 m
Katalis	Jenis	Cu/SiO ₂
	Massa	27401 kg
<i>Head</i> dan <i>Bottom</i>	Bentuk Head	<i>Tori spherical Flanged and Dished Head</i>
	Tinggi Head	0,52 m
<i>Tube</i>	Susunan	<i>Tiangular Pinch</i>
	OD	0,84 in
	IDE	0,62 in
	Jumlah	9.629 buah
<i>Shell</i>	Tebal <i>Shell</i>	0,61 in
	IDE	108 in
	OD	109

VI.3. Knock Out Drum

Tabel VI. 3. Spesifikasi *Knock Out Drum*

Nama Alat	<i>Knock out Drum-01 (KO-01)</i>	
Fungsi	Memisahkan uap dan cairan yang keluar dari Kondensor	
Jenis	Tangki silinder vertikal	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Koondisi Operasi	Tekanan	1 atm
	Suhu	70 °C
Spesifikasi <i>sheel</i>	Diameter	1,30 m
	Tinggi	3,53 m
	Tebal	0,43 in
Spesifikasi <i>head</i>	Jenis	<i>elipsoidal</i>
	Tebal	0,04 in
	Tinggi	0,32 m
Tinggi total		3,84 m
Jumlah	1 unit	

VI.4. Kondensor

Tabel VI. 4. Spesifikasi Kondensor

Spesifikasi Alat Kondensor				
Kode Alat	CD-01		CD-02	CD-03
Fungsi	Memanaskan <i>feed</i>			
Jenis	<i>Sheel and Tube Heat Exchanger</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA</i>			
Kondisi	Suhu Masuk	190 °C	100 °C	110 °C
	Suhu Keluar	70 °C	90 °C	100 °C
	Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Tube	OD	1 in	2 in	1 in
	IDE	0,87 in		
	Jumlah	7 buah	9 buah	8 buah
Shell		4 in	8 in	5 in
Diameter	16 in			
Beban Panas (Q)	2.246.820 J/jam	583.990 J/jam	28.740 J/jam	
Overall Coeficient (Ud)	4,678 W/m ² .K	0,780 W/m ² .K	0,336 W/m ² .K	

VI.5. Heater

Tabel VI. 5. Spesifikasi Heater

Kode Alat	HE-01		HE-02	HE-03
Fungsi	Memanaskan <i>feed</i>			
Jenis	HE 1-2, <i>Split Ring Floating Head</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA</i>			
Kondisi	Suhu Masuk	30 °C	30 °C	70 °C
	Suhu Keluar	200 °C	90 °C	100 °C
	Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Tube	OD	1 incih	2 incih	1 in
	ID	0,87 in		
	Jumlah	2 tube	2 tube	2 tube
Diameter	18 in		18 in	18 in
Beban Panas (Q)	136029,62 KJ/jam	130538,35 KJ/jam	286838,64 kJ/jam	
Overall Coeficient (Ud)	262,5906031 W/m ² .k	141,1006688 W/m ² .k	144,7540738 W/m ² .k	
Pr0essure Drop	0,0015 psi	0,0493 psi	0,6895 psi	

VI.6. Cooler

Tabel VI. 6. Spesifikasi Cooler

Kode Alat		CL-01	CL-02	CL-03
Fungsi		Mengkondensasikan fasa gas <i>feed</i> menjadi <i>liquid</i>		
Jenis		HE 1-2, <i>Shell and tube</i>		
Bahan Konstruksi		<i>Stainless Steel</i>		
Kondisi	Suhu Masuk	270C	90C	161C
	Suhu Keluar	190C	30C	30C
	Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
<i>Tube</i>	OD	1 in	2 in	3 in
	IDE	0,87 in		
	Jumlah	128 buah	269 buah	264 buah
Diameter Sheel		17 in	48 in	71 in
Beban Panas (Q)		8801,07 kg/jam	249,679 kg/jam	64174,93 kg/jam
<i>Overall Coeficient</i> (Ud)		248,57 W/m ² .K	0,617 W/m ² .K	249,31 W/m ² .K

VI.7. Menara Destilasi-01

Tabel VI. 7. Spesifikasi Menara Destilasi 01

Fungsi	Memisahkan Nitrobenzen dan Anilin dari H ₂ O			
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>			
Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>			
Jumlah <i>tray</i>	12	<i>Tray</i>		
Tekanan operasi	1	bar		
Tekanan desain	3,37	bar	=	3,33 atm
Temperatur <i>feed</i>	111	°C		
Temperatur <i>top</i>	90	°C		
Temperatur <i>bottom</i>	154	°C		
Jumlah lubang	24155	lubang		
Tinggi menara	8	m		
Diameter menara	2	m		
Diameter lubang <i>tray</i>	5,00	mm		
Tebal <i>plate</i>	5,00	mm		
Tebal <i>shell</i>	0,79	cm		
Tebal <i>head</i>	0,79	cm		

Tebal isolasi	0,03	cm
Pipa masukkan <i>feed</i>	4,2	cm
Pipa keluaran uap kolom atas	32,3	cm
Pipa <i>refluks</i> ke kolom distilasi	3,35	cm
Pipa untuk distilat	3,35	cm
Pipa masuk ke reboiler	7,32	cm
Pipa uap keluaran reboiler	6,05	cm
Pipa untuk <i>bottom</i>	4,8	cm

VI.8. Menara Desilasi-02

Tabel VI. 8. Spesifikasi Menara Destilasi-02

Fungsi	Memisahkan dan Memurnikan Anilin				
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>				
Bahan	<i>Stainless Steel Type 316</i>				
Jumlah <i>tray</i>	13	<i>Tray</i>			
Tekanan operasi	1	bar			
Tekanan desain	3,49	bar	=	3,45	atm
Temperatur <i>feed</i>	178	°C			
Temperatur <i>top</i>	160	°C			
Temperatur <i>bottom</i>	190	°C			
Jumlah lubang	24480	lubang			
Tinggi menara	9	m			
Diameter menara	2	m			
Diameter lubang <i>tray</i>	5,00	mm			
Tebal <i>plate</i>	5,00	mm			
Tebal <i>shell</i>	0,79	cm			
Tebal <i>head</i>	0,79	cm			
Tebal isolasi	0,3	cm			
Pipa masukkan <i>feed</i>	4,22	cm			
Pipa keluaran uap kolom atas	27,31	cm			
Pipa <i>refluks</i> ke kolom distilasi	1,03	cm			
Pipa untuk distilat	4,22	cm			
Pipa masuk ke reboiler	4,22	cm			
Pipa uap keluaran reboiler	1,71	cm			

Pipa untuk <i>bottom</i>	3,35	cm
--------------------------	------	----

VI.9. Tangki Penyimpanan

Tabel VI. 9. Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Nama Alat		Tangki Penyimpan - 01		Tangki Penyimpanan - 02		Tangki Penyimpanan - 03	
Fungsi		Menyimpan bahan baku				Menyimpan Produk	
Jenis		<i>Silinder Tank with Thorispherical Head</i>		Bola (<i>Spherical</i>)		<i>Silinder Tank with Thorispherical Head</i>	
Bahan Konstruksi		<i>Carbon Steel SA-7</i>		<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>		<i>Carbon Steel SA-7</i>	
Kondisi	T	30°C					
	P	1 atm					
Volume		1.007	m ³	774	m ³	919	m ³
Diameter		15,07	m	5,70	m	14,61	m
Tinggi		5,65	m	5,70	m	5,49	m
Tebal		0,34	in	0,61	in	0,42	in
Jumlah		3	tangki	3	tangki	6	tangki
<i>Head</i>	Tebal	0,80	in			0,81	in
	Tinggi	25	ft			25	ft

VI.10. Kompresor

Tabel VI. 10. Spesifikasi Kompresor

Kode Alat		CP-01	CP-02	CP-03
Fungsi		Menaikan dan menurungkan tekanan		
Jenis		<i>Centrifugal</i>		
Bahan Konstruksi		<i>Stainless Steel SA</i>		
Kondisi	P in	303 K	473 K	358 K
	P out	473 K	483 K	473 K
	T in	1 atm	1,5 atm	1 atm
	T out	1,5 atm	1,7 atm	1,7 atm
Laju alir masa		379,00 kg/jam	379,00 kg/jam	6847,44 kg/jam
Tenaga Kompresor		34.5550 hp	16.191 hp	32,722 hp

VI.11. Reboiler

Tabel VI. 11. Spesifikasi *Reboiler*

Kode Alat		RB-01	RB-02
Fungsi		Memanaskan <i>feed</i> untuk Kembali ke MD	
Jenis		<i>Kettle Reboiler with shell and tube</i>	
Bahan Konstruksi		<i>Stainless Steel</i>	
Kondisi	Suhu Masuk	154°C	134 °C
	Suhu Keluar	172 °C	162 °C
	Tekanan	1 atm	1 atm
<i>Tube</i>	OD	1 in	
	IDE	0,12 in	
	Jumlah	2 buah	4 buah
Diameter		16 incih	
Beban Panas (Q)		8,66878 J/jam	2,970229 J/jam
<i>Overall Coeficient</i> (Ud)		972,244 W/m ² .K	333,159W/m ² .K

VI.12. Accumulator

Tabel VI. 12. Spesifikasi ACC

Kode Alat		ACC-01	ACC-02
Fungsi		Memisahkan gas hasil MD-01	
Tipe		<i>Sheel and tube</i>	
Bahan Konstruksi		<i>Stainless Steel SA</i>	
Kondisi	-T	100 °C	184°C
	-P	1 atm	1 atm
Spesifikasi			
	Diameter Tangki	0,75586 m	0,9537 m
	Tebal <i>Shell</i>	0,1488 in	0,1550 in
	Tebal <i>Head</i>	0,1671 in	0,1781 in
	Tinggi <i>Head</i>	6,889 in	8,7600 in
	Panjang Tangki	1,3578 m	1,7167 m
Bahan		<i>Stainless Steel</i>	
Jumlah		1	

VI.13. Ekspander

Tabel VI. 13. Spesifikasi Ekspander

Kode Alat		EX-01	EX-02
Fungsi		Menurunkan Tekanan	
Jenis		<i>Centrifugal</i> Ekspander	
Bahan Konstruksi		<i>Stainless Steel</i>	
Kondisi	Suhu Masuk	270°C	195°C
	Suhu Keluar	195°C	95°C
	P in	1,7 atm	1,5 atm
	P out	1,5 atm	1 atm
Laju alir masa		7226,010 kg/jam	
Laju volumetrik		1218,72 m ³ /s	1383,21 m ³ /s
<i>Power Expander</i>		3,80217 Kwh	2,43877 kwh
		2,72121 Hp	1,74543 Hp

VI.14. Pompa

Tabel VI. 14. Spesifikasi Pompa

Kode	PP-01	PP-02	PP-03	PP-04	PP-05	PP-06	PP-07	PP-08	PP-09	PP-10	PP-11	PP-12	PP-13	PP-14
Fungsi	Mengalirkan fluida													
Jenis	<i>Sentrifugal Single Stage Pump</i>													
Bahan	<i>Carbon Steel</i>													
Jumlah	2 buah													
Head (m)	1,0048	1,0046	1,0002	2,0061	2,0061	2,006	2,0003	2,0009	2,0001	2,0000	2,0000	2,0028	2,000	2,000
Tenaga kompresor (hp)	0,0045	0,0043	0,0023	0,0174	0,0174	0,0055	0,0022	0,0120	0,0120	0,0004	0,0004	0, 0117	0,0004	0,0116

BAB VII

UTILITAS

Utilitas atau unit pendukung proses merupakan bagian yang sangat penting untuk menunjang berlangsungnya suatu proses dalam sebuah pabrik. Di mana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik terdiri dari unit pengolahan air, pengadaan *steam*, dan penyediaan bahan bakar serta listrik, di mana keberadaannya yaitu sebagai berikut:

1. Unit Pengadaan Air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air sebagai berikut:

- a) Air *Steam*
- b) Air Pendingin
- c) Air Sanitasi

2. Unit Pengadaan *Steam*

Unit *steam* ini berfungsi sebagai penyedia kebutuhan *steam* sebagai media pemanas untuk *reboiler*.

3. Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertugas menyediakan listrik sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, peralatan utilitas, peralatan elektronik atau alat-alat listrik, AC, maupun penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan disediakan generator sebagai cadangan apabila listrik dari PLN mengalami gangguan.

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini berfungsi untuk menyediakan bahan bakar untuk kebutuhan generator dan *boiler*.

5. Unit Pengolahan Limbah

Unit berfungsi mengolah limbah sanitasi dan air limbah proses.

VII.1. Unit Pengadaan Pengolahan Air

Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan air sebagai berikut:

1. Air Pendingin

Air Pendingin berfungsi sebagai media pendingin pada peralatan perpindahan panas pada alat seperti kondensor dan *cooler*, pemilihan air sebagai media pendingin didasarkan pada beberapa pertimbangan, yaitu sebagai berikut :

- Proses pengolahan pengaturannya yang relatif sederhana
- Ketersediaannya yang melimpah dan mudah diperoleh

Beberapa aspek yang perlu diperhatikan dalam penggunaan air sebagai media pendingin antara lain:

- Tingkat kesadahan (*hardness*), karena dapat menimbulkan pembentukan kerak pada permukaan peralatan.
- Potensi korosi, yang dapat menyebabkan kerusakan pada material atau sistem pendingin.

2. Air Umpan *Boiler*

Boiler sebagai penghasil uap (*steam*) memerlukan air umpan dengan kualitas tertentu agar sistem dapat beroperasi dengan baik. Adapun syarat-syarat untuk *Boiler Feed Water* (BFW) antara lain:

- Air harus bebas dari kandungan yang dapat menimbulkan kerak, baik pada kondisi pembentukan uap maupun pada pipa penukar panas (*heat exchanger*) apabila uap digunakan sebagai media pemanas. Pembentukan kerak ini dapat menurunkan efisiensi kerja boiler, bahkan berpotensi menyebabkan *boiler* tidak dapat beroperasi.
- Air umpan harus terhindar dari gas-gas korosif, terutama oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2), karena keberadaan gas-gas tersebut dapat mempercepat proses korosi pada sistem.

3. Air Domestik

Air domestik digunakan untuk berbagai keperluan sehari-hari seperti air minum, kebutuhan laboratorium, kantor, serta perumahan. Adapun persyaratan untuk air domestik adalah sebagai berikut:

- a. Air harus jernih, tidak memiliki rasa maupun bau.
- b. Mengandung kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm untuk menjaga kebersihan dan mencegah pertumbuhan mikroorganisme.
- c. Memiliki pH mendekati netral, yaitu sekitar 7.
- d. Bebas dari kandungan bakteri, khususnya bakteri patogen yang dapat membahayakan kesehatan.
- e. Memiliki tingkat kekeruhan (*turbidity*) sekitar 10 ppm agar tetap aman dan nyaman digunakan

1. Pengadaan Air

Kebutuhan air dalam suatu industri dapat dipenuhi melalui dua cara, yaitu dengan mengambil air dari sumber di sekitar pabrik yang telah melalui proses pengolahan terlebih dahulu, atau dengan membeli air bersih dari pihak penyedia. Pada perancangan pabrik ini, sumber air bersih diperoleh dari air sungai yang berada di sekitar kawasan industri tempat pabrik akan dibangun.

2. Pengolahan Air

Pengolahan air baku dilakukan untuk memenuhi standar kualitas air yang dibutuhkan dalam proses industri. Tujuannya adalah mengurangi kadar kontaminan hingga tingkat yang diinginkan serta menambahkan bahan kimia tertentu guna menetralkan efek negatif dari sisa kontaminan yang masih ada. Tahapan pengolahan bergantung pada jenis dan konsentrasi zat pencemar dalam air baku, serta kualitas air akhir yang diharapkan. Adapun proses pengolahan air sungai meliputi beberapa tahap berikut:

1. Pemisahan kotoran dari sungai

Proses pemisahan dilakukan dengan mengalirkan air sungai melalui saringan atau kisi-kisi besi yang berfungsi untuk menyaring kotoran fisik berukuran besar, seperti potongan kayu, sampah, dan

material padat lainnya, sehingga air yang dihasilkan menjadi lebih bersih sebelum memasuki tahap pengolahan berikutnya.

2. Pengendapan Lumpur

Tahap berikutnya yaitu menampung air sungai ke dalam bak penampungan utama, kemudian mengalirkannya ke bak penampung sementara di dalam pabrik. Pada tahap ini, diharapkan partikel lumpur, pasir, dan kotoran berat lainnya dapat mengendap di dasar bak, sehingga air menjadi lebih jernih sebelum proses berikutnya.

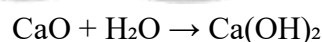
3. Koagulan

Air yang telah melewati proses pengendapan kemudian dipompa ke unit *clarifier* untuk mengendapkan partikel-partikel tersuspensi dengan bantuan penambahan bahan kimia tertentu. Penambahan bahan ini akan membentuk gumpalan endapan (*flock*) yang mudah diendapkan. Bahan kimia yang digunakan adalah tawas $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}]$, yang berperan sebagai zat koagulan dalam proses pemisahan kotoran dari air.

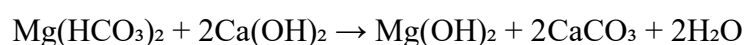
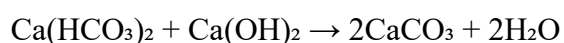
Selain permasalahan dari segi sifat fisik, air sungai juga memiliki permasalahan dari sisi sifat kimia. Hal ini disebabkan karena air sungai mengandung berbagai zat terlarut yang secara langsung mempengaruhi karakteristik fisik maupun kimianya. Salah satu sifat kimia yang sering menjadi perhatian utama adalah kesadahan air, yang terdiri atas:

1. Kesadahan Sementara

Kesadahan sementara terjadi karena air mengandung senyawa kalsium bikarbonat $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$. Untuk menghilangkannya, digunakan larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$, yang diperoleh dari pelarutan kapur tohor (CaO) dalam air, dengan reaksi:



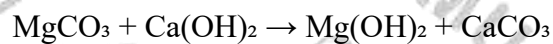
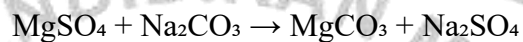
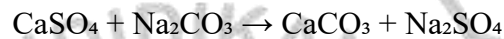
Larutan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ini kemudian ditambahkan ke dalam air sadah untuk menghilangkan kesadahan sementara melalui reaksi:



Berdasarkan reaksi tersebut, larutan kapur $\text{Ca}(\text{OH})_2$ tidak hanya berperan dalam menghilangkan kesadahan sementara, tetapi juga membantu meningkatkan pH air sehingga tercipta kondisi basa. Keadaan ini menjadikan proses koagulasi dengan tawas (alum) berlangsung lebih optimal dan efisien.

2. Kesadahan Tetap

Kesadahan tetap disebabkan oleh adanya senyawa-senyawa seperti CaSO_4 , MgSO_4 , dan MgCO_3 di dalam air. Untuk menghilangkan jenis kesadahan ini, digunakan natrium karbonat (Na_2CO_3) yang bereaksi dengan senyawa penyebab kesadahan melalui reaksi berikut:



Dari reaksi tersebut, Na_2CO_3 berfungsi mengendapkan ion kalsium dan magnesium sebagai senyawa karbonat atau hidroksida yang tidak larut, sehingga mengurangi kesadahan tetap pada air.

Dalam proses pembentukan *flok* dengan penambahan tawas, selain menghasilkan endapan padat, juga terjadi pembentukan gas karbon dioksida (CO_2). Keberadaan gas ini perlu dihindari di dalam tangki atau peralatan proses, karena dapat mengganggu jalannya operasi. Oleh karena itu, gas CO_2 dilepaskan dari air agar tidak menimbulkan gangguan pada proses maupun di dalam tangki.

3. Penyaringan *Sand Filter*

Pada tahapan ini air dilewatkan melalui media penyaring berupa lapisan (*bed*) pasir dan kerikil, yang berfungsi untuk menyaring partikel halus dan kotoran yang masih tersisa. Air yang telah melewati *sand filter* kemudian ditampung di bak penampung air bersih. Setelah tahap ini, air sudah dapat didistribusikan ke berbagai unit sesuai kebutuhan. Untuk kebutuhan kantor, perumahan, dan klinik, air bersih dari bak penampung diberi tambahan gas klorin (*chlorine*) guna membasmi kuman dan mikroorganisme berbahaya. Sementara itu, air yang digunakan untuk proses industri maupun sebagai pendingin reaktor dapat langsung dialirkan dari bak penampung menuju sistem proses tanpa perlu penambahan klorin.

4. *Ion Exchanger* (Pertukaran Ion)

Sistem pertukaran ion berfungsi untuk menghilangkan ion-ion mineral yang tidak diinginkan dari air dalam proses penjernihan. Setiap *ion exchanger* memiliki kapasitas tertentu dalam menampung ion yang diserap. Setelah digunakan dalam jangka waktu tertentu, alat ini akan mencapai kondisi jenuh, sehingga perlu dilakukan regenerasi atau pencucian agar dapat digunakan kembali. Proses air jernih/bersih yang dilewatkan ke *ion exchanger* ini digunakan untuk kebutuhan penyediaan *steam*, sehingga tidak menimbulkan kerak pada bagian unit tersebut. Unit *ion exchanger* ini dibagi menjadi dua bagian, yaitu:

a. Unit *Kation Exchanger*

Unit *kation exchanger* berfungsi untuk menghilangkan ion-ion positif (*kation*) yang tidak diinginkan dari larutan tanpa menyebabkan perubahan signifikan pada pH atau jumlah total ion di dalamnya. Resin yang digunakan umumnya mengandung ion natrium (Na^+), karena ion ini memiliki afinitas rendah, sehingga dapat dengan mudah digantikan oleh ion logam lain selama proses penukaran ion berlangsung (Rohm dan Haas, 1989).

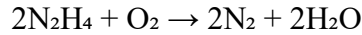
b. Unit *Anion Exchanger*

Unit *anion exchanger* dibuat dari berbagai jenis resin berbasis senyawa stirena dan di vinil benzena, yang mengandung gugus fungsi amina sebagai bagian aktifnya. Jenis *anion exchanger* basa kuat memiliki kemampuan untuk menyerap ion-ion yang berasal dari asam kuat, seperti HCl dan HNO_3 (Rohm dan Haas, 1989).

5. Unit Umpan Ketel (*Boiler Feed Water*)

Meskipun air telah melalui proses demineralisasi, masih terdapat gas-gas terlarut, terutama oksigen (O_2) dan karbon dioksida (CO_2), yang dapat menyebabkan korosi pada sistem *boiler*. Oleh karena itu, gas-gas tersebut dihilangkan melalui proses deaerasi di dalam deaerator. Dalam unit deaerator, ditambahkan beberapa bahan kimia sebagai berikut:

- *Hidrazin* (N_2H_4), yang berfungsi untuk mengikat oksigen terlarut, sesuai reaksi:



Gas nitrogen (N_2) yang dihasilkan bersama gas lainnya akan dikeluarkan melalui proses *stripping* menggunakan uap bertekanan rendah.

- Larutan amonia (NH_3) digunakan untuk mengatur pH air, sehingga air yang keluar dari deaerator memiliki pH berkisar antara 8,5 hingga 9,5. Setelah keluar dari deaerator, ke dalam air umpan *boiler* kemudian ditambahkan larutan fosfat (NaH_2PO_4) untuk mencegah pembentukan kerak silika dan kalsium pada *steam drum* maupun pipa *boiler*. Sebelum dialirkan ke *boiler*, air juga diberi bahan dispersan untuk menjaga kebersihan sistem dan mencegah pengendapan partikel padat.

6. Unit Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam operasi pabrik berasal dari dalam proses sehari-hari air sirkulasi hasil penggunaan sebelumnya, yang kemudian didinginkan kembali di *cooling tower*. Selama proses ini terjadi kehilangan air akibat penguapan, terbawa oleh aliran udara, atau pembuangan (*blow down*) di *cooling tower*. Kekurangan tersebut diganti dengan air tambahan (*make-up water*) yang dipasok dari *Filtered Water Storage*.

Agar berfungsi dengan baik, air pendingin harus memiliki sifat yang tidak korosif, tidak menyebabkan pembentukan kerak, serta bebas dari mikroorganisme penyebab lumut. Untuk menjaga kondisi tersebut, ke dalam air pendingin ditambahkan bahan kimia sebagai berikut:

- Fosfat, berfungsi mencegah terbentuknya kerak pada sistem pendingin.
- Klorin, digunakan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menyebabkan pertumbuhan lumut.
- Zat dispersan, berperan dalam mencegah penggumpalan atau pengendapan senyawa fosfat di dalam sistem.

1. Kebutuhan Air

Tabel VII. 1. Kebutuhan Air Untuk Pendingin

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
RE-01	6,208,25
CL-01	0,090
CL-02	0,12
CL-03	10,11
CD-01	18,89
CD-02	9,980
CD-03	4,910
TOTAL	6.252,35

Total kebutuhan air untuk *steam* = 6.252,35 kg/jam

Diperkirakan air yang hilang 20 %

Kebutuhan *Make up* air untuk pendingin = 7.502,82 kg/jam

3. Kebutuhan air untuk *steam*

Tabel VII. 2 Kebutuhan Air Untuk *Steam*

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
VP-01	0,33
HE-01	0,110
HE-02	0,390
HE-03	0,010
RB-01	0,72
RB-02	10,00
Jumlah	11,56

Total kebutuhan air untuk *steam* = 11,56 kg/jam

Diperkirakan air yang hilang 20 %

Kebutuhan *Make up* air untuk *steam* = 13,87 kg/jam

4. Kebutuhan Air untuk sanitasi dan keperluan umum

Tabel VII. 3. Kebutuhan air untuk sanitasi dan keperluan umum

Kebutuhan	Jumlah (Kg/jam)
Air untuk karyawan	239,60
Air untuk laboratorium	23,96
Air untuk kebersihan, pertamanan dan lain lain	23,96

Kebutuhan	Jumlah (Kg/jam)
Air untuk bengkel	23,96
Air untuk perumahan	916,66
Jumlah	1.228

Total kebutuhan untuk sanitasi dan keperluan umum = 1.228 kg/jam

Total air yang di *suply* dari tangki air = 8.744,69 kg/jam

10 % untuk keamanan, sehingga *make up* air dari tangki air 9.619,16 kg/jam.

VII.2. Spesifikasi Alat Utilitas

VII.2.1 Bak Pengendapan Awal (BU-01)

Tabel VII. 4. Spesifikasi BU-01

Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar dalam air
Jenis	Bak persegi
Volume kebutuhan	46,1727 m ³
Panjang	5,5481 m
Lebar	2,7741 m
Tinggi	3,00 m
Jumlah	1 buah

VII.2.2 Tangki Flokulator (TFU-01)

Tabel VII. 5. Spesifikasi TFU-01

Fungsi	Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpangkan kedalam <i>Clarifier</i> (CL-01)
Jenis	Tangki silinder <i>vertical</i>
Volume kebutuhan	2,8237 m ³
Diameter	1,2161 m
Tinggi	2,4322 m
Daya motor	2 hp
Jumlah	1 buah

VII.2.3 Clarifier (CLU-01)

Tabel VII. 6. Spesifikasi CLU-01

Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari Bak penampung awal (BU-01) dengan waktu tinggal 8 jam.
Jenis	Tangki silinder <i>vertical</i>
Volume kebutuhan	76,9546 m ³
Diameter	5,5184 m
Tinggi	1,3796 m
Daya motor	2 Hp
Jumlah	1 buah

VII.2.4 Saringan Pasir (SF-01)

Tabel VII. 7. Spesifikasi SF-01

Fungsi	Menyaring partikel partikel halus yang belum terendapkan
Jenis	Tangki silinder
Diameter	1,47 m
Volume kebutuhan	9,62 m ³
Luas penampang cairan	1,69 ft ²
Kecepatan penyaringan	15-25 gpm/ft ²
Jumlah	1 buah

VII.2.5 Bak Penampung Air Bersih (BU-02)

Tabel VII. 8. Spesifikasi BU-02

Fungsi	Menampung air bersih berasal dari saringan pasir (SPU-01) dengan waktu tinggal 12 jam
Jenis	Bak Persegi
Tinggi	3 m
Volume kebutuhan	138,516 m ³
Panjang	4,8048 m
Lebar	2,4024 m
Jumlah	2 buah

VII.2.6 Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU-03)

Tabel VII. 9. Spesifikasi TU-03

Fungsi	Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak penampung air bersih (BU-02) dengan waktu tinggal 24 jam
Jenis	Tangki silinder tegak
Volume kebutuhan	35,30 m ³
Diameter	3,5561 m
Tinggi	3,5561 m
Jumlah	1 buah

VII.2.7 *Kation Exchanger* (KE-01)

Tabel VII. 10. Spesifikasi KE-01

Fungsi	Mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak
Jenis	Tangki silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion
Debit air	0,0611 gpm
Diameter <i>bed</i> resin	1,00 m
Tinggi <i>bed</i> resin	1,00 m
Jumlah	1 buah

VII.2.8 *Anion Exchanger* (AE-01)

Tabel VII. 11. Spesifikasi AE-01

Fungsi	Mengikat ion-ion negatif yang ada di dalam air lunak
Jenis	Tangki silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion
Debit air	0,061 gpm
Diameter <i>bed</i> resin	1,00 m
Tinggi <i>bed</i> resin	1,27 m
Jumlah	1 buah

VII.2.9 Deaerator (DU-01)

Tabel VII. 12. Spesifikasi DU-01

Fungsi	Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O ₂ , CO ₂ dan lain lain
Jenis	Tangki silinder tegak
Volume kebutuhan	1,1773 ft ³
Diameter	1,00 m
Tinggi	4,4 m
Jumlah	2 buah

VII.2.10 Tangki Air Umpan *Boiler* (TU-07)

Tabel VII. 13. Spesifikasi TU-07

Fungsi	Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat <i>steam</i> di dalam <i>boiler</i> dengan waktu tinggal 24 jam
Jenis	Tangki silinder tegak
Volume kebutuhan	0,3987 m ³
Diameter	0,798 m
Tinggi	1,00 m
Jumlah	1 buah

VII.2.11 Tangki Bahan Bakar (TU-10)

Tabel VII. 14. Spesifikasi TU-10

Fungsi	Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 1 bulan sebagai bahan bakar <i>boiler</i> .
Jenis	Tangki silinder <i>vertical</i>
Volume kebutuhan	0,3987 m ³
Diameter	0,80 m
Tinggi	1,00 m
Jumlah	1 buah

VII.2.12 Cooling Tower (CTU-01)

Tabel VII. 15. Spesifikasi CTU-01

Fungsi	Menidnginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan, untuk disirkulasi (didinginkan Kembali)
Jenis	<i>Deck Tower</i>
Kapasitas	7.502,67 kg/jam
Diameter	4 m
Tinggi	8 m
<i>Power fan</i>	0,9673 hp
Jumlah	1 buah

VII.2.13 Tangki Kondensat (TU-11)

Tabel VII. 16. Spesifikasi TU-11

Fungsi	Menampung air yang di <i>recycle</i> pada proses pemanasan dan air dari deaerator
Jenis	Tangki silinder <i>vertical</i>
Volume kebutuhan	0,0175 m ³
Diameter	1,00 m
Tinggi	1,00 m
Jumlah	1 buah

VII.2.14 Boiler (BL-01)

Tabel VII. 17. Spesifikasi BL-01

Fungsi	Untuk memenuhi kebutuhan steam
Jenis	<i>Water tube boiler</i>
Kapasitas	12,716 kg/jam
Tekanan	1 atm
Suhu	148 °C
Bahan bakar	Minyak Residu <i>grade 06</i>
Kebutuhan bahan bakar	330,679 kg/jam

VII.2.4 Tangki Tawas (TU-01)

Tabel VII. 18. Spesifikasi TU-01

Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu operasi
Jenis	Tangki silinder tegak
Volume kebutuhan	1,164 m ³
Diameter	1,000 m
Tinggi	1,810 m
Jumlah	1 buah

VII.2.5 Tangki Larutan Soda Abu (TU-02)

Tabel VII. 19. Spesifikasi TU-02

Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu 5% untuk 1 minggu operasi.
Jenis	Tangki silinder tegak
Volume kebutuhan	1,164 m ³
Diameter	1,000 m
Tinggi	1,810 m
Jumlah	1 buah

VII.2.9 Tangki Kaporit (TU-04)

Tabel VII. 20. Spesifikasi TU-04

Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk persediaan 1 minggu
Jenis	Tangki silinder tegak
Volume kebutuhan	0,3525 m ³
Diameter	1,00 m
Tinggi	1,00 m
Jumlah	1 buah

VII.2.11 Tangki Larutan HCL (TU-05)

Tabel VII. 21. Spesifikasi TU-05

Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan HCL untuk regenerasi <i>ion exchanger</i>
Jenis	Tangki silinder tegak
Volume kebutuhan	1,157 m ³
Diameter	1,00 m
Tinggi	1,8064 m
Jumlah	1 buah

VII.2.13 Tangki Larutan NaOH (TU-06)

Tabel VII. 22. Spesifikasi TU-06

Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi <i>ion exchanger</i>
Jenis	Tangki silinder tegak
Volume kebutuhan	0,032 m ³
Diameter	1,00 m
Tinggi	1,00 m
Jumlah	1 buah

VII.2.16 Tangki Larutan *Hidrazine* (TU-08)

Tabel VII. 23. Spesifikasi TU-08

Fungsi	Menyimpan larutan <i>Hidrazine</i>
Jenis	Tangki silinder tegak
Volume kebutuhan	0,06654 m ³
Diameter	0,161 m
Tinggi	1,00 m
Jumlah	1 buah

VII.2.17 Tangki Larutan NaH_2PO_4 (TU-09)

Tabel VII. 24. Spesifikasi TU-09

Fungsi	Menyimpan larutan NaH_2PO_4
Jenis	Tangki silinder tegak
Volume kebutuhan	0,1311 m ³
Diameter	0,203 m
Tinggi	1,000 m
Jumlah	1 buah



VII.2.22 Pompa Utilitas

Tabel VII. 25. Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09
Jenis	<i>Sentrifugal, single stage pump</i>								
Head	10,5999,m	5,3405 m	10,2622m	10,3013 m	14,0074 m	14,0055 m	5,2476m	5,3875 m	5,3991 m
Kapasitas	26.804,6943 m3/jam	26.804,6943 m3/jam	26.804,6943 m3/jam	26.804,6943 m3/jam	2.848,9812 m3/jam	2.848,9812 m3/jam	20.290,7760 m3/jam	20.290,7760 m3/jam	20.290,7760 m3/jam
Bahan	<i>Carbon Steel</i>								
Tenaga Motor	2,5948hp	1,3528 hp	2,5121 hp	2,5217 hp	0,3289 hp	0,3232 hp	2,4311hp	2,4958 hp	2,5012hp
Jumlah	2								

VII.3. Unit Pengaaan *Steam*

Pada perancangan ini, *steam* digunakan sebagai sumber panas utama untuk memenuhi kebutuhan pada alat penukar panas. *Steam* tersebut diproduksi di unit *boiler*, dengan *boiler feed water* sebagai fluida umpan Pada perancangan ini *steam* yang digunakan yaitu *saturated steam* dengan suhu 148 °C dan tekanan 1 atm. Air umpan *boiler* yang baik sebaiknya tidak ada zat-zat berikut yang menyebabkan kerusakan, diantaranya:

- Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (*organic matter*)
- Silika, sulfat, asam bebas dan oksida

Sementara syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan *boiler* agar awet dan tidak rusak diantara-Nya:

- Tidak boleh membentuk kerak dalam *boiler*.
- Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

VII. 4 Unit Penyedia Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik Anilin dapat dipenuhi melalui dua sumber utama, yaitu:

1. Pasokan dari Perusahaan Listrik Negara (PLN)
2. Pembangkit listrik Sendiri (*Generator Set*)

Tenaga listrik yang dibutuhkan pabrik ini dipenuhi dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan Generator, distribusi pemakaian listrik untuk memenuhi kebutuhan pabrik adalah sebagai berikut:

- Untuk keperluan proses
- Untuk keperluan penerangan.

Untuk keperluan proses disediakan dari generator set, sedangkan untuk penerangan dari PLN. Bila terjadi kerusakan pada generator, kebutuhan listrik bisa diperoleh dari PLN. Demikian juga bila terjadi gangguan dari PLN, kebutuhan listrik untuk penerangan bisa diperoleh dari generator. Generator yang digunakan merupakan generator arus bolak-balik (AC) dengan beberapa pertimbangan, yaitu:

1. Mampu menghasilkan daya listrik yang cukup besar.
2. Tegangan keluaran dapat di sesuaikan dengan kebutuhan melalui penggunaan transformator

Jenis generator yang diterapkan adalah generator AC tiga fase (*3-phase*) karena memiliki sejumlah keunggulan, antara lain:

- Menyediakan tegangan listrik yang stabil.
- Memberikan kestabilan daya selama operasi.
- Memerlukan jumlah kawat penghantar yang lebih sedikit.
- Motor tiga fase memiliki harga yang relatif lebih ekonomis dan konstruksi yang sederhana.

Kebutuhan listrik untuk pabrik Anilin meliputi:

- Listrik Untuk Keperluan Alat Proses = 68,76680 kW

Tabel VII. 26. Listrik untuk keperluan alat proses

Nama Alat	Power (HP)	Power (Kw)
Pompa -01	0,0045	0,00336
Pompa -02	0,0043	0,00321
Pompa -03	0,00233	0,00174
Pompa -04	0,0174	0,01298
Pompa -05	0,0174	0,01298
Pompa -06	0,0055	0,00410
Pompa -07	0,0022	0,00164
Pompa -08	0,012	0,00895
Pompa -09	0,012	0,00895
Pompa -10	0,0004	0,00030
Pompa-11	0,0004	0,00030
Pompa-12	0,0117	0,00873
Pompa-13	0,0004	0,00030
Pompa -14	0,0116	0,00865
Compresor-01	34,7211	25,90194
Compresor-02	16,269	12,13667
Compresor -03	32,7226	24,41106
Ekspander -01	2,86736	3,80217

Nama Alat	Power (HP)	Power (Kw)
Ekspander-02	1,74543	2,43877
Total	88,43	68,77

- Kebutuhan Listrik untuk keperluan Alat Utilitas = 9,82 Kw

Tabel VII. 27. Listrik untuk keperluan alat Utilitas

Nama Alat	Power (hp)	Power Kw
Pompa U-01	0,8853	0,660
Pompa U-02	0,4431	0,331
Pompa U-03	0,8814	0,658
Pompa U-04	0,8819	0,658
Pompa U-05	0,8689	0,648
Pompa U-06	0,8531	0,636
Pompa U-07	0,0016	0,001
Pompa U-08	0,0016	0,001
Pompa U-09	0,0016	0,001
Tangki flokulator	2,0000	1,492
<i>Clarifier</i>	6,2500	4,6625
<i>Cooling tower</i>	0,1000	0,0746
Total	13,1685	9,824

- Listrik untuk Penerangan dan AC

No	Lokasi	Luas (m ²)	Foot candle	Lumen / m ²
1	Bengkel	300	30	302.280
2	Pemadam kebakaran	300	30	302.280
3	Area Proses Utama	950	95	957.220
4	Area Utilitas	100	10	100.760
5	Control Room	150	15	151.140
6	Kantor	250	25	251.900
7	Kantin dan Ruang makan	105	10,5	105.798
8	Gudang	1.200	120	1.209.120
9	Mess	400	40	403.040
10	Klinik	120	12	120.912
11	Masjid dan gereja	920	92	926.992
12	Laboratorium	250	25	251.900
13	Parkiran Kantor	800	80	806.080

14	Parkiran Truk	1.500	150	1.511.400
15	Pos keamanan	60	6	60.456
16	Aula	300	30	302.280
17	Area Perluasan	2500	250	2.519.000
18	Jalan	3000	300	3.022.800
19	Taman dan Halaman	4000	400	4.030.400
20	Garasi	100	10	100.760
	Total			17.436.518

Untuk penerangan area di dalam ruangan digunakan lampu Philips® QL Induction (QL 40 watt sebanyak 346 buah. Untuk penerangan area di luar ruangan digunakan metal halide lamp 100 watt sebanyak 124 buah. Sehingga untuk total kebutuhan listrik penerangan adalah 26,24 kwh, dan untuk kebutuhan AC 30 kWh

Total kebutuhan listrik untuk pabrik adalah:

Tabel VII. 28. Total Kebutuhan Listrik

Kebutuhan Listrik	Daya (kW)
Listrik Unit Proses	68,767
Listrik Unit Utilitas	9,82
Listrik untuk AC	30
Listrik untuk Penerangan	26,24
Jumlah	134,827

Spesifikasi Generator

1. Fungsi: Untuk *suplay* kebutuhan listrik dalam plant
2. Jenis: AC generator
3. Kapasitas: 117,9 kwh
4. Efisiensi Generator: 80%
5. Kebutuhan bahan bakar: 268,04 liter/hari
6. Jumlah: 2
7. Bahan Bakar: Solar

VII.5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada, *boiler* dan generator. Pada perancangan ini digunakan bahan bakar jenis solar untuk generator sedangkan untuk *boiler* digunakan bahan bakar jenis *fuel oil*.

a. Minyak residu

<i>Heating Value</i>	: 18,8 Btu/lb
<i>Density</i>	: 59,14 lb/ft ³
Effisiensi Bahan Bakar	: 75 %
Rate Bahan Bakar	: 2,0928 lb /jam

b. Diesel Oil

<i>Heating Value</i>	: 145.100 Btu/lb
<i>Density</i>	: 0,8499 kg/l
<i>Viscosity</i>	: 5,8 cp
Rate bahan bakar	: 0,0376 gal/det
Effisiensi bahan bakar	: 80%

VII.6 Unit Pengelola Limbah

Pembuangan air limbah baik yang bersumber dari kegiatan domestik (rumah tangga) maupun industri ke badan air dapat menyebabkan pencemaran lingkungan apabila kualitas air limbah tidak memenuhi baku mutu limbah. Pengolahan limbah yaitu sistem pengendalian setelah proses produksi yang dimaksudkan untuk menurunkan kadar bahan pencemar sehingga pada akhirnya limbah tersebut memenuhi baku mutu yang sudah ditetapkan. Limbah yang dihasilkan pabrik Anilin ini dapat diklasifikasikan menjadi 2, yaitu :

a. Pengolahan Bahan Buangan Cair

Air buangan dari pabrik Anilin ini berupa :

- 1) Air yang mengandung bahan-bahan kimia
- 2) Buangan Sanitasi
- 3) *Back Wash Filter* air berminyak dari pompa
- 4) Sisa Regenerasi Resin

Air buangan sanitasi yang bersumber dari fasilitas toilet di area pabrik maupun perkantoran dikumpulkan secara terpusat sebelum dilakukan proses

pengolahan lebih lanjut. Selain air limbah dari kegiatan sanitasi, terdapat pula air limbah berminyak yang berasal dari sisa pelumas pada peralatan dan pompa di area industri. Air limbah jenis ini mengandung campuran air dan minyak, sehingga perlu dilakukan proses pemisahan berdasarkan perbedaan berat jenis antara kedua zat tersebut. Dalam proses ini, minyak yang memiliki berat jenis lebih rendah akan mengapung di permukaan, sedangkan air akan berada di bagian bawah. Lapisan minyak yang terkumpul di bagian atas selanjutnya dialirkan menuju tangki penampungan akhir (*slop tank* atau *oil trap*) untuk kemudian dibuang atau diolah lebih lanjut sesuai prosedur pengelolaan limbah minyak.

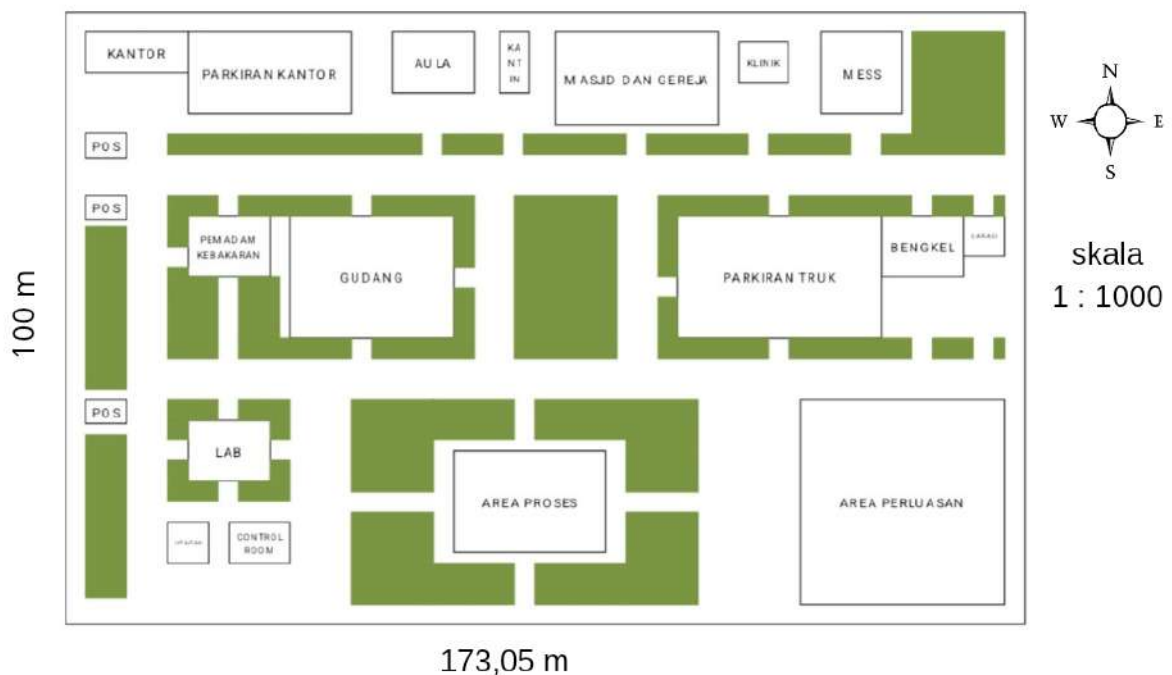
Sementara itu, air sisa regenerasi dari unit demineralisasi, yaitu air yang berasal dari proses pencucian atau regenerasi resin penukar ion, yang mengandung bahan kimia yaitu natrium hidroksida (NaOH) dan asam klorida (HCL). Kedua bahan kimia ini bersifat sangat basa dan sangat asam, sehingga sebelum dibuang ke sistem *drainase* atau lingkungan, air tersebut harus melalui proses netralisasi terlebih dahulu. Proses ini dilakukan dengan cara mencampurkan kedua jenis air buangan tersebut dalam proporsi yang tepat, sehingga reaksi kimia antara asam dan basa menghasilkan air dengan pH netral (sekitar pH 7). Apabila pH air buangan tersebut lebih dari 7, sedangkan jika pH air kurang dari 7 penetralan dilakukan dengan NaOH. Setelah proses netralisasi selesai dan pH air berada dalam rentang aman, barulah air tersebut dapat dialirkan menuju sistem pembuangan akhir secara aman dan tidak mencemari lingkungan.

BAB VIII

LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES

VIII.1. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik Anilin dari Nitrobenzene dan Hidrogen ini direncanakan akan didirikan di Cilegon, Banten. Penentuan lokasi tersebut berdasarkan dekatnya lokasi dengan bahan baku Hidrogen dan dekat dengan pelabuhan untuk juga dekat dengan sumber air yang berasal dari Sungai Gus Ipul Talaga.



Gambar VIII. 1. Lokasi Pabrik

VIII.2. Layout Pabrik

Layout pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penimbunan bahan baku dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik efisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar, keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Desain pabrik yang rasional sangat penting dalam teknik kimia karena beberapa alasan, termasuk kebutuhan untuk mengurangi risiko

pada peralatan seperti korosi, kebakaran, dan ledakan, serta melindungi keselamatan pribadi dari paparan asap dan zat beracun. Selain itu, hanya dengan desain yang tepat dapat tercapai efisiensi produksi yang ketat, yang sangat penting bagi komoditas yang berperan sebagai bahan baku industri lain dan biasanya memerlukan pemrosesan sebelum dipasarkan. Bentuk bangunan harus disesuaikan dengan fungsinya, dan untuk mencapai tujuan ini secara optimal diperlukan perencanaan tata letak pabrik yang matang (Vilbrandt, 1942). Berikut beberapa hal yang harus diperhatikan guna mencapai kondisi optimal dalam menentukan tata letak pabrik Anilin.

1. Pabrik Anilin merupakan pabrik baru sehingga penentuan tata letak tidak dibatasi oleh bangunan yang ada. Pembangunan pabrik baru memungkinkan adanya perluasan wilayah dan pengembangan di masa depan.
2. Faktor keamanan suatu pabrik harus diperhatikan guna mencegah resiko kecelakaan kerja. Perencanaan tata letak suatu pabrik diusahakan jauh dari sumber api, bahan yang mudah terbakar, serta jauh dari gas beracun. Demi keselamatan kerja, tempat yang dapat menimbulkan kebakaran ditempatkan satu unit pemadam kebakaran.

Tata letak pabrik yang baik harus mempertimbangkan beberapa faktor diantara-Nya:

1. Setiap alat diberikan ruang yang cukup luas supaya memudahkan pemeliharaannya.
2. Setiap alat disusun berurutan menurut fungsi masing-masing sehingga memudahkan aliran proses.
3. Untuk daerah yang mudah menimbulkan kebakaran ditempatkan alat pemadam kebakaran.
4. Posisi alat kontrol ditempatkan pada posisi yang mudah diawasi operator.
5. Tersedianya tanah atau areal untuk perluasan pabrik.

Pengaturan tata letak pabrik Anilin untuk penempatan bangunan dalam kawasan pabrik tersebut diantaranya:

1. Area Proses

Area proses merupakan area yang digunakan untuk menempatkan peralatan yang berhubungan dengan proses produksi, di mana daerah proses ini

diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain dan mempermudah pengawasan dan perbaikan alat-alat.

2. Area Penyimpanan

Bahan baku serta produk yang dihasilkan disimpan dalam area ini. Penyimpanan tersebut diletakkan di daerah yang mudah dijangkau oleh peralatan pengangkutan.

3. Area Utilitas/Sarana Penunjang

Area yang merupakan lokasi dari alat-alat penunjang produksi seperti air, tenaga listrik, pemanas, bahan bakar dan sarana pengolahan limbah.

4. Area Perkantoran

Merupakan pusat dari kegiatan administrasi pabrik untuk urusan-urusan dengan pihak-pihak luar maupun dalam pabrik.

5. Area Laboratorium

Sebagai tempat melakukan penelitian dan pengembangan, serta sebagai tempat *quality control* produk maupun bahan baku.

6. Area Fasilitas Umum

Seperti fasilitas umum pada biasanya terdiri dari lapangan parkir, kantin, klinik pengobatan, tempat beribadah dan fasilitas lainnya. Penempatan fasilitas ini bertujuan untuk memberi rasa nyaman kepada karyawan agar memanfaatkan fasilitas tersebut.

7. Area Perluasan

Daerah ini merupakan tempat untuk persiapan jika pabrik mengadakan perluasan di masa yang akan datang. Daerah ini bertempat di bagian belakang pabrik.

8. Area Pemeliharaan dan Perawatan Pabrik

Kegiatan perawatan serta perbaikan peralatan sesuai kebutuhan pabrik dilakukan area ini. Area ini juga bisa disebut sebagai area perbengkelan (*maintenance*).

Pembangunan pabrik Anilin direncanakan akan menggunakan areal seluas 17.305 m². Adapun rinciannya dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel VIII. 1. Luas Tanah Lokasi Pabrik

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1	Bengkel	20 X 15	300
2	Pemadam Kebakaran	20 X 15	300
3	Area Proses Utama	38 X 25	950
4	Area Utilitas	10 X 10	100
5	<i>Control Room</i>	15 X 10	150
6	Kantor	25 X 10	250
7	Kantin Dan Ruang Makan	7 X 15	105
8	Gudang	40 X 30	1200
9	Mess	20 X 20	400
10	Klinik	12 X 10	120
11	Masjid Dan Gereja	40 X 23	920
12	Laboratorium	25 X 10	250
13	Parkiran Kantor	40 X 20	800
14	Parkiran Truk	50 X 30	1500
15	Pos Keamanan	10 X 6	60
16	Aula	20 X 15	300
17	Garasi	10 X 10	100
18	Area Perluasan	50 X 50	2500
19	Jalan		3000
20	Lahan terbuka hijau		4000
Total			17305

VIII.3. *Layout* Peralatan

Tata letak peralatan proses merujuk pada penentuan posisi alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Pengaturannya dilakukan dengan mengelompokkan alat-alat yang memiliki fungsi serupa ke dalam satu area. Dalam merancang tata letak peralatan proses, terdapat beberapa aspek yang harus diperhatikan, antara lain:

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadi stagnasi udara

pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja

3. Penerangan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *layout* pabrik perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalani tugasnya juga diprioritaskan.

5. Pertimbangan ekonomi

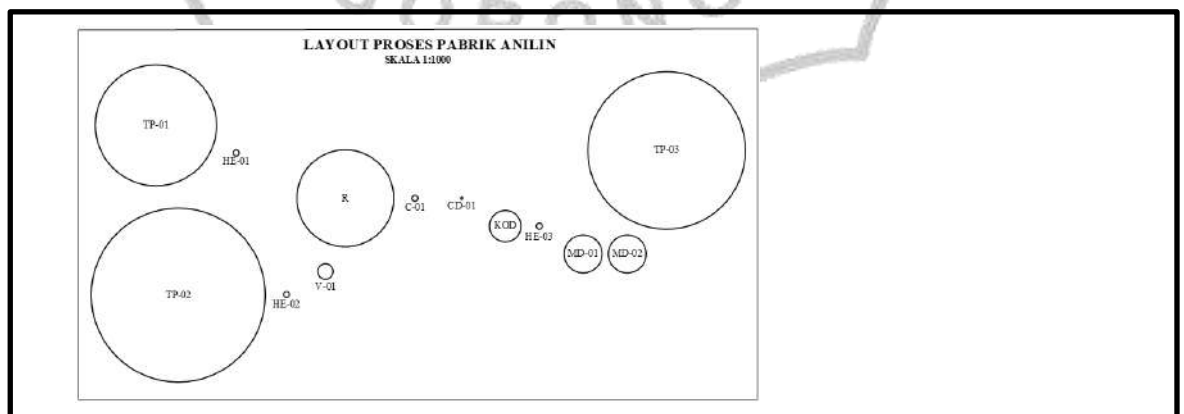
Dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

6. Jarak antara alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut maka kerusakan dapat diminimalkan.

7. Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.



Tabel VIII. 2. Layout Peralatan Proses

BAB IX

KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA

Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) adalah segala kegiatan untuk menjamin dan melindungi keselamatan dan kesehatan tenaga kerja melalui upaya pencegahan kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja. Keselamatan kerja berupaya untuk mengurangi risiko kecelakaan dan penyakit akibat kerja yang pada hakikatnya tidak bisa dipisahkan antara keselamatan dengan kesehatan. Salah satu upaya untuk menciptakan tempat kerja yang aman, sehat, bebas dari pencemaran lingkungan, sehingga dapat mengurangi dan atau bebas dari kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja yang pada akhirnya dapat meningkatkan efisiensi dan produktivitas kerja.

IX.1. Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum

Keselamatan kerja merupakan serangkaian usaha dan pemikiran yang ditujukan untuk menjaga keselamatan serta kesehatan jasmani maupun rohani tenaga kerja, dan secara umum juga bagi manusia. Pada pabrik anilin dengan proses hidrogenasi fase uap, aspek kesehatan dan keselamatan kerja menjadi prioritas penting. Oleh karena itu, diterapkan berbagai langkah pencegahan untuk menghindari terjadinya kecelakaan kerja serta mendukung peningkatan produktivitas dan keuntungan bagi perusahaan. Tujuan penerapan kesehatan dan keselamatan kerja dapat ditinjau dari berbagai sudut pandang, yaitu sebagai berikut

1. Pendekatan Kemanusiaan

Melindungi pekerja dari cedera fisik dan penyakit yang disebabkan oleh pekerjaan, sehingga mereka terhindar dari penderitaan serta, mengubah kondisi kerja yang aman dan sehat untuk meningkatkan kesejahteraan, baik secara fisik, mental, maupun emosional, bagi seluruh tenaga kerja.

2. Pendekatan Ekonomis

Mengurangi dan mencegah kerugian finansial akibat kecelakaan kerja, penyakit akibat kerja, atau kerusakan pada peralatan dan fasilitas produksi. Dengan menjaga kesehatan dan keselamatan pekerja, kinerja dan produktivitas mereka dapat meningkat, yang pada akhirnya akan mengoptimalkan keuntungan bagi perusahaan.

3. Pendekatan sosial

Penerapan yang mempertimbangkan aspek manusia, budaya, dan lingkungan sosial dalam menciptakan tempat kerja yang aman dan sehat serta menghindarkan kerugian baik secara langsung dan tidak langsung.

Menurut UU No.1 Th. 1970 yang dimaksud dengan keselamatan kerja, yaitu :

1. Menjamin agar pekerja maupun orang lain yang berada di area kerja tetap dalam kondisi sehat dan aman.
2. Menjaga sumber-sumber produksi agar tetap terpelihara dengan baik serta dapat dimanfaatkan secara efisien.
3. Memastikan proses produksi berjalan lancar tanpa gangguan atau hambatan.
4. Penerapan kesehatan dan keselamatan kerja merupakan tanggung jawab bersama, karena keberhasilannya dipengaruhi oleh kebijakan manajemen, perilaku karyawan, kondisi peralatan, serta lingkungan kerja itu sendiri.

Menurut Peraturan Pemerintah No.11 Th. 1979, kecelakaan dibagi menjadi 4 macam, antara lain:

1. Kecelakaan ringan, yaitu kecelakaan yang terjadi tanpa mengakibatkan hilangnya jam kerja.
2. Kecelakaan sedang, yaitu kecelakaan yang menyebabkan hilangnya jam kerja, namun tidak menimbulkan cacat fisik.
3. Kecelakaan berat, yaitu kecelakaan yang berakibat serius hingga menimbulkan cacat fisik.
4. Kecelakaan fatal, yaitu kecelakaan yang mengakibatkan kehilangan nyawa seseorang

IX.1.1. Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan Kerja

Secara umum, kecelakaan kerja dapat disebabkan oleh beberapa faktor. terjadinya kecelakaan disebabkan oleh hal-hal sebagai berikut :

1. lingkungan fisik, yang mencakup mesin, peralatan, bahan produksi, kondisi tempat kerja, pencahayaan, dan aspek lainnya. Kecelakaan dapat terjadi karena adanya kesalahan dalam perencanaan terkait faktor-faktor tersebut.

- a. Kesalahan perencanaan
 - b. Terjadinya keausan atau kerusakan pada peralatan.
 - c. Kesalahan yang terjadi saat proses pembelian peralatan atau bahan.
 - d. Ledakan akibat kondisi operasi yang tidak terkendali.
 - e. Penataan peralatan dan bahan produksi yang kurang sesuai.
 - f. Kondisi lingkungan kerja yang tidak memenuhi standar, seperti terlalu panas, sirkulasi udara buruk, tingkat kebisingan tinggi, atau pencahayaan yang tidak memadai.
2. Manusia, kecelakaan yang bersumber dari pekerja karyawan dapat terjadi karena beberapa hal, di antaranya yaitu sebagai berikut:
- a. Keterbatasan pengetahuan dan keterampilan yang dimiliki karyawan.
 - b. Rendahnya motivasi kerja serta kurangnya kesadaran terhadap pentingnya keselamatan kerja.
3. Faktor Sistem Manajemen
- Kecelakaan yang dipicu oleh kelemahan dalam sistem manajemen dapat disebabkan oleh:
- a. Minimnya perhatian manajer terhadap aspek keselamatan kerja.
 - b. Kurangnya pengawasan dalam kegiatan pemeliharaan maupun modifikasi peralatan.
 - c. Tidak tersedianya sistem penanggulangan bahaya yang memadai.
 - d. Lemahnya penerapan prosedur kerja yang baik dan benar.
 - e. Tidak dilaksanakannya inspeksi peralatan secara rutin.

IX.1.2. Kesehatan dan Keselamatan Kerja Pada Pabrik Anilin Dengan Proses Hidrogenasi Fase Uap

Upaya untuk meningkatkan keselamatan dan kesehatan kerja di pabrik anilin dilakukan dengan memperhatikan langkah-langkah pencegahan terhadap faktor utama penyebab kecelakaan, yaitu lingkungan fisik. Penanggulangan bahaya kecelakaan kerja yang ditimbulkan oleh faktor lingkungan fisik dapat dilakukan dengan menyesuaikan tindakan pencegahan sesuai dengan jenis bahaya yang ada, cara menanggulangi bahaya kecelakaan

kerja yang ditimbulkan oleh lingkungan fisik dapat disesuaikan dengan jenis bahayanya, yaitu:

1. Bahaya Dalam Proses *Plant*

Dalam perancangan suatu proses di pabrik, aspek keselamatan harus menjadi prioritas utama. Salah satu hal yang perlu diperhatikan adalah potensi bahaya kebakaran (*flammable*) dan ledakan (*explosive*) yang dapat timbul selama proses berlangsung. Untuk itu, desain peralatan yang digunakan tidak boleh dilakukan secara sembarangan, melainkan harus disesuaikan dengan sifat dan karakteristik bahan baku yang akan diolah serta produk yang dihasilkan.

2. Bahaya Kebocoran

Dalam sistem perpipaan, potensi kebocoran pada bagian sambungan pipa. Umumnya, perpipaan dipasang di atas permukaan tanah untuk memudahkan pemantauan dan pemeliharaan. Namun, apabila pemasangan di bawah tanah tidak dapat dihindari, maka diperlukan perlengkapan tambahan berupa *fire stop* dan saluran *drainase* pada jarak tertentu. Hal ini bertujuan untuk mencegah masuknya bakteri atau zat pengotor ke dalam bahan baku, yang dapat menurunkan kualitas maupun kuantitas produk. Selain itu, penataan sistem *valve* dan jaringan perpipaan yang baik sangat penting dalam menunjang keselamatan kerja. Desain dan susunan yang tepat tidak hanya memudahkan pengoperasian dan perawatan, tetapi juga mengurangi risiko terjadinya kebocoran, ledakan, maupun kecelakaan kerja lainnya.

3. Dalam lingkungan kerja industri, peralatan yang beroperasi pada suhu tinggi memiliki potensi bahaya yang cukup besar. Oleh karena itu, setiap peralatan yang menghasilkan panas harus dilengkapi dengan lapisan isolasi. Isolasi ini berfungsi ganda, yaitu untuk melindungi pekerja dari risiko kecelakaan akibat kontak langsung dengan peralatan bersuhu tinggi serta untuk mencegah hilangnya panas yang sebenarnya diperlukan dalam proses operasi alat tersebut. Suhu ruangan yang terlalu tinggi dapat menimbulkan dampak negatif, baik

bagi kesehatan pekerja maupun kelancaran proses kerja. Oleh karena itu, diperlukan sistem ventilasi udara yang memadai agar sirkulasi tetap terjaga. Ruangan dengan suhu yang terkontrol akan mengurangi risiko pekerja cepat merasa lelah, sehingga produktivitas dan efisiensi kerja tetap optimal.

4. Bahaya Kebakaran

Kebakaran merupakan salah satu potensi bahaya yang sangat serius di lingkungan pabrik. Penyebab kebakaran dapat berasal dari berbagai hal yaitu:

1. Seperti adanya nyala terbuka di unit utilitas, laboratorium, maupun area lain yang menggunakan api.
2. Percikan bunga api yang muncul akibat saklar atau stop kontak yang tidak terisolasi dengan baik

Untuk mencegah terjadinya kebakaran, diperlukan langkah-langkah pencegahan yang terencana. Beberapa di antaranya adalah

- Penerapan larangan merokok di area yang mudah terbakar.
- Penempatan alat pemadam kebakaran dan *hydrant* pada lokasi yang rawan akan kebakaran.
- Pemasangan isolasi pada seluruh kabel transmisi agar tidak menimbulkan percikan api. Dengan adanya pengendalian ini, risiko kebakaran dapat ditekan, sehingga keselamatan kerja dan kelancaran produksi tetap terjaga.

5. Faktor Manusia/Karyawan

Risiko kecelakaan yang bersumber dari pekerja dapat diminimalkan dengan menerapkan langkah pencegahan. Bahaya yang diakibatkan oleh manusia/karyawan dapat dicegah dengan beberapa cara, yaitu sebagai berikut:

1. Mewajibkan penggunaan alat pelindung diri (APD) seperti helm, sarung tangan, masker, dan perlengkapan lain sesuai kebutuhan, khususnya saat melakukan pekerjaan pemeliharaan (*maintenance*) maupun saat pabrik dalam kondisi *shut down*. Penggunaan APD bukan hanya sebagai kewajiban formal, tetapi

juga sebagai bentuk perlindungan diri dari potensi kecelakaan yang dapat terjadi sewaktu bekerja. Dengan disiplin dalam menggunakan APD, risiko kecelakaan dapat diminimalisasi dan keselamatan pekerja lebih terjamin.

2. Salah satu upaya yang dilakukan adalah dengan memberikan pengumuman-pengumuman penting yang berkaitan dengan keselamatan dan kesehatan kerja, sehingga setiap karyawan senantiasa mendapatkan informasi terbaru mengenai prosedur dan aturan yang berlaku.
3. Perusahaan juga menyelenggarakan pengarahan serta pelatihan *Fire Fighting Brigade (FFB)* secara rutin, yaitu sekali dalam seminggu. Pelatihan ini bertujuan untuk mempersiapkan tenaga kerja dalam menghadapi kemungkinan terjadinya kebakaran serta membekali mereka dengan pengetahuan tentang petunjuk keselamatan, baik yang berkaitan dengan diri sendiri, bahan kimia, maupun aspek lainnya.
4. Pengawasan terhadap penggunaan alat pelindung diri (APD) yang menjadi perhatian penting. Sebelum memasuki area pabrik, setiap karyawan diwajibkan mengenakan APD sesuai dengan standar keselamatan yang berlaku, dan perusahaan bertanggung jawab memastikan kelengkapan serta ketersediaannya.
5. Perusahaan menyediakan poliklinik dengan fasilitas yang memadai untuk memberikan pertolongan darurat apabila terjadi kecelakaan kerja. Tidak hanya itu, setiap karyawan juga dituntut untuk memahami cara memberikan pertolongan pertama (P3K), sehingga apabila terjadi insiden, tindakan cepat dapat segera dilakukan untuk meminimalkan risiko yang lebih serius.

IX.1.3 Keselamatan Karyawan di Area Pabrik Anilin

1. Pada area tangki penyimpanan, perpipaan, dan sistem pemompaan, setiap pekerja diwajibkan menggunakan alat pelindung diri (APD). Penggunaan APD ini bertujuan untuk mengurangi risiko kecelakaan

kerja serta memberikan perlindungan maksimal bagi tenaga kerja terhadap potensi bahaya di lapangan sesuai dengan standar keselamatan, yaitu sebagai berikut:

Alat pelindung kaki

- Pekerja wajib menggunakan sepatu pengaman (*safety shoes*). Sepatu ini dirancang khusus untuk melindungi kaki dari risiko kejatuhan benda berat, percikan panas, maupun potensi bahaya akibat adanya kebocoran tangki. Dengan penggunaan sepatu pengaman, pekerja lebih terlindungi dari cedera serius yang dapat menghambat kelancaran operasional.

- Alat pelindung kepala

Helm keselamatan (*safety helmet*) menjadi perlengkapan wajib bagi seluruh karyawan di area ini. Fungsinya adalah memberikan perlindungan terhadap kepala dari benturan langsung maupun kejatuhan benda keras yang berpotensi menimbulkan cedera. Penggunaan helm secara konsisten sangat penting untuk mencegah kecelakaan kerja yang fatal.

- Alat pelindung mata

Pekerja juga diwajibkan menggunakan masker las (*welding mask*) atau kacamata las (*welding glasses*). Alat ini berfungsi melindungi mata dari paparan radiasi berbahaya yang muncul selama proses pengelasan. Selain itu, penggunaan pelindung mata juga penting untuk mencegah risiko iritasi hingga kebutaan akibat kebocoran tangki yang mengeluarkan zat berbahaya.

- Alat pelindung tangan

Pekerja diwajibkan menggunakan sarung tangan sesuai kebutuhan jenis pekerjaan. Sarung tangan karet digunakan untuk melindungi tangan dari bahaya sengatan listrik, sedangkan sarung tangan berbahan kulit, PVC, atau berlapis krom dipakai untuk memberikan perlindungan dari risiko benda tajam, permukaan kasar, maupun paparan panas.

- Alat pelindung badan

Untuk melindungi tubuh dari radiasi panas, terutama pada area tangki penampung yang memiliki suhu di atas 100°C serta dari aliran panas yang berpotensi membahayakan pekerja, digunakan *cattlepack* sebagai pelindung badan.

2. Penggunaan Peralatan Keselamatan Kerja pada alat proses, karyawan diwajibkan menggunakan

- Alat pelindung kaki

Sepatu pengaman (*safety shoes*) sebagai perlengkapan standar keselamatan kerja. Sepatu ini berfungsi melindungi kaki dari berbagai potensi bahaya di lapangan, seperti tertimpa benda berat, terkena percikan panas dari peralatan atau aliran proses, serta paparan bahan kimia berbahaya. Selain itu, penggunaan *safety shoes* juga penting untuk mencegah cedera serius akibat kebocoran pipa yang dapat mengeluarkan larutan asam maupun basa bersifat korosif, yang berpotensi merusak jaringan kulit

- Alat pelindung tangan

Pekerja diwajibkan menggunakan sarung tangan sesuai dengan jenis bahaya yang berpotensi muncul di area kerja. Sarung tangan karet digunakan untuk melindungi tangan dari risiko sengatan listrik serta paparan bahan kimia berbahaya, khususnya larutan asam dan basa yang bersifat korosif. Sementara itu, sarung tangan berbahan kulit, PVC, atau berlapis krom berfungsi memberikan perlindungan terhadap risiko fisik, seperti luka akibat benda tajam, gesekan dari permukaan kasar, maupun paparan panas dari peralatan atau material bersuhu tinggi.

- Alat pelindung Kepala

Helm keselamatan (*safety helmet*) merupakan perlengkapan wajib bagi setiap pekerja di area kerja. Fungsinya adalah memberikan perlindungan maksimal terhadap kepala dari risiko benturan langsung maupun kejatuhan benda keras yang dapat menimbulkan cedera serius. Dengan penggunaan helm secara konsisten, risiko

kecelakaan kerja yang berhubungan dengan cedera kepala dapat diminimalkan secara signifikan.

- Alat pelindung badan

Untuk melindungi tubuh dari bahaya lingkungan kerja, digunakan *cattle pack* sebagai alat pelindung badan. Perlengkapan ini berperan penting dalam menghalangi radiasi panas yang berasal dari sistem perpipaan atau reaktor yang beroperasi pada suhu di atas 100°C. Selain itu, *cattle pack* juga berfungsi sebagai pelindung terhadap percikan bahan kimia yang bersifat korosif serta paparan aliran panas yang berpotensi menyebabkan luka bakar.

HAZOP (Hazard and Operability Study) dalam keselamatan dan kesehatan kerja (K3):

1. Reaktor

Metode *HAZOP* pada reaktor dilakukan dengan meninjau parameter utama seperti suhu, tekanan, aliran, komposisi, dan integritas peralatan. Analisis diawali dengan menentukan kondisi operasi normal reaktor, kemudian diterapkan *guide word* seperti *more*, *less*, *no*, dan *other than* untuk mengidentifikasi deviasi yang mungkin terjadi. Sebagai contoh, deviasi suhu lebih tinggi dari desain dapat disebabkan oleh kegagalan sistem pendingin, distribusi aliran yang tidak merata pada katalis, atau kesalahan pengaturan laju umpan. Deviasi ini berpotensi menyebabkan reaksi berjalan tidak terkendali (*runaway reaction*) yang dapat meningkatkan tekanan reaktor secara cepat dan menimbulkan risiko ledakan serta kebakaran deviasi tekanan dianalisis untuk mengidentifikasi kemungkinan terjadinya tekanan berlebih akibat *outlet* tersumbat atau pembentukan uap air hasil reaksi. Deviasi aliran hidrogen dan nitrobenzena juga menjadi fokus penting karena ketidakseimbangan rasio reaktan dapat memicu pembentukan produk samping berbahaya atau kondisi operasi yang tidak stabil. Dari setiap deviasi tersebut, diidentifikasi penyebab teknis maupun operasional serta dievaluasi pengendalian yang ada, seperti sistem *interlock*, alarm.

2. *Knock Out Drum*

Metode *HAZOP* pada knock-out drum difokuskan pada parameter level, tekanan, suhu, aliran, dan integritas peralatan. Analisis dilakukan dengan mengidentifikasi deviasi seperti level cairan yang terlalu tinggi akibat tersumbatnya sistem drain atau peningkatan laju alir dari reaktor. Deviasi ini dapat menyebabkan cairan terbawa bersama gas (*carry-over*) ke peralatan downstream, yang berpotensi merusak peralatan dan meningkatkan risiko kebakaran. Tekanan tinggi pada *knock-out drum* juga dianalisis sebagai deviasi kritis, yang dapat terjadi akibat tersumbatnya *outlet* gas, sehingga berpotensi menyebabkan kebocoran atau ledakan. Melalui metode *HAZOP*, setiap deviasi pada *knock-out drum* dianalisis untuk menentukan penyebab dan dampak terhadap keselamatan pekerja serta lingkungan. Pengendalian yang dievaluasi meliputi pemasangan alarm level dan tekanan, *pressure safety valve*, demister, serta pelaksanaan inspeksi rutin untuk menjaga integritas peralatan.

3. Menara Distilasi

Metode *HAZOP* pada menara distilasi dilakukan dengan menganalisis parameter tekanan, suhu, level, aliran, dan sistem *reflux*. Analisis dimulai dengan identifikasi deviasi tekanan tinggi yang dapat disebabkan oleh kegagalan condenser atau terjadinya *flooding* di dalam kolom. Deviasi ini dapat meningkatkan risiko ledakan kolom dan pelepasan uap berbahaya. Selain itu, deviasi tekanan rendah atau vakum berlebih juga dianalisis karena dapat menyebabkan kolaps struktur menara. Deviasi suhu pada reboiler, seperti *overheating* akibat kegagalan kontrol pemanas, berpotensi menimbulkan kebakaran dan kerusakan peralatan. Deviasi level cairan pada reboiler dan *tray* kolom juga menjadi perhatian utama karena *flooding* maupun kondisi kering (*dry-out*) dapat mengganggu operasi dan meningkatkan risiko keselamatan. Hasil analisis *HAZOP*, pengendalian yang diterapkan mencakup sistem kontrol dan alarm suhu serta tekanan, *vacuum breaker*, *level control*, dan *interlock* pemanas.

4. Tangki Penyimpanan Hidrogen

Deviasi paling kritis pada tangki penyimpanan hidrogen adalah kenaikan tekanan yang berlebihan akibat overcharging atau kegagalan sistem kontrol. Kondisi ini dapat menyebabkan pelepasan gas secara tiba-tiba atau bahkan ledakan apabila terdapat sumber api di sekitar area penyimpanan. Kebocoran hidrogen juga menjadi bahaya utama karena gas ini tidak berwarna dan mudah menyebar di udara. Akumulasi hidrogen di area dengan ventilasi yang tidak memadai dapat meningkatkan risiko kebakaran dan ledakan. Selain itu, kesalahan operasi dan ketidakpatuhan terhadap SOP dapat memperbesar kemungkinan terjadinya kecelakaan kerja yang fatal. Pengendalian risiko pada tangki hidrogen dilakukan dengan pemasangan pressure relief valve, detektor gas hidrogen, sistem ventilasi yang baik, serta penggunaan peralatan listrik yang tahan ledakan (explosion-proof). Penerapan sistem izin kerja (permit to work), shutdown otomatis, dan pelatihan keselamatan secara rutin menjadi langkah penting dalam mencegah terjadinya insiden.

5. Tangki penyimpanan Nitrobenzene

Pada tangki penyimpanan nitrobenzene, deviasi yang sering terjadi adalah overfilling akibat kesalahan operator atau kegagalan sistem kontrol level. Kondisi ini dapat menyebabkan tumpahan nitrobenzene yang berpotensi mencemari tanah dan air di sekitar area penyimpanan.

Selain itu, peningkatan tekanan di dalam tangki dapat terjadi akibat tersumbatnya sistem vent atau akibat kenaikan temperatur. Tekanan yang berlebihan dapat menyebabkan kebocoran pada sambungan pipa atau dinding tangki, sehingga uap nitrobenzene dapat terlepas ke lingkungan kerja. Paparan uap nitrobenzene dapat menimbulkan gangguan kesehatan serius seperti pusing, gangguan pernapasan, dan keracunan.

Sebagai langkah pengamanan, tangki penyimpanan nitrobenzene dilengkapi dengan sistem ventilasi, pressure relief valve, sebagai penahan tumpahan, serta penerapan prosedur tanggap darurat sangat penting untuk meminimalkan dampak bahaya terhadap pekerja dan lingkungan.

6. Tangki penyimpanan Anilin

Salah satu deviasi yang dapat terjadi pada tangki penyimpanan anilin adalah kenaikan level cairan melebihi batas yang diizinkan akibat kesalahan pengisian atau kegagalan alat pengukur level. Kondisi ini dapat menyebabkan tumpahan anilin yang berpotensi menimbulkan paparan langsung terhadap pekerja serta pencemaran lingkungan. Selain itu, deviasi tekanan dan temperatur juga menjadi perhatian utama. Peningkatan temperatur akibat paparan panas lingkungan dapat menyebabkan pemuain cairan di dalam tangki sehingga tekanan meningkat. Apabila tidak dikendalikan dengan baik, kondisi ini dapat mengakibatkan kebocoran atau kerusakan tangki. Kebocoran anilin sangat berbahaya karena uap dan cairannya dapat menyebabkan iritasi, gangguan pernapasan, serta keracunan apabila terpapar dalam jangka waktu tertentu. Upaya pengendalian risiko yang dilakukan meliputi pemasangan indikator level dan tekanan, pressure relief valve, serta secondary containment untuk menahan tumpaha

Tabel IX. 1. Penggunaan Peralatan Keselamatan Kerja Pada Alat Proses

No	Lokasi Penggunaan	Peralatan Yang Dipakai (APD)	Pertimbangan
1	Reaktor	Helm	Melindungi pekerja dari potensi terbentur atau kecelakaan yang bisa terjadi di area yang penuh dengan peralatan besar, katup, dan saluran pipa.
		Masker	Masker digunakan untuk melindungi pekerja dari potensi paparan terhadap gas berbahaya atau debu kimia. Bahan kimia yang digunakan dalam reaktor, seperti asam, basa, atau pelarut organik, dapat menguap dan mencemari udara, menyebabkan iritasi saluran

No	Lokasi Penggunaan	Peralatan Yang Dipakai (APD)	Pertimbangan
			pernapasan atau masalah kesehatan jangka panjang
		Pelindung Telinga	Reaktor sering menghasilkan tingkat kebisingan tinggi akibat reaksi yang terjadi. Paparan bising secara terus-menerus dapat menurunkan kemampuan pendengaran pekerja. Oleh karena itu, pelindung telinga digunakan untuk mengurangi intensitas suara, menjaga kesehatan pendengaran, serta meningkatkan konsentrasi pekerja.
		<i>Safety Shoes</i>	<i>Safety Shoes</i> digunakan untuk melindungi pekerja dari potensi paparan bahan kimia yang bisa tumpah.
		<i>Safety glasses</i>	<i>Safety glasses</i> digunakan untuk melindungi mata dari kemungkinan percikan bahan kimia atau uap panas yang bisa merusak jaringan mata, mengakibatkan kebutaan, atau iritasi mata terlebih di dalam reaktor terjadi reaksi eksotermis.
2	<i>Knock Out Drum</i>	Helm	Melindungi kepala pekerja dari risiko benturan, kejatuhan benda, atau kontak dengan peralatan keras di sekitar area bejana dan cedera fisik, terutama di area kerja yang memiliki risiko

No	Lokasi Penggunaan	Peralatan Yang Dipakai (APD)	Pertimbangan
			adanya benda jatuh atau peralatan berat
		<i>Safety goggles</i>	Melindungi mata dari percikan Nitrobenzene yang dapat menyebabkan iritasi pada mata apabila terjadi percikan atau kebocoran, sehingga penggunaan <i>safety glasses</i> dapat melindungi mata pekerja dari paparan langsung cairan berbahaya
		Sarung tangan	Mencegah kontak kulit dengan bahan kimia anilin dan nitrobenzene yang dapat diserap melalui kulit dan menyebabkan iritasi atau kerusakan jaringan, penggunaan sarung tangan untuk mencegah kontak langsung dengan bahan kimia tersebut
		<i>Safety Shoes</i>	<i>Knock Out Drum</i> seringkali melibatkan cairan yang mengandung bahan kimia berbahaya Nitrobenzen dan Anilin) penggunaan <i>safety shoes</i> akan melindungi kaki pekerja dari kontak langsung dengan bahan kimia yang dapat menyebabkan iritasi atau luka bak
		Masker	Masker atau respirator diperlukan untuk melindungi pekerja dari inhalasi debu berbahaya, uap kimia, atau gas

No	Lokasi Penggunaan	Peralatan Yang Dipakai (APD)	Pertimbangan
			yang dapat terbentuk selama proses pemisahan
3	Menara Destilasi	<i>Helm</i>	<i>Helm</i> keselamatan digunakan untuk melindungi kepala pekerja dari potensi benturan atau kejatuhan benda keras, terutama di area sekitar menara distilasi yang memiliki banyak pipa dan bejana bertekanan
		<i>Safety goggles</i>	Nitrobenzene dan anilin dapat menyebabkan iritasi pada mata , penggunaan <i>safety glasses</i> penting untuk mencegah kontak langsung antara uap maupun cairan kimia berbahaya dengan mata pekerja
		Sarung tangan	Sarung tangan tahan kimia digunakan untuk melindungi tangan dari paparan langsung bahan kimia berbahaya seperti anilin dan nitrobenzene yang bersifat toksik, korosif, serta mudah terserap melalui kulit.
		<i>Safety Shoes</i>	Sepatu <i>safety</i> berfungsi melindungi kaki pekerja dari risiko benturan, kejatuhan benda berat, serta mencegah terpeleset akibat tumpahan cairan kondensat di sekitar area distilasi
		Pelindung telinga	Distilasi sering menghasilkan tingkat kebisingan tinggi akibat

No	Lokasi Penggunaan	Peralatan Yang Dipakai (APD)	Pertimbangan
			aliran uap bertekanan, pompa. Paparan bising secara terus-menerus dapat menurunkan kemampuan pendengaran pekerja. Oleh karena itu, pelindung telinga digunakan untuk mengurangi intensitas suara, menjaga kesehatan pendengaran, serta meningkatkan konsentrasi pekerja
		Masker	Masker atau respirator diperlukan untuk melindungi pekerja dari Uap anilin dan nitrobenzene sangat beracun serta dapat menyebabkan gangguan pernapasan dan efek sistem apabila terhirup dalam jangka waktu lama

IX.I.4. Tanda -Tanda Bahaya Dalam K3

Tanda bahaya K3 adalah simbol atau rambu yang digunakan untuk memberikan informasi, peringatan, dan instruksi keselamatan di area kerja. Tujuannya agar pekerja dapat mengenali potensi bahaya dan mengambil tindakan pencegahan sebelum terjadi kecelakaan kerja.

Tabel IX. 2. Tanda Tanda Bahaya K3

No	Jenis Tanda K3	Warna Dominan	Fungsi	Simbol
1	Tanda Larangan (<i>Prohibition</i>)	Merah (lingkaran merah dengan garis miring)	Menunjukkan bahwa suatu tindakan dilarang dilakukan karena dapat menyebabkan bahaya. Contoh: Dilarang merokok, dilarang menyalakan api, dilarang masuk area tertentu.	
2	Tanda Peringatan (<i>Warning Sign</i>)	Kuning (segitiga kuning dengan simbol hitam)	Memberikan peringatan tentang adanya potensi bahaya di area tersebut. Contoh: Bahaya listrik, bahan beracun, mudah terbakar, radiasi.	
3	Tanda Wajib (<i>Mandatoring</i>)	Hijau (persegi panjang hijau dengan simbol putih)	Menunjukkan lokasi atau arah menuju fasilitas keselamatan. Contoh: Jalur evakuasi, titik kumpul, ruang P3K, hydrant, APAR.	
4	Tanda Informasi /Petunjuk (<i>Information Sign</i>)	Putih / Biru (dengan simbol hitam)	Memberikan informasi umum yang membantu pekerja mengetahui lokasi atau aturan tertentu. Contoh:	

No	Jenis Tanda K3	Warna Dominan	Fungsi	Simbol
			Nomor darurat, toilet, area parkir, ruang operator.	
5	Tanda Wajib (<i>Mandatory Sign</i>)	Biru (lingkaran biru dengan simbol putih)	Menunjukkan instruksi wajib yang harus dipatuhi oleh semua pekerja. Contoh: Wajib memakai helm, masker, sepatu, keselamatan, sarung tangan, atau pelindung telinga.	

IX.I.5. Arti Warna Helm dan Peruntukannya di Industri

Tabel IX. 3. Arti Warna Helm di Industri

No	Warna Helm	Pruntukan/Jabatan	Kegunannya
1	Kuning	Pekerja Umum, Operator lapangan, Teknisi, Buruh, <i>Helper</i>	Warna kuning paling sering digunakan untuk pekerja lapangan atau operator. Mudah terlihat di lingkungan kerja, terutama di area konstruksi atau pabrik. Helm ini menandakan pekerja yang melakukan pekerjaan fisik langsung di lapangan
2	Putih	Manajer, insinyur (<i>engineer</i>), supervisor, pengawas proyek	Melambangkan tanggung jawab dan kepemimpinan. Digunakan oleh personel yang memiliki wewenang mengawasi pekerjaan, membuat keputusan teknis, atau memimpin tim kerja

No	Warna Helm	Pruntukan/Jabatan	Kegunannya
3	Biru	Teknisi Listrik, Mekanik, Pekerja <i>Maintenance, Safety Officer</i>	Umumnya digunakan oleh pekerja terampil (<i>skilled worker</i>) di bidang teknik, perawatan, atau keselamatan. Warna biru juga menandakan bahwa pemakainya memiliki keahlian khusus dan bekerja di area yang memerlukan perhatian ekstra terhadap prosedur keselamatan
4	Merah	Petugas pemadam kebakaran (<i>fireman</i>), atau pekerja dengan resiko tinggi	Warna merah menandakan bahaya atau keadaan darurat. Dipakai oleh tim penanganan kebakaran, tanggap darurat, dan pekerja yang berhubungan langsung dengan bahan mudah terbakar atau situasi kritis
5	Hijau	Petugas K3 atau paramedis	Melambungkan keselamatan dan kesehatan. Helm hijau digunakan oleh petugas yang bertanggung jawab terhadap penerapan prosedur K3, inspeksi keselamatan, serta tim medis di area industri
6	Orange	Tamu Proyek, pekerja baru, atau subkontraktor	Warna oranye digunakan agar mudah dikenali di area kerja. Biasanya dipakai oleh pengunjung atau pekerja baru yang belum familiar dengan risiko area kerja, sehingga harus mendapat pengawasan lebih ketat
10	Hitam	Supervisor senior, <i>foreman</i> , atau personel dengan otoritas khusus	Dipakai oleh personel tingkat menengah–atas seperti foreman atau mandor. Warna hitam

No	Warna Helm	Pruntukan/Jabatan	Kegunannya
			menandakan posisi yang memiliki tanggung jawab tinggi di lapangan
11	Coklat	Pekerja pengelasan (<i>Welder</i>) atau pekerjaan panas (<i>hot work</i>)	Warna coklat digunakan di area panas karena tidak mudah kotor dan cocok untuk pekerja las, pengecoran logam, atau pekerjaan dengan suhu tinggi

IX.I.6. Nearmiss dalam Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K3)

Near miss dalam K3 (Kesehatan dan Keselamatan Kerja) adalah kejadian yang hampir saja menyebabkan kecelakaan, cedera, atau kerusakan, tetapi tidak sampai terjadi. Meskipun tidak ada kerugian secara langsung, *near miss* merupakan sinyal peringatan penting yang menunjukkan adanya potensi bahaya dan harus dilaporkan serta ditangani untuk mencegah kecelakaan sebenarnya di kemudian hari. *Near miss* menunjukkan adanya kondisi yang berpotensi menyebabkan bahaya jika tidak segera diatasi. Dalam setiap perusahaan harus memiliki sistem pelaporan yang jelas dan transparan.

Dengan demikian, upaya pencegahan dapat dilakukan secara proaktif, bukan hanya reaktif setelah terjadinya eksiden. Selain itu, *nearmiss* akan memberikan pemahaman lebih dalam tentang faktor-faktor risiko yang mungkin tersembunyi. *Near miss* menjadi masalah yang sangat sering terjadi pada perusahaan khususnya pada bidang industri. Oleh karena itu, pengurangan angka *near miss* sangat perlu untuk diperhatikan. Penerapan *near miss card* yang bertujuan untuk melaporkan segala *near miss* yang terjadi untuk tujuan evaluasi yang lebih lanjut. *Near miss card* adalah formulir pelaporan kejadian hampir celaka (*near miss*) di tempat kerja, yaitu kejadian yang berpotensi menyebabkan kecelakaan atau kerusakan, tetapi tidak sampai menimbulkan cedera atau kerugian karena ada faktor keberuntungan atau tindakan pencegahan cepat.

IX.2. Hal-hal Yang Harus Diperhatikan

Untuk meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

1. Bangunan pabrik

Bangunan gedung beserta alat-alat konstruksinya harus memenuhi Persyaratan yang bersangkutan untuk mengurangi serta mencegah timbulnya berbagai potensi bahaya di sekitar area pabrik. Bahaya yang dimaksud dapat berupa kebakaran yang disebabkan oleh kelalaian atau kondisi peralatan, kerusakan bangunan akibat faktor cuaca ekstrem seperti angin kencang atau hujan deras, serta bencana alam lain seperti gempa bumi, sambaran petir, maupun banjir yang berisiko mengganggu operasional dan keselamatan kerja. Dengan penerapan persyaratan tersebut, risiko kecelakaan maupun kerugian dapat ditekan seminimal mungkin.

2. Ventilasi

Ruang kerja perlu didesain dengan ukuran yang memadai sehingga tidak menghambat pergerakan pekerja maupun menimbulkan risiko bahaya saat beraktivitas. Selain itu, ruangan harus dilengkapi dengan sistem ventilasi yang sesuai dengan kondisi kerja untuk memastikan sirkulasi udara berjalan optimal. Dengan adanya ventilasi yang baik, pekerja akan selalu memperoleh pasokan udara segar, sehingga lingkungan kerja menjadi lebih aman, sehat, dan nyaman, serta mendukung kelancaran aktivitas kerja tanpa gangguan dari kualitas udara yang buruk.

3. Alat-alat bergerak

Peralatan yang memiliki bagian berputar atau bergerak, seperti motor pada pompa maupun motor pengaduk, wajib dipasang dalam kondisi tertutup demi menjaga keselamatan kerja. Setidaknya, bagian yang bergerak harus dilengkapi dengan pelindung atau penutup khusus agar tidak menimbulkan risiko kecelakaan bagi pekerja yang berada di sekitarnya. Selain itu, penempatan alat juga harus mempertimbangkan jarak yang memadai dengan peralatan lain di sekitarnya.

4. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas

Setiap peralatan yang bekerja dengan prinsip perpindahan panas, seperti *boiler, cooler, heater*, dan sejenisnya, wajib dilengkapi dengan isolator untuk mencegah kehilangan panas sekaligus meningkatkan keselamatan kerja. Dalam tahap perancangan, aspek keselamatan harus menjadi prioritas utama, meliputi pemilihan jenis sambungan las yang tepat, ketahanan material terhadap korosi, serta perhitungan tekanan (*stress*) yang mungkin terjadi. Untuk menunjang hal tersebut, setiap peralatan juga harus dilengkapi dengan sistem kontrol yang sesuai, sehingga pengoperasian dapat dilakukan secara aman, stabil, dan efisien.

5. Sistem Perpipaan

Pemasangan pipa harus dirancang secara efektif agar aliran fluida proses maupun utilitas dapat berjalan lancar tanpa menimbulkan kehilangan energi ataupun massa, serta tetap sesuai dengan kebutuhan waktu operasional. Penempatan pipa juga perlu diperhatikan dengan baik, yaitu pada lokasi yang aman dan mudah dijangkau, sehingga proses perawatan, perbaikan, maupun pemasangan kembali dapat dilakukan dengan cepat dan efisien. Untuk pipa yang dilalui oleh fluida bersuhu tinggi, sangat penting diberikan isolasi, misalnya menggunakan sabut atau asbes, guna mencegah kehilangan panas sekaligus melindungi pekerja dari risiko cedera akibat kontak langsung. Selain itu, pipa harus dilengkapi dengan sambungan fleksibel, seperti belokan berbentuk U (*U-bend*), *tee*, serta penggunaan katup (*valve*) yang sesuai.

6. Sistem Kelistrikan

Penerangan dalam ruangan harus diatur agar cukup terang, tidak terlalu redup maupun menyilaukan. Pencahayaan yang baik akan mendukung pekerja agar dapat bekerja dengan lebih fokus, aman, dan nyaman. Seluruh peralatan yang beroperasi dengan tenaga listrik wajib dilengkapi dengan pemutus arus otomatis (sekring). Hal ini penting sebagai langkah pengamanan ketika terjadi kelebihan beban atau hubungan singkat (*short circuit*). Setiap peralatan listrik juga harus memiliki sistem pertanahan (*grounding*). Fungsinya adalah untuk melindungi pekerja maupun

peralatan dari risiko sengatan listrik akibat kebocoran arus. Pemeriksaan dan pemeliharaan peralatan listrik harus dilakukan secara rutin dan berkala untuk memastikan semua sistem bekerja dengan baik serta mencegah terjadinya kerusakan atau kecelakaan.

7. Karyawan

Seluruh karyawan, khususnya yang bertugas pada unit-unit penting, perlu mendapatkan pelatihan dan pengetahuan khusus sesuai bidangnya, termasuk mengenai kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Selain itu, pihak perusahaan harus aktif memberikan sosialisasi K3 baik secara langsung maupun melalui media tertulis, seperti tanda bahaya, larangan, serta tata cara pengoperasian peralatan berisiko tinggi. Dengan langkah ini, diharapkan para pekerja mampu menghadapi situasi darurat sejak tahap awal.

IX.3. Sistem Yang Digunakan di Pabrik Anilin

1. Sistem Alarm Pabrik

Sistem alarm di dalam pabrik memiliki peranan yang sangat penting sebagai salah satu perangkat keselamatan kerja. Fungsinya adalah untuk memberikan tanda peringatan dini apabila terjadi keadaan berbahaya, khususnya kebakaran. Alarm ini biasanya terhubung dengan sensor pendeteksi asap atau panas, sehingga jika terdeteksi adanya asap akibat kebakaran atau kondisi abnormal lain, alarm akan berbunyi secara otomatis. Dengan adanya alarm ini, seluruh karyawan dapat segera mengetahui potensi bahaya yang sedang terjadi meskipun tidak melihat langsung sumbernya. Hal ini memungkinkan pekerja untuk segera melakukan langkah penyelamatan diri, mengikuti prosedur evakuasi, atau mengambil tindakan darurat sesuai dengan pelatihan yang telah diberikan.

2. Sistem Komunikasi

Sistem komunikasi berfungsi sebagai sarana penghubung antar unit kerja di dalam pabrik, sehingga informasi dapat disampaikan dengan cepat dan akurat. Bentuk komunikasi ini dapat berupa sistem telepon konvensional maupun jaringan komunikasi nirkabel (*wireless*). Perangkat komunikasi

biasanya ditempatkan di titik-titik tertentu yang strategis, seperti ruang kontrol, area produksi, hingga lokasi darurat. Dengan demikian, komunikasi dapat dilakukan secara efisien baik dalam kondisi operasi normal maupun saat terjadi keadaan darurat. Sistem ini digunakan untuk berbagai kebutuhan, misalnya memberikan instruksi memulai (*start*) atau menghentikan (*stop*) peralatan, serta menyampaikan informasi penting ketika terjadi kondisi darurat (*emergency*).

3. Motor Listrik

Motor listrik dalam suatu sistem industri memiliki fungsi penting, salah satunya adalah sebagai perlindungan ketika terjadi kegagalan tenaga listrik sementara. Dengan adanya motor listrik yang terintegrasi dengan sistem pengaman, peralatan dapat terlindungi dari kerusakan akibat gangguan suplai energi. Hal ini tidak hanya menjaga kontinuitas operasional pabrik, tetapi juga mengurangi risiko kerugian material serta memastikan keselamatan pekerja yang mengoperasikan peralatan tersebut.

4. Sistem Manajemen

Sistem manajemen di dalam pabrik berperan besar dalam menciptakan lingkungan kerja yang aman, sehat, dan produktif. Peran ini tidak hanya terbatas pada pengawasan teknis, tetapi juga melibatkan kerjasama yang baik antara karyawan dengan staf ahli, serta kedisiplinan dalam melaksanakan tugas sesuai tanggung jawab masing-masing. Tujuan akhirnya adalah mendukung keberhasilan penerapan kesehatan dan keselamatan kerja (K3).

Sistem manajemen yang baik setidaknya mencakup beberapa aspek penting berikut:

- Pelaksanaan prosedur kerja sesuai pedoman K3: setiap pekerja wajib mengikuti buku pedoman keselamatan kerja sebagai acuan standar operasional untuk mencegah kesalahan yang dapat menimbulkan bahaya.
- Kebijakan direksi terkait K3: perusahaan melalui jajaran manajemen puncak perlu menetapkan kebijakan yang jelas dalam bidang

keselamatan dan kesehatan kerja, sehingga menjadi acuan bagi seluruh unit kerja.

- Upaya pencegahan bahaya: manajemen juga harus aktif membuat program atau langkah antisipatif guna mengatasi potensi bahaya di tempat kerja, baik melalui pengawasan, pelatihan, maupun penyediaan fasilitas penunjang keselamatan.

IX.4. PENGOLAHAN LIMBAH H_2 & N_2

Pembuangan gas hidrogen (H_2) dan nitrogen (N_2) dalam kegiatan industri proses harus dilakukan dengan memperhatikan aspek keselamatan dan kesehatan kerja (K3), karena kedua gas tersebut memiliki karakteristik bahaya yang berbeda namun sama-sama berpotensi menimbulkan kecelakaan kerja apabila tidak ditangani dengan benar. Hidrogen merupakan gas yang sangat mudah terbakar dan memiliki potensi ledakan yang tinggi, sedangkan nitrogen merupakan gas *inert* yang dapat menyebabkan kekurangan oksigen (asfiksia) di lingkungan kerja. Penanganan K3 terhadap pembuangan gas H_2 dan N_2 diawali dengan proses identifikasi bahaya dan analisis risiko. Gas tidak diperbolehkan dibuang langsung ke area kerja atau ruang tertutup. Seluruh gas harus dialirkan melalui sistem pembuangan (*venting system*) yang dirancang secara aman. Sistem *vent* harus ditempatkan di area terbuka, memiliki ventilasi alami yang baik, serta berjarak aman dari bangunan, peralatan listrik, dan sumber nyala api.

Pada pembuangan gas hidrogen, sistem *vent* harus dilengkapi dengan *flame arrester* untuk mencegah rambatan api kembali ke sistem proses. Pemasangan detektor gas hidrogen di sekitar jalur pembuangan dan area berisiko berfungsi sebagai sistem peringatan dini apabila terjadi kebocoran atau akumulasi gas yang berbahaya. Proses pembuangan hidrogen harus dilakukan secara terkendali dan bertahap agar tidak terjadi pelepasan gas secara mendadak yang dapat meningkatkan risiko kebakaran dan ledakan. Penanganan pembuangan gas nitrogen difokuskan pada pencegahan terjadinya kekurangan oksigen di area kerja. Gas nitrogen harus dibuang ke area terbuka atau melalui *vent stack* yang terpisah dari gas mudah terbakar. Pembuangan nitrogen tidak diperbolehkan dilakukan di ruang tertutup tanpa sistem ventilasi yang memadai. Oleh karena itu, area yang berpotensi

terpapar nitrogen harus dilengkapi dengan alat pemantau kadar oksigen (*oxygen analyzer*) dan sistem alarm yang akan aktif apabila kadar oksigen turun di bawah batas aman. Rambu peringatan bahaya kekurangan oksigen harus dipasang secara jelas untuk meningkatkan kewaspadaan pekerja.

Dari aspek pengendalian administratif, perusahaan wajib memiliki prosedur operasi standar (SOP) yang mengatur tata cara pembuangan gas H_2 dan N_2 , termasuk penerapan izin kerja (*Permit to Work*), pengendalian pekerjaan di ruang terbatas (*confined space*), serta prosedur tanggap darurat. Pekerja yang terlibat harus mendapatkan pelatihan K3 mengenai sifat gas, potensi bahaya, serta langkah pengendalian dan penanganan keadaan darurat. Inspeksi dan audit K3 secara berkala perlu dilakukan untuk memastikan seluruh sistem pembuangan dan peralatan keselamatan berfungsi dengan baik.

Penggunaan alat pelindung diri (APD) merupakan pengendalian terakhir dalam hierarki pengendalian risiko. Pekerja wajib menggunakan APD standar seperti helm keselamatan, kacamata pelindung, sarung tangan, dan sepatu keselamatan antistatik. Pada pekerjaan dengan risiko kekurangan oksigen, terutama di ruang terbatas, pekerja harus menggunakan alat bantu pernapasan mandiri (*Self-Contained Breathing Apparatus/SCBA*) serta alat pendeteksi oksigen portabel. Dalam kondisi darurat, seperti kebocoran gas hidrogen, langkah pertama yang harus dilakukan adalah menghentikan sumber gas, mengamankan area dari sumber nyala api, serta melakukan evakuasi pekerja ke lokasi yang aman sesuai prosedur tanggap darurat. Pada kejadian paparan nitrogen yang menyebabkan asfiksia, penolong dilarang memasuki area tanpa alat bantu pernapasan. Korban harus segera dievakuasi ke area dengan kadar oksigen normal dan diberikan pertolongan pertama sesuai prosedur medis. Dengan penerapan pengendalian teknis, administratif, serta penggunaan APD yang tepat, pembuangan gas hidrogen dan nitrogen dapat dilakukan secara aman dan terkendali. Pembuangan gas nitrogen (N_2) dan hidrogen (H_2) ke lingkungan diizinkan secara teknis, namun harus memenuhi ketentuan keselamatan, kesehatan kerja, dan perlindungan lingkungan. Hal ini dikarenakan meskipun nitrogen bersifat inert dan hidrogen tidak beracun, keduanya memiliki

potensi bahaya tidak langsung yang signifikan, yaitu risiko asfiksia akibat kekurangan oksigen serta risiko kebakaran dan ledakan.

1. Ketentuan Umum Pembuangan Gas

1. Pembuangan gas tidak boleh menimbulkan bahaya bagi manusia, fasilitas, dan lingkungan sekitar.
2. Gas harus dibuang melalui sistem pembuangan yang dirancang secara teknis (vent stack atau flare).
3. Pembuangan tidak diperkenankan dilakukan:
 - Di ruang tertutup
 - Di area kerja aktif
 - Di dekat sumber api, listrik, dan permukiman
4. Lokasi pembuangan harus memiliki ventilasi alami yang baik
5. Sistem pembuangan harus memenuhi prinsip pengendalian risiko K3.

Secara lingkungan, gas nitrogen dan hidrogen tidak dikategorikan sebagai polutan udara, namun pembuangannya tetap diatur ketat dari aspek keselamatan dan kesehatan kerja. Pembuangan hanya diperbolehkan apabila tidak menurunkan kadar oksigen udara, tidak menimbulkan potensi kebakaran atau ledakan, serta dilakukan melalui sistem *venting* yang dirancang dan dioperasikan sesuai standar teknis dan regulasi K3.

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

X.1. Organisasi Perusahaan

Organisasi perusahaan memiliki peran penting dalam meningkatkan efektivitas proses produksi dan distribusi produk. Dengan penerapan sistem organisasi perusahaan yang terencana dan tertata dengan baik, Perusahaan dapat mengoptimalkan kinerja sumber daya manusia, sehingga mendukung tercapainya tujuan operasional secara lebih efisien dan terarah.

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada Perancangan Pabrik Anilin ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk badan usaha yang modalnya diperoleh melalui penjualan saham, di mana setiap pemegang saham memiliki bagian kepemilikan sesuai jumlah saham yang dimiliki. Saham merupakan surat berharga yang diterbitkan oleh perusahaan, dan kepemilikan saham menunjukkan bahwa seseorang telah menanamkan modal serta memiliki bagian kepemilikan dalam perusahaan tersebut. Dalam Perseroan Terbatas, tanggung jawab pemegang saham terbatas pada jumlah modal yang disetorkan sesuai dengan nilai saham yang dimilikinya. Pabrik Anilin yang akan didirikan direncanakan mempunyai:

- Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Industri Anilin
- Lokasi Perusahaan : Cilegon
- Status Perusahaan : Swasta
- Kapasitas : 40.000 ton/tahun

Alasan pemilihan bentuk perusahaan ini adalah berdasarkan beberapa faktor, sebagai berikut:

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham Perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pemimpin perusahaan, pemilik, dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain (pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh komisaris).

3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh berhentinya:
 - Pemegang saham
 - Direksi beserta stafnya
 - Karyawan Perusahaan
4. Efisiensi dari manajemen

Para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dapat memilih dewan direksi, diantara-Nya direktur utama yang cakap dan berpengalaman.
5. Lapangan usaha lebih luas

Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas perusahaannya.

X.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi tercapainya kerja sama yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa asas dapat dijadikan pedoman, antara lain (Nurlia, 2019):

Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas, sebagai berikut:

1. Tujuan organisasi harus diterima dan dipahami oleh setiap orang dalam organisasi
2. Adanya kesatuan arah (*unity of direction*) dan perintah (*unity of command*)
3. Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab
4. Adanya pembagian tugas (*distribution of work*)
5. Adanya koordinasi
6. Struktur organisasi disusun sederhana
7. Pola dasar organisasi harus relatif permanen
8. Adanya jaminan jabatan (*unity of tenure*)
9. Balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya
10. Penempatan orang harus sesuai dengan keahliannya

Dengan berpedoman pada asas tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu Sistem *Line and Staff*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih

seederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggungjawab pada seorang atasan saja. Untuk kelancaran produksi, perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada Tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada 2 kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan sistem *line and staff* ini, yaitu:

1. Sebagai *line* atau garis yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan
2. Sebagai *staff* yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-hari diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan kegiatan operasional perusahaan dijalankan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum.

Direktur Teknik dan Produksi bertanggung jawab atas bidang produksi, pengendalian, utilitas, dan pemeliharaan, sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan, serta penelitian dan pengembangan. Kedua direktur tersebut mengkoordinasikan beberapa kepala bagian yang memiliki tanggung jawab terhadap unit kerja masing-masing, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab dalam organisasi.

Setiap kepala bagian membawahi beberapa seksi yang dipimpin oleh seorang kepala seksi, dan masing-masing seksi bertanggung jawab dalam mengawasi serta mengarahkan karyawan perusahaan di bidangnya. Karyawan perusahaan dibagi ke dalam beberapa kelompok kerja, yang masing-masing dipimpin oleh kepala regu. Kepala regu bertanggung jawab langsung kepada pengawas pada setiap seksi.

Untuk menunjang kelancaran proses produksi, perusahaan juga membentuk staf ahli yang terdiri dari tenaga profesional di bidangnya. Staf ahli berperan

memberikan saran, masukan, dan pertimbangan teknis kepada jajaran pengawas guna memastikan tercapainya tujuan perusahaan secara optimal.

Dalam menjalankan proses operasional pabrik dengan baik, diperlukan sistem manajemen dan struktur organisasi yang memiliki pembagian tugas serta wewenang yang jelas. Struktur organisasi setiap perusahaan dapat bervariasi tergantung pada bentuk, skala, dan kebutuhan operasional masing-masing

Manfaat adanya struktur organisasi adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan, membagi, dan membatasi pelaksanaan tugas dan tanggung jawab setiap orang yang terlibat didalamnya.
2. Penempatan tenaga kerja yang tepat
3. Pengawasan, evaluasi dan pengembangan perusahaan serta manajemen perusahaan yang lebih efisien
4. Penyusunan program pengembangan manajemen
5. Menentukan program pengembangan manajemen
6. Menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada
7. Mengatur kembali Langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar

X.3. Tugas dan Wewenang

X.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi Perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada Perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS tersebut, para pemegang saham berwenang (Widjaja, 2003):

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur
- Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari Perusahaan

X.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris, meliputi (Widjaja, 2003):

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target Perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran
- Mengawasi tugas-tugas direksi
- Membantu direksi dalam tugas-tugas penting

X.3.3. Direktur

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab terhadap Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi, dan juga Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas-tugas Direktur Utama meliputi:

- Melaksanakan peraturan dan mempertanggung jawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada akhir jabatan
- Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
- Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Teknik & Produksi dan Direktur Keuangan & Umum

Tugas-tugas Direktur Teknik & Produksi meliputi :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik dan pemasaran
- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerja kepada kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

Tugas-tugas Direktur Keuangan & Umum meliputi :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang Keuangan dan Umum.
- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerja kepada kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

X.3.4. Staf Ahli

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

Tugas dan wewenang Staf Ahli :

- Memberi nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan Perusahaan
- Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi Perusahaan
- Memberikan saran-saran dalam bidang hukum

X.3.5. Kepala Bagian

1) Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala Bagian Produksi membawahi:

a) Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan antara lain:

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pada pabrik
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

b) Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas memenuhi kebutuhan proses, air, *steam*, dan tenaga listrik.

2) Kepala bagian Teknik

Tugas Kepala bagian Teknik meliputi:

- Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi:

a) Seksi Proses

Tugas Seksi Proses meliputi:

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses produksi

b) Seksi Pengendalian

Tugas Seksi Pengendalian meliputi:

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

3) Kepala bagian pembelian dan pemasaran

Tugas kepala bagian pembelian dan pemasaran antara lain adalah bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan dan dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi:

a) Seksi Pembelian

Tugas Seksi Pembelian antara lain:

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b) Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran antara lain:

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi barang dari gudang

4) Kepala bagian administrasi, keuangan, dan umum

Tugas kepala bagian administrasi, keuangan dan umum antara lain adalah bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian administrasi, keuangan dan umum membawahi:

a) Seksi Administrasi dan Keuangan

Tugas Seksi Administrasi dan Keuangan adalah Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

b) Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia antara lain:

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

c) Seksi Humas

Tugas Seksi Humas adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

d) Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain:

- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.
- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan

X.3.6. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (R&D)

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari ahli-ahli atau sarjana-sarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi.

- Litbang membawahi dua departemen, diantara-Nya:
- Departemen Penelitian
- Departemen Pengembangan
- Tugas dan wewenang Litbang:
- Mempertinggi mutu suatu produk

- Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat pengembangan produksi
- Mempertinggi efisiensi kerja

Kepala Bagian R&D membawahi:

a) Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium meliputi:

- Mengawasi dan menganalisis mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisis produk
- Menjaga kualitas buangan pabrik

b) Seksi Litbang

Tugas Seksi Litbang meliputi:

- Melakukan riset pasar
- Mengembangkan produk atau layanan baru
- Mengembangkan dan meningkatkan produk yang sudah ada
- Melakukan uji kualitas dan keamanan
- Dokumentasi dan pelaporan
- Mengawasi implementasi teknologi baru

X.3.7. Kepala Bagian K3

Tugas bagian kepala bagian K3 bertanggung jawab atas pengawasan dan implementasi kebijakan keselamatan dan Kesehatan kerja (K3) di Perusahaan untuk mencegah kecelakaan dan memastikan kepatuhan regulasi.

Kepala bagian K3 membawahi :

a) Seksi K3

Tugas Seksi K3 meliputi:

- Melaksanakan supervisi, bimbingan teknis, dan evaluasi penerapan K3 di perusahaan serta UPTD pengawasan.
- Menyebarkan informasi norma K3, melakukan pemeriksaan objek pengawasan, dan investigasi kecelakaan kerja.
- Melakukan koordinasi dengan unit terkait serta pembinaan norma jaminan sosial ketenagakerjaan.

b) Seksi UPL

Tugas Seksi UPL meliputi:

- Menyusun program pencegahan dampak lingkungan, termasuk instrumen UKL-UPL, izin lingkungan, dan analisis risiko.
- Melakukan penilaian dokumen lingkungan seperti Amdal, RKL-RPL, dan SPPL, serta membentuk tim kajian transparan.
- Memantau evaluasi kinerja, koordinasi unit kerja, dan pelaporan terkait pengelolaan lingkungan.

X.4. Pembagian Jam Kerja

Pabrik Anilin direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan (*shut down*) pabrik. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

X.4.1. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan non-shift merupakan tenaga kerja yang tidak terlibat secara langsung dalam proses produksi. Kelompok ini mencakup Direktur, Staf Ahli, Kepala Bagian, serta Kepala Seksi di bidang administrasi. Karyawan non-shift bekerja selama 6 hari dalam satu minggu, dengan pembagian jam kerja yang telah sesuai diatur dengan ketentuan Perusahaan, yaitu sebagai berikut:

Jam kerja:

- a. Hari Senin-Jumat : Pukul 08.00 – 16.00
- b. Hari Sabtu : Pukul 08.00 – 16.00

Jam istirahat:

- a. Hari Senin-Kamis : Pukul 12.00 – 13.00
- b. Hari Jumat : Pukul 11.30 – 13.00

X.4.2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan tenaga kerja yang terlibat langsung dalam proses produksi atau bertanggung jawab terhadap bagian-bagian tertentu di pabrik yang berkaitan dengan keamanan dan kelancaran operasional. Yang termasuk dalam kelompok ini antara lain operator produksi, Sebagian staf Teknik, petugas Gudang, serta bagian keamanan. Para karyawan *shift* bekerja secara bergantian selama 24 jam, sesuai dengan pola jadwal kerja yang telah diatur Perusahaan, yaitu sebagai berikut:

1. Karyawan Operasi
 - a. *Shift* pagi : Pukul 08.00 – 16.00
 - b. *Shift* siang : Pukul 16.00 – 24.00
 - c. *Shift* malam : Pukul 24.00 – 08.00
2. Karyawan Keamanan
 - a. *Shift* pagi : Pukul 07.00 – 15.00
 - b. *Shift* siang : Pukul 15.00 – 23.00
 - c. *Shift* malam : Pukul 23.00 – 07.00

Karyawan *shift* dibagi menjadi empat regu, di mana tiga regu bertugas dan satu regu mendapat giliran istirahat, dengan sistem rotasi yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu bekerja selama enam hari berturut-turut dan memperoleh satu hari libur sebelum berganti ke jadwal *shift* berikutnya. Pada hari libur atau hari besar nasional, regu yang terjadwal tetap melaksanakan tugasnya. Rincian jadwal kerja tiap regu dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel X. 1. Rincian Jadwal Kerja

Hari Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L
2	S	S	M	M	P	L	P	S	S	M	M	L	P	P
3	M	M	L	P	P	S	S	L	S	S	M	S	P	S
4	L	S	P	L	S	P	M	M	M	P	P	P	S	M

Keterangan:

P = Pagi

M = Malam

S = Siang

L = Libur

Kelancaran proses produksi di suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh kedisiplinan para karyawan. Oleh karena itu, seluruh karyawan diwajibkan melakukan absensi, yang hasilnya akan digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai dasar pertimbangan dalam pengembangan karier. Dalam Perusahaan, terdapat tiga jenis karyawan, yaitu:

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah pegawai yang diangkat dan diberhentikan berdasarkan Surat Keputusan (SK) Direksi serta menerima gaji bulanan sesuai dengan jabatan, keahlian, dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah pegawai yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa Surat Keputusan (SK) serta menerima upah harian yang dibayarkan pada akhir setiap pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan adalah tenaga kerja yang mendapat upah berdasarkan jumlah pekerjaan atau hasil yang diselesaikan, dengan sistem pembayaran sesuai kesepakatan antara pekerja dan perusahaan.

X.5. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

X.5.1 Penggolongan Jabatan

Berikut ini merupakan tabel penggolongan jabatan yang memuat daftar jabatan beserta kualifikasi Pendidikan yang sesuai untuk masing-masing posisi.

Tabel X. 2. Penggolongan Jabatan

No.	Jabatan	Keterangan
1	Direktur Umum	Sarjana
2	Direktur Produksi	Sarjana Teknik
3	Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia
5	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Kimia/Elektro/Mesin
7	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Teknik Kimia/Ekonomi
8	Kepala Bagian Kesehatan	Sarjana Kedokteran

No.	Jabatan	Keterangan
9	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
10	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
11	Kepala Seksi	Sarjana
12	Operator	SLTA/SMU/STM/SMK
13	Sekretaris	Akademis Sekretaris
14	Medis	Sarjana Kedokteran
15	Paramedis	Akademi Perawat
16	Lain-lain	SLTA/Sederajat

X.5.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

Berikut ini merupakan tabel jumlah karyawan beserta rincian gaji berdasarkan jabatan masing-masing. Tabel ini bertujuan untuk memberikan gambaran mengenai struktur ketenagakerjaan serta besaran gaji yang berlaku sesuai dengan posisi dan tanggung jawab setiap jabatan.

Tabel X. 3. Jumlah dan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan (Rp/Orang)	Jumlah Gaji (Rupiah)
1	Direktur Utama	1	Rp35.000.000	Rp35.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000
4	Staf Ahli	3	Rp17.000.000	Rp51.000.000
5	Kepala Bagian Produksi	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
6	Kepala Bagian Teknik	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
7	Kepala Bagian R&D	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
8	Kepala Bagian Administrasi, Keuangan, dan Umum	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
9	Kepala Bagian Pemasaran dan Pembelian	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
10	Kepala Bagian K3	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000
11	Seksi Utilitas	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
12	Seksi Pemeliharaan	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
13	Seksi Proses	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
14	Seksi Pengendalian	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
15	Seksi Laboratorium	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
16	Seksi Litbang	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
17	Seksi administrasi & Keuangan	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan (Rp/Orang)	Jumlah Gaji (Rupiah)
18	Seksi Personalia	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
19	Seksi Humas	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
20	Seksi Keamanan	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
21	Seksi Pemasaran	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
22	Seksi K3	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
23	Seksi UPL	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
24	Seksi Pembelian	1	Rp11.000.000	Rp11.000.000
25	Karyawan Utilitas	7	Rp9.000.000	Rp63.000.000
26	Karyawan Pemeliharaan	3	Rp9.000.000	Rp27.000.000
27	Karyawan Proses	88	Rp10.000.000	Rp880.000.000
28	Karyawan Pengendalian	4	Rp9.000.000	Rp36.000.000
29	Karyawan Laboratorium	3	Rp9.000.000	Rp27.000.000
30	Karyawan Litbang	3	Rp9.000.000	Rp27.000.000
31	Karyawan administrasi	4	Rp9.000.000	Rp36.000.000
32	Karyawan Keuangan	2	Rp9.000.000	Rp18.000.000
33	Karyawan Personalia	2	Rp9.000.000	Rp18.000.000
34	Karyawan Humas	3	Rp9.000.000	Rp27.000.000
35	Karyawan Keamanan	2	Rp9.000.000	Rp18.000.000
36	Karyawan Pembelian	2	Rp9.000.000	Rp18.000.000
37	Karyawan Pemasaran	3	Rp9.000.000	Rp27.000.000
38	Karyawan K3	3	Rp9.000.000	Rp27.000.000
39	Karyawan UPL	2	Rp9.000.000	Rp18.000.000
40	Medis	2	Rp15.000.000	Rp30.000.000
41	Paramedis	5	Rp10.000.000	Rp50.000.000
42	Sopir	3	Rp5.000.000	Rp15.000.000
43	Satpam	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000
44	<i>Cleaning Service</i>	5	Rp5.000.000	Rp25.000.000
TOTAL		176	Rp532.000.000	Rp1.797.000.000

X.6. Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

- 1) Tunjangan-tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan bersangkutan.
 - Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.

- Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
- 2) Pakaian Kerja Pakaian kerja diberikan pada karyawan sejumlah 3 pasangan/tahun.
 - 3) Cuti - Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
 - Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
 - 4) Pengobatan
 - Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
 - Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
 - 5) BPJS Kesehatan

BPJS Kesehatan merupakan tunjangan yang diberikan Perusahaan kepada karyawan sebagai bentuk jaminan Kesehatan. Iuran BPJS dibayarkan bersama oleh Perusahaan dan karyawan sesuai ketentuan pemerintah, guna memberikan perlindungan Kesehatan bagi karyawan dan keluarganya.
 - 6) BPJS Ketenagakerjaan

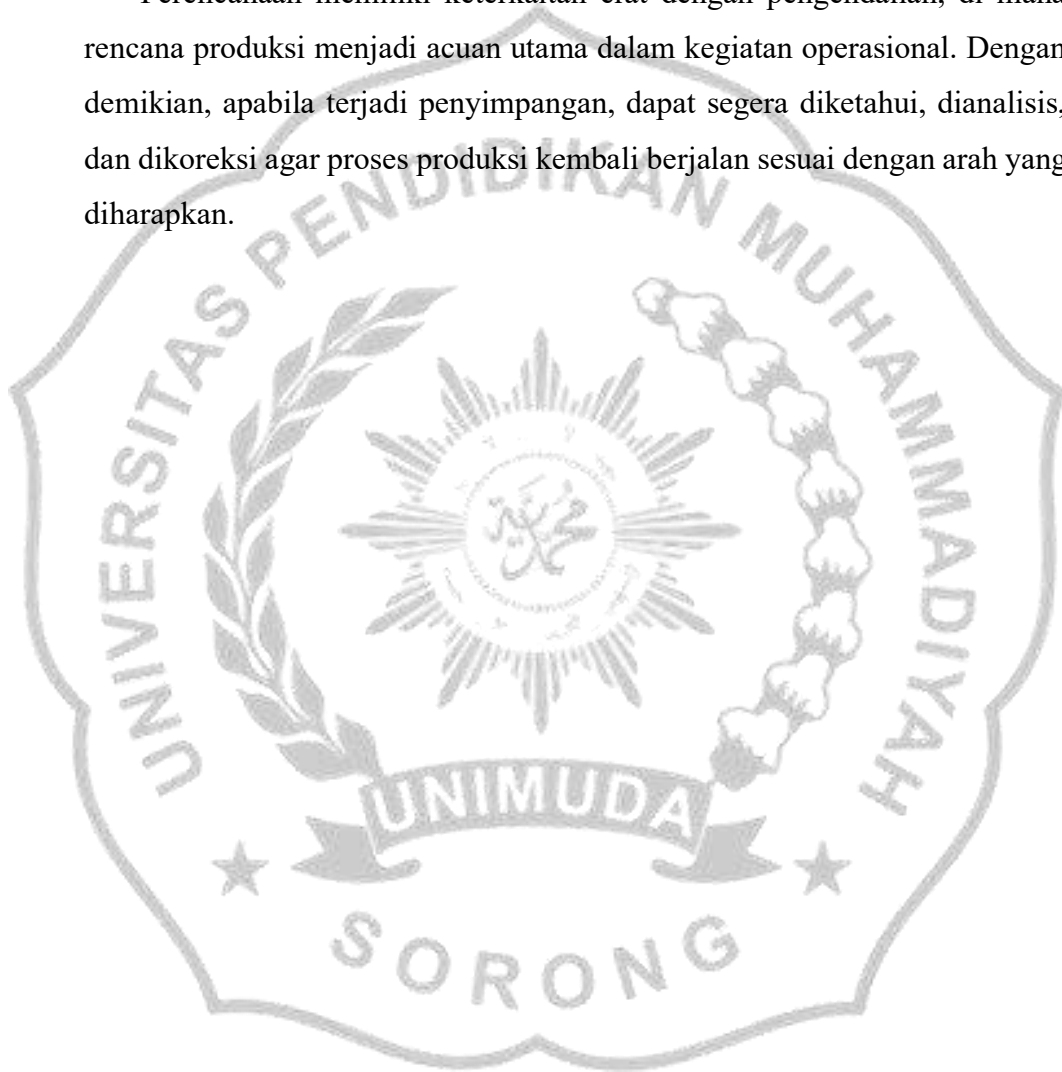
BPJS Ketenagakerjaan meliputi Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Kematian (JK), Jaminan Hari Tua (JHT), dan Jaminan Pensiun (JP) yang akan diberikan oleh perusahaan kepada karyawan.

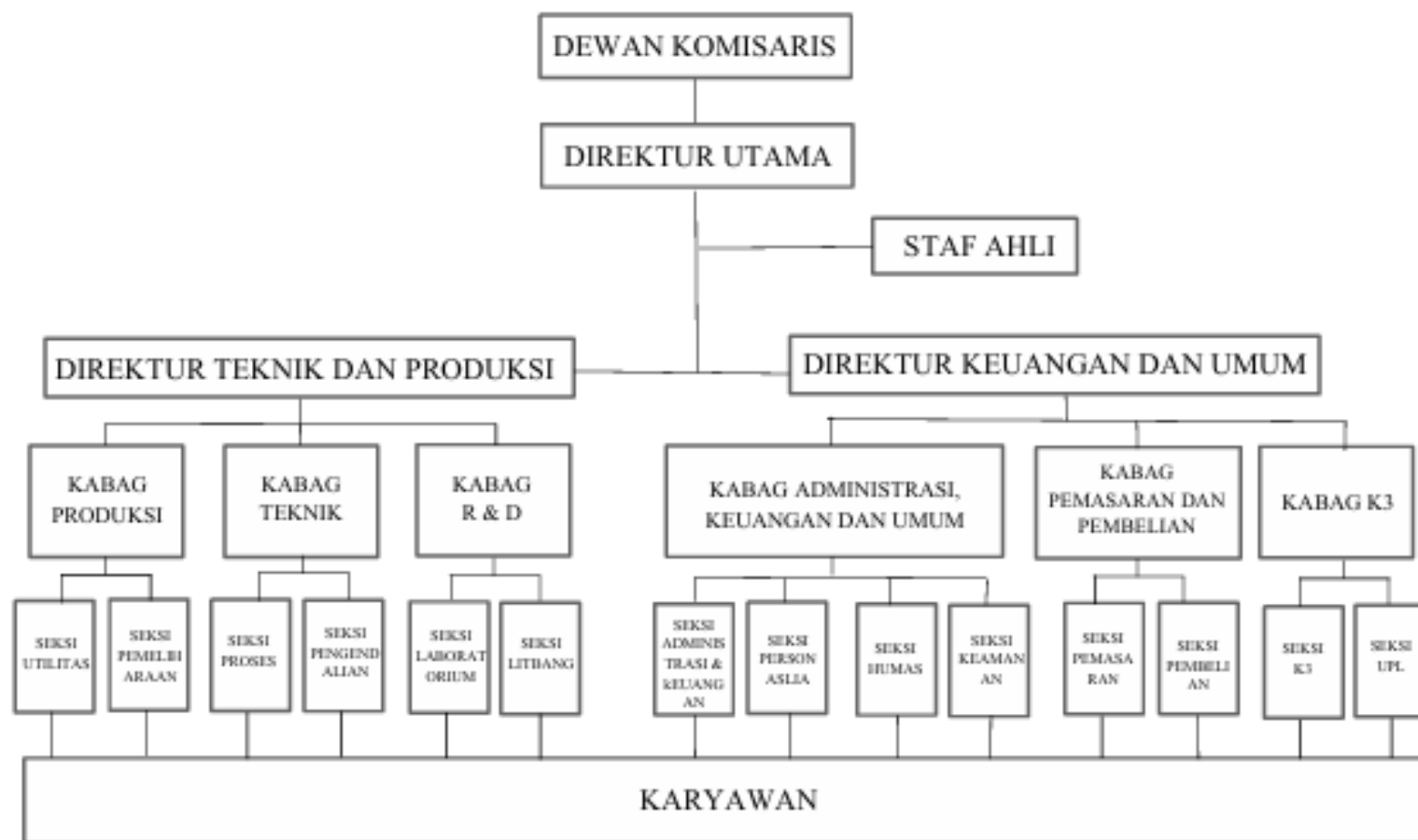
X.7. Manajemen Perusahaan

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian penting dalam manajemen perusahaan yang berperan utama dalam mengatur seluruh kegiatan proses pengolahan bahan baku menjadi produk jadi. Fungsi utamanya adalah mengoptimalkan penggunaan faktor-faktor produksi agar proses produksi dapat berjalan efisien dan sesuai dengan rencana.

Ruang lingkup manajemen produksi mencakup perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan dari kedua kegiatan ini adalah memastikan produk yang dihasilkan memiliki kualitas sesuai standar, diproduksi tepat waktu, dan sesuai target yang telah ditetapkan. Seiring meningkatnya aktivitas produksi, diperlukan perencanaan serta pengendalian yang baik agar penyimpangan dalam proses dapat diminimalkan atau dikendalikan.

Perencanaan memiliki keterkaitan erat dengan pengendalian, di mana rencana produksi menjadi acuan utama dalam kegiatan operasional. Dengan demikian, apabila terjadi penyimpangan, dapat segera diketahui, dianalisis, dan dikoreksi agar proses produksi kembali berjalan sesuai dengan arah yang diharapkan.





Gambar X. 1. Struktur Organisasi Perusahaan

BAB XI

EVALUASI EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah prarancangan pabrik Anilin ini layak dan dapat didirikan dengan pertimbangan ekonomi. Analisa ekonomi juga dapat memberikan pertimbangan kepada investor atau bank sehingga mau menginvestasikan uang dalam pembangunan pabrik Anilin ini. Hal yang perlu diperhatikan yaitu estimasi harga alat-alat, karena harga tersebut digunakan sebagai dasar untuk estimasi analisa ekonomi mengenai kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan, terjadinya titik impas. Untuk mengetahui hal tersebut, perlu dievaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dari:

1. *Percent Return of Investment* (ROI)

Return of Investment adalah estimasi keuntungan tahunan yang bisa diperoleh, dengan acuan pada tingkat pengembalian modal tetap yang telah ditanamkan. Analisis ini bertujuan untuk mengukur kecepatan pengembalian keseluruhan investasi dalam pembangunan pabrik. Jenis risiko yang terkait dengan pengembalian modal ini meliputi:

- $ROI \leq 15\%$ = Risiko pengembalian modal rendah
- $15\% \leq ROI \leq 45\%$ = Risiko pengembalian modal rata-rata
- $ROI \geq 45\%$ = Risiko pengembalian modal tinggi

2. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah periode dalam tahun yang dibutuhkan untuk mengembalikan *Fixed Capital Investment* berdasarkan keuntungan yang diterima.

3. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada level di mana biaya dan pendapatan memiliki nilai yang setara. Istilah ini digunakan untuk menilai pada harga jual dan jumlah unit minimum yang harus terjual, serta

menentukan harga dan volume penjualan yang harus dicapai agar memperoleh laba.

4. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

5. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Discounted Cash Flow adalah laju bunga tertinggi yang mampu dibayar oleh pabrik, termasuk pokok dan bunga pinjaman kepada bank selama masa operasional pabrik. Analisis kelayakan ekonomi dengan metode DCFRR dilakukan dengan memperhitungkan perubahan nilai uang dari waktu ke waktu dan berasaskan pada investasi yang tidak kembali pada akhir masa operasional pabrik.

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima hal di atas, perlu dilakukan perhitungan terhadap beberapa hal berikut:

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
 - c. Pendapatan Modal

Perlu juga dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal untuk mengetahui titik impas dari pendirian pabrik. Hal-hal tersebut antara lain:

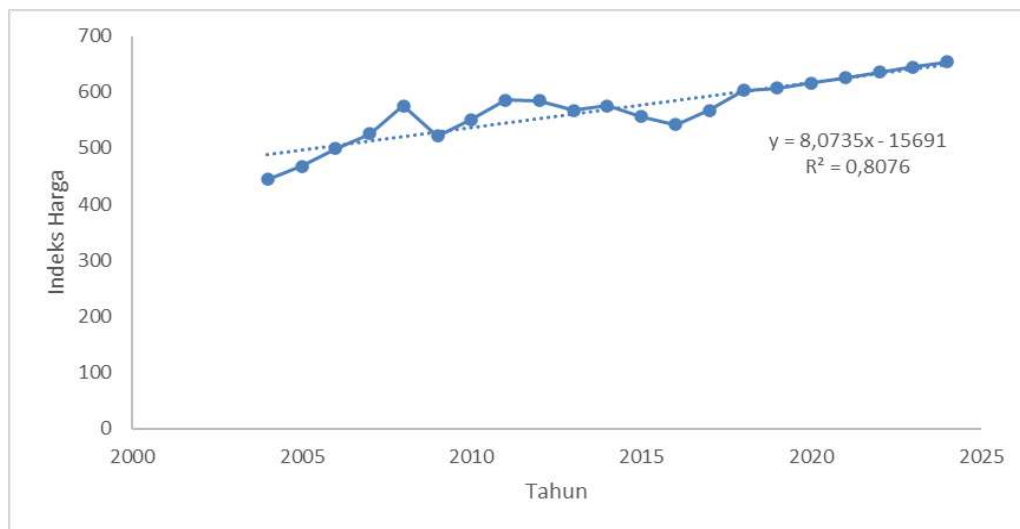
- a) Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b) Biaya variable (*Variable Cost*)
- c) Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

XI.1. Dasar Perhitungan

Direncanakan pabrik Anilin berdiri pada tahun 2030 dengan asumsi masa konstruksi selama 2 tahun. Harga alat-alat dapat berubah setiap tahunnya tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk memperkirakan harga alat, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengonversikan harga alat pada masa yang lalu sehingga diperoleh harga alat pada saat sekarang berdasarkan literatur menggunakan “*Chemical Engineering Plant Cost Index*”. Di bawah ini adalah data *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) untuk tahun 2004-2024.

Tabel XI. 1. Data Indeks harga tahun 2004-2024

No	Tahun	Y (Indeks)
1	2004	444,2
2	2005	468,2
3	2006	499,6
4	2007	525,4
5	2008	575,4
6	2009	521,4
7	2010	550,8
8	2011	585,7
9	2012	584,6
10	2013	567,3
11	2014	576,1
12	2015	556,8
13	2016	541,7
14	2017	567,5
15	2018	603,1
16	2019	607,2
17	2020	616,6
18	2021	626,0
19	2022	635,4
20	2023	644,9
21	2024	654,3



Gambar XI. 1. Grafik Indeks harga terhadap perubahan tahun

Berdasarkan grafik yang ditunjukkan pada gambar XI.1 di atas, didapatkan hubungan regresi linear antara tahun dan indeks harga dari data tahun 2004 hingga 2024. Dengan menggunakan persamaan garis:

$$y = 8,0735x - 15691$$

Dimana:

y = indeks harga

x = tahun

Tahun	Indeks
2028	682,06
2014	569,03

Sementara untuk perhitungan alat pada tahun pabrik dibangun diperoleh dengan rumus sebagai berikut:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Keterangan :

Ex = Harga alat pada tahun pembelian tahun 2028

Ey = Harga alat pada referensi tahun 2014

Nx = Indeks harga untuk tahun pembelian tahun 2028

Ny = indeks alat pada tahun referensi tahun 2014

a. Alat Proses

Tabel XI. 2. Harga Alat Proses

No.	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2014	Harga 2028	Total Harga
			Unit	\$	\$	\$
1	TP-01	Tempat Penyimpanan Nitrobenzene	3	280.000	335.618	1.006.853
2	TP-02	Tempat Penyimpanan Hidrogen	3	530.700	636.116	1.908.347
3	TP-03	Tempat Penyimpanan Produk	6	28.700	34.401	206.405
4	VP-01	<i>Vaporizer</i>	1	14.200	17.021	17.021
5	KD-01	<i>Knock Out Drum</i>	1	47.200	56.576	56.576
6	CD-01	<i>Kondensor</i>	1	48.000	57.534	57.534
7	R-01	Reaktor	1	1.042.100	1.249.097	1.249.097
8	MD-01	Menara Destilasi	1	123.970	148.595	148.595
9	MD-02	Menara Destilasi	1	146.900	176.079	176.079
10	CL-01	<i>Cooler</i>	1	45.800	54.897	54.897
	CL-02	<i>Cooler</i>	1	53.100	53.100	53.100
11	HE-01	<i>Heat Exchanger</i>	1	10.152	12.169	12.169
12	HE-02	<i>Heat Exchanger</i>	1	12.689	15.209	15.209
13	HE-03	<i>Heat Exchanger</i>	1	12.317	14.764	14.764
14	CD-02	Kondensor MD	1	31.700	37.997	37.997
15	CD-03	Kondensor MD	1	42.300	50.702	50.702
16	RB-01	<i>Reboiler</i> MD	1	25.200	30.206	30.206
17	RB-02	<i>Reboiler</i> MD	1	28.500	34.161	34.161
18	ACC-01	<i>Accumulator</i>	1	5.400	6.473	6.473
19	ACC-02	<i>Accumulator</i>	1	5.530	6.628	6.628
20	PP-01	Pompa Proses	2	8.500	10.188	20.377
21	PP-02	Pompa Proses	2	8.500	10.188	20.377
22	PP-03	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
23	PP-04	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
24	PP-05	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254

No.	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2014	Harga 2028	Total Harga
			Unit	\$	\$	\$
25	PP-06	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
26	PP-07	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
27	PP-08	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
28	PP-09	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
29	PP-10	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
30	PP-11	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
	PP-12	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
31	K-01	Kompresor	1	59.400	71.199	71.199
32	K-02	Kompresor	1	56.100	67.243	67.243
33	K-03	Kompresor	1	54.000	64.726	64.726
34	EX-01	Ekspander	1	54.800	65.685	65.685
35	EX-01	Ekspander	1	53.800	64.487	64.487
Total			55	2.926.558	3.497.327	5.749.442

b. Alat Utilitas

Tabel XI. 3. Harga Alat Utilitas

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2014	Harga 2028	Total Harga
			Unit	\$	\$	\$
1	CLU-01	<i>Clarifier</i>	1	17.699,00	21.214,64	21.214,64
2	TFU-01	<i>Flokulator</i>	1	11.957,39	14.332,55	14.332,55
3	DU-01	<i>Deaerator</i>	1	34.020,38	40.778,01	40.778,01
4	BL-01	<i>Boiler</i>	1	10.000,00	11.986,35	11.986,35
5	SF-01	Saringan pasir	1	2.380,90	2.853,83	2.853,83
6	BU-01	Bak pengendap awal	1	4.285,62	5.136,89	5.136,89
7	BU-02	Bak penampung air bersih	1	7.523,64	9.018,09	9.018,09
8	TU-03	Tangki air RT & kantor	1	44.655,05	53.525,10	53.525,10
9	TU-07	Tangki air umpan boiler	1	15.449,38	18.518,16	18.518,16
10	CTU-01	<i>Cooling Tower</i>	1	86.558,84	103.752,45	103.752,45
11	TU-02	Tangki Larutan Soda Abu	1	8.147,96	9.766,43	9.766,43

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2014	Harga 2028	Total Harga
			Unit	\$	\$	\$
12	TU-01	Tangki tawas	1	8.147,96	9.766,43	9.766,43
13	TU-05	Tangki larutan HCL	1	2.010,54	2.409,90	2.409,90
14	TU-06	Tangki larutan NaOH	1	2.010,54	2.409,90	2.409,90
15	TU-10	Tangki bahan bakar	1	6.772,33	8.117,55	8.117,55
16	TU-11	Tangki kondensat	1	9.841,04	11.795,82	11.795,82
17	GU-01	Generator	1	20.729,68	24.847,32	24.847,32
18	AE-01	<i>Ion Exchanger</i>	1	1.200,00	1.438,36	1.438,36
19	PU-01	Pompa-01	2	2.380,90	2.853,83	5.707,65
20	PU-02	Pompa-02	2	4.761,79	5.707,65	11.415,31
21	PU-03	Pompa-03	2	4.761,79	5.707,65	11.415,31
22	PU-04	Pompa-04	2	4.761,79	5.707,65	11.415,31
23	PU-05	Pompa-05	2	4.761,79	5.707,65	11.415,31
24	PU-06	Pompa-06	2	3.068,71	3.678,27	7.356,53
25	PU-07	Pompa-07	2	3.068,71	3.678,27	7.356,53
26	PU-08	Pompa-08	2	3.068,71	3.678,27	7.356,53
27	PU-09	Pompa-09	2	3.068,71	3.678,27	7.356,53
Total			36	327.093	392.065	432.462

XI.2. Perhitungan Biaya

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Total Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya. *Capital Investment* terdiri dari 2 jenis diantara-Nya:

a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

Modal investasi tetap adalah modal yang diperlukan untuk menyediakan segala peralatan dan fasilitas manufaktur pabrik.

b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Modal kerja adalah modal yang diperlukan untuk memulai usaha sampai mampu menarik keuntungan dari hasil penjualan dan memutar

keuangannya. Jangka waktu pengadaan biasanya antara 1-4 bulan, tergantung pada cepat atau lambatnya hasil produksi yang diterima.

2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost adalah sejumlah biaya atau modal yang dibutuhkan untuk proses produksi agar menghasilkan barang atau produk. *Manufacturing Cost* terdiri dari 3 jenis yaitu:

1) *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk, termasuk di dalamnya yaitu: *raw material*, *labor cost*, *supervisor*, *maintenance*, *plant supplies*, *royalties and patents* dan utilitas.

2) *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran sebagai akibat dan bukan langsung karena operasi pabrik, termasuk di dalamnya yaitu: *payrol overhead*, *laboratorium*, *plant overhead*, *packaging*, dan *shipping*.

3) *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

Fixed Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan dengan initial *fixed capital* dan harganya tetap, tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi, termasuk di dalamnya yaitu: depresiasi, *property tax*, dan asuransi.

b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General expense (pengeluaran umum) merupakan pengeluaran pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam *manufacturing cost*.

c. Pendapatan Modal

Sejumlah uang yang harus disediakan atau diinvestasikan untuk mendirikan dan mengoperasikan suatu pabrik atau proyek hingga dapat menghasilkan produk. Modal ini meliputi pengeluaran awal yang

diperlukan untuk pembelian peralatan, instalasi, dan biaya lainnya yang berkaitan dengan pembangunan serta pengoperasian fasilitas produksi.

Asumsi yang dipakai dalam evaluasi ekonomi, yaitu:

1. Umur alat : 10 Tahun
2. Upah buruh domestik : Rp 25.000
3. Waktu operasi dalam setahun : 330 hari
4. Kurs Rupiah terhadap US Dollar bulan : Rp 16.540,02

(Diakses 18 November 2025)

XI.3. Perhitungan Modal dan Biaya

1. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Tabel XI. 4. Pembelian Alat (*Equipment Cost*)

No	Komponen	Biaya
1	<i>Equipment Cost (EC)</i>	\$ 5.749.442,00
2	Biaya pengangkutan sampai Pelabuhan	\$ 862.416,30
3	Asuransi Pengangkutan	\$ 2.874.721,00
4	Provisi Bank	\$ 114.988,84
5	EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal laut)	\$ 57.494,42
6	Pajak Bea Masuk Barang	\$ 1.149.888,40
<i>PURCHASED EQUIPMENT COST (PEC)</i>		\$ 10.808.950,96
7	Instalasi Alat Proses (EI)	\$ 3.384.524,02
8	<i>Piping</i>	\$ 4.486.462,08
9	<i>Instrumentasi</i>	\$ 2.361.295,83
10	<i>Insulation</i>	\$ 629.678,89
11	<i>Electrical</i>	\$ 1.180.647,92
12	Pembelian tanah dan perbaikan	\$ 4.752.864,68
13	Utilitas	\$ 5.784.733,30
<i>PHYSICAL PLANT COST (PPC)</i>		\$ 33.389.157,68
14	<i>Engineering and construction</i>	\$ 6.677.831,54
<i>DIRECT PLANT COST (DPC)</i>		\$ 40.066.989,21
15	<i>Contractor's Fee</i>	\$ 4.006.698,92
16	<i>Contingency</i>	\$ 10.016.747,30
17	<i>Environmental Cost</i>	\$ 574.944,20
18	<i>Plant Start Up</i>	\$ 756.626,57
<i>TOTAL INDIRECT COST (IPC)</i>		\$ 15.355.016,99
<i>FIX CAPITAL INVESTMENT (FCI)</i>		\$ 99.620.114,85

2. Perhitungan Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Tabel XI. 5. Biaya Produksi

No	Komponen	Biaya (ton/tahun)
1	Bahan Baku (<i>Raw Material</i>)	\$ 1.968.140,94
2	<i>Labor (Operating Labor)</i> (OP)	\$ 2.891.261,17
3	Supervis	\$ 289.126,12
4	<i>Maintenance</i> (M)	\$ 9.962.011,48
5	<i>Plant Supplies</i>	\$ 1.494.301,72
6	<i>Royalties and Patent</i>	\$ 727.170,63
7	Bahan Baku Utilitas	\$ 6.441,06
<i>DIRECT MANUFACTURING COST (DMC)</i>		\$ 17.338.453,13
8	<i>Payroll Overhead</i>	\$ 578.252,23
9	<i>Laboratory</i>	\$ 289.126,12
10	<i>Plant Overhead</i>	\$ 2.168.445,88
11	<i>Packaging and shipping</i>	\$ 7.271.706,30
<i>INDERECT MANUFACTURING COST (IMC)</i>		\$ 10.307.530,53
12	<i>Depreciation</i>	\$ 5.977.206,89
13	<i>Property Tax</i>	\$ 996.201,15
14	<i>Asurance</i>	\$ 996.201,15
<i>FIXED MANUFACTURING COST (FMC)</i>		\$ 7.969.609,19
<i>MANUFACTURING COST (MC)</i>		\$ 35.615.592,85

3. Perhitungan Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel XI. 6. Modal Kerja

a	<i>Raw Material Inventory</i>	\$ 178.921,90
	Persediaan bahan baku selama 1 bulan	
b	<i>Improcess Inventory</i>	\$ 17.807.796
	(Biaya $(0,5 \times MC)$ /bulan)	
c	<i>Product Inventory</i>	\$ 3.237.781
	Biaya Penjualan produk selama 1 bulan	
d	<i>Extended credit</i>	\$ 6.610.642,09
	Biaya Penjualan produk selama 1 bulan	
e	<i>Available cash</i>	\$ 3.237.781
	Biaya 1 bulan Produksi	
<i>Working Capital (WC)</i>		\$ 31.072.922,76

4. Perhitungan *General Expense*

Tabel XI. 7. Biaya Umum

No	Komponen	Harga
1	Administrasi	\$ 1.634.459,93
2	Penjualan (<i>Sales</i>)	\$ 7.998.876,93
3	Penelitian (<i>Research</i>)	\$ 1.068.467,79
4	Biaya Pembelanjaan (<i>Finance</i>)	\$ 2.988.603,45
General Expense		\$ 13.690.408,10

5. Menentukan Harga Jual Produk

Tabel XI. 8. Harga Jual Produk

No	Produk	Harga (US\$)	Harga (US\$)	Produk /tahun (ton)	Total Harga (US\$)
		/ton(2014)	/ton (2030)		/tahun
1	C ₆ H ₅ NH ₂	\$ 1.500,00	\$ 1.817,93	40.000	\$ 72.717.063,01
Total					\$ 72.717.063,01

XI.4. Perhitungan Kelayakan

a. Estimasi Kelayakan

No	Komponen	Harga
1	<i>Sales</i> (Penjualan Produk)	\$ 72.717.063,01
2	Biaya Produksi (MC)	\$ 35.615.593
3	Biaya Umum (GE)	\$ 13.690.408
4	Biaya Total = MC + GE	\$ 49.306.001
Keuntungan sebelum pajak		\$ 23.411.062,06
5	Pajak Pendapatan	\$ 7.023.318,62
Keuntungan setelah pajak		\$ 16.387.743

Pajak : UU No. 36 Th 2008 (Badan Usaha dengan Pendapatan di atas Rp.500.000.000, yaitu 30%)

b. *Return of Investment* (ROI)

- ROI sebelum pajak = 24%
- ROI sesudah pajak = 16%

c. *Pay Out Time* (POT)

- POT sebelum pajak = 3,39 tahun

- POT sesudah pajak = 4,45 tahun

d. *Percent profit on Sales (POS)*

- POS sebelum pajak = 32%
- POS sesudah pajak = 23%

e. *Break Even Point (BEP)*

A *Fixed Cost (Fa)*

Depresiasi	=	US \$	5.977.206,891
Property Tax	=	US \$	996.201,148
Asuransi	=	US \$	996.201,148
Total	=	US \$	7.969.609,188

B *Variabel Cost (Va)*

Bahan Baku	=	US \$	1.968.140,942
Packaging and shipping	=	US \$	7.271.706,301
Royalties and patents	=	US \$	727.170,630
Utilitas	=	US \$	6.441,063
Total	=	US \$	9.973.458,936

C *Regulated Cost (Ra)*

Gaji Karyawan	=	US \$	2.891.261,173
Payroll Overhead	=	US \$	578.252,235
Supervisor	=	US \$	289.126,117
Laboratorium	=	US \$	289.126,117
General expense	=	US \$	13.690.408,096
Maintenance	=	US \$	9.962.011,485
Plant supplies	=	US \$	1.494.301,723
Total	=	US \$	29.194.486,946

- Sehingga, BEP = 40% (memenuhi BEP antara 40-60%)

f. *Shut Down Point (SDP)*

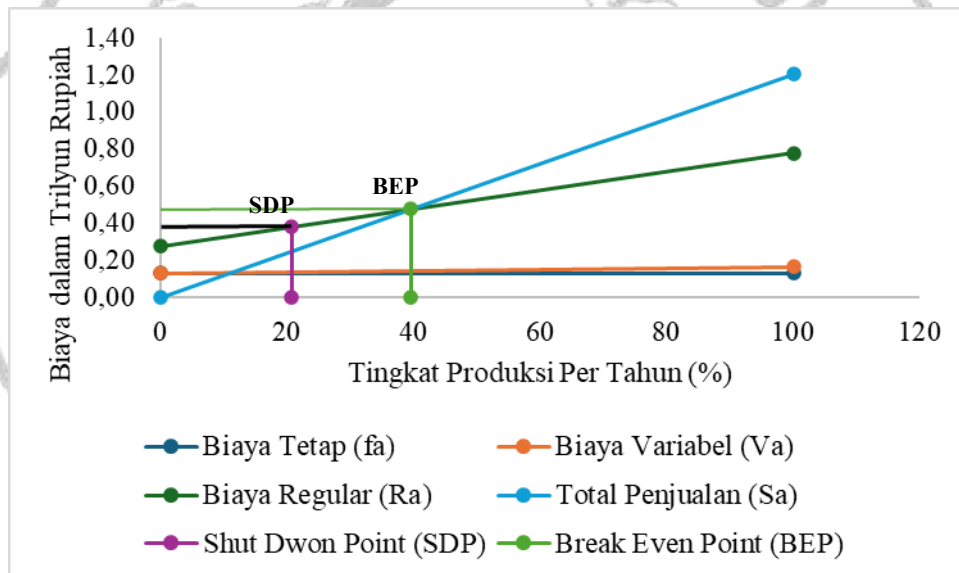
- SDP = 21% (memenuhi SDP antara 20-30%)

g. *Discount Cash Flow Rate (DCFR)*

Discount Cash Flow merupakan salah satu cara untuk menghitung prospek pertumbuhan investasi dalam berapa waktu yang dinyatakan dalam presentase:

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	=	\$	99.620.114,85
<i>Salvage Value (SV)</i>	=	10% x FCI	
		\$	9.962.011,48
<i>Depreciation Cost</i>	=	\$	5.977.206,90
Umur Pabrik	=	10 tahun	
<i>Working Capital (WC)</i>	=	\$	31.072.922,76
<i>Cash Flow (CF)</i>	=	\$	25.353.553,78
Persamaan DCFR			

Diperoleh trial diperoleh harga i	=	0,61	=	61%
Ruas Kiri	=	\$	15.722.770.577,53	
Ruas Kanan	=	\$	9.886.262.861,61	
<i>error</i>	=	0,59		



Gambar XI.2. Grafik *Break Even Point* dan *Shutdown Point* dengan Variasi Kapasitas

BAB XII KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisa, baik analisa ekonomi maupun teknik maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik Anilin didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan import, dan memberi lapangan pekerjaan dan meningkatkan ekonomi.
2. Pabrik Anilin akan didirikan pada tahun 2030 dengan kapasitas 40.000 ton/tahun, dengan bahan baku nitrobenzene sebanyak 6.683,07 kg/jam, hidrogen 379,00 kg/jam, dan Cu/SiO₂ 27.401 kg/jam.
3. Pabrik akan didirikan di Cilegon, Banten, dengan pertimbangan kemudahan dalam transportasi mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan Listrik, serta mempunyai prospek pemasaran yang baik.
4. Berdasarkan analisis ekonomi, maka didapatkan hasil sebagai berikut:

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan
Percent Profit On Sales (POS)		
POS sebelum pajak	32%	
POS sesudah pajak	23%	
Return on investment (ROI)		
ROI sebelum pajak	24%	Industrial Chemical 15 - 44%
ROI sesudah pajak	16%	
Pay Out Time (POT)		
POT sebelum pajak	3,39	Industrial Chemical min 2th/High Risk
POT sesudah pajak	4,45	5th/low risk
Break Even Point (BEP)	40	40% - 60%
Shut Down Point (SDP)	21	20% - 30%
Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)	61%	>15%

Atas dasar beberapa factor tersebut di atas, termasuk hasil evaluasi ekonomi Prarancangan Pabrik Anilin dengan Proses Hidrogenasi Nitrobenzene Fase Uap Kapasitas 40.000 ton/tahun layak untuk didirikan.



DAFTAR PUSTAKA

- Aris, R. and Newton, R.D. (1955) *Chemical engineering cost estimation*. New York: McGraw-Hill.
- Alibaba Group Holding Limited. *Alibaba Group official website*. Available at: <https://www.alibabagroup.com> (Accessed: akses 3 November 2025).
- Airstin, J. and Street, R. (1978). *Process engineering fundamentals*. New York: McGraw-Hill.
- Arl Roth GmbH + Co. KG. (2020). Safety Data Sheet: Product No. 4394. Karlsruhe: Carl Roth GmbH + Co. KG.
- Apriliani, N. (2021). Perhitungan fixed capital investment (FCI).
- Anonymous (2021). Penentuan jumlah karyawan industri.
- Badan Pusat Statistik (2024) *Impor Indonesia menurut negara asal, 2019–2023*. Jakarta: Badan Pusat Statistik. Tersedia di: <https://www.bps.go.id> (Diakses: 13 Januari 2025).
- Brown, G.G. (1950) *Unit operations*. New York: John Wiley & Sons.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. (1959) *Process equipment design*. New York: John Wiley & Sons.
- Chemical Engineering (2024) *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*. New York: McGraw-Hill.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. (2005) *Chemical engineering*. Vol. 6: *Chemical engineering design*. 4th edn. Oxford: Butterworth-Heinemann.
- Central Drug House (P) Ltd (n.d.) Material Safety Data Sheet: Nitro Benzene (CAS 98-95-3), SDS/MSDS PDF. New Delhi: Central Drug House (P) Ltd. Available at:
- Central Drug House (P) Ltd (n.d.) Material Safety Data Sheet: Aniline (CAS 62-53-3), SDS/MSDS PDF. New Delhi: Central Drug House (P) Ltd. Available at:
- DCM Shriram Ltd. (2020) Material Safety Data Sheet: Hydrogen Gas. Shriram Alkali & Chemicals. Available at:
- Faith, W.L., Keyes, D.B. and Clark, R.L. (1955) *Industrial Chemicals*. New York: John Wiley & Sons.

- Fisher Scientific (2025) Safety Data Sheet: Copper silicide, 99.5% (metals basis), 25 g. Thermo Fisher Scientific Chemicals, Inc., 24 Dec 2025. Available at:
- Geankoplis, C.J. (2003) *Transport processes and separation process principles*. 4th edn. Upper Saddle River, NJ: Prentice Hall.
- Galvin, J. and Towler, G. (2020). *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design*. Oxford: Butterworth-Heinemann.
- GMDU. (2019). *Pedoman keselamatan dan operasional industri*. Jakarta: GMDU.
- IndoPremier Sekuritas. (2022). *Panca Budi Idaman (PBID) membeli tanah untuk pembangunan pabrik*. Jakarta: PT Indo Premier Sekuritas.
- Kern, D.Q. (1950) *Process heat transfer*. New York: McGraw-Hill.
- KLM Technology Group. (2017). *Project standards and specifications: Layout and spacing (Rev. 1.0)*. Kuala Lumpur: KLM Technology Group
- Kementerian Ketenagakerjaan Republik Indonesia (2018) *Peraturan Menteri Ketenagakerjaan Nomor 5 Tahun 2018 tentang Keselamatan dan Kesehatan Kerja Lingkungan Kerja*.
- Levenspiel, O. (1999) *Chemical Reaction Engineering*. 3rd edn. New York: John Wiley & Sons.
- Ludwig, E.E. (1964) *Applied process design for chemical and petrochemical plants*. Vol. 1. Houston: Gulf Publishing Company.
- Matche (2025) *Matche*. Tersedia di: <https://www.matche.com/> (Diakses: 16 November 2025).
- Megyesy, E.F. (1983) *Pressure vessel handbook*. Tulsa, OK: Pressure Vessel Publishing Inc.
- Nurlina. (2019). *Analisis perancangan pabrik kimia*. Jakarta: Penerbit Teknik Kimia.
- National Center for Biotechnology Information. (2023). *PubChem compound summary for Cu-SiO₂*. Bethesda, MD: National Institutes of Health
- Occupational Safety and Health Administration (OSHA) (n.d.) 29 CFR 1910.103 – *Hydrogen*. Washington, DC: U.S. Department of Labor.
- Othmer, D.F. (1997). *Encyclopedia of chemical technology*. New York: John Wiley & Sons.

- Perry, R.H. and Green, D.W. (2008) *Perry's chemical engineers' handbook*. 8th edn. New York: McGraw-Hill.
- Politeknik Negeri Kupang (n.d.) Modul Kuliah Kimia Dasar: Kinetika Kimia. Kupang: Politeknik Negeri Kupang.
- Peter, M.S. and Timmerhaus, K.D. (1991) *Plant design and economics for chemical engineers*. 4th edn. New York: McGraw-Hill.
- Poling, B.E., Prausnitz, J.M. and O'Connell, J.P. (2001) *The properties of gases and liquids*. 5th edn. New York: McGraw-Hill.
(digunakan untuk Antoine coefficients vapor pressure)
- Powell, S.T. (1954) *Water conditioning for industry*. New York: McGraw-Hill.
- Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No. 11 Tahun 1979. (1979) *Keselamatan Kerja pada Pemurnian dan Pengolahan Minyak dan Gas Bumi*. Jakarta: Pemerintah Republik Indonesia.
- Republik Indonesia. (1970) Undang-Undang No. 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja. Jakarta: Pemerintah Republik Indonesia.
- Republik Indonesia (2008) *Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 36 Tahun 2008 tentang Pajak Penghasilan*. Jakarta: Sekretariat Negara.
- Rohm and Haas Company (1989) *Chemical engineering technical data handbook*. Philadelphia: Rohm and Haas.
- Smith, J.M. (1981) *Chemical engineering kinetics*. 3rd edn. New York: McGraw-Hill.
- SNI 6482 (2000) *Spesifikasi teknis sistem perpipaan industri*. Jakarta: Badan Standardisasi Nasional.
- Towler, G. and Sinnott, R. (2020) *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design*. 3rd edn. Oxford: Butterworth-Heinemann.
- Treybal, R.E. (1966) *Mass-transfer operations*. 2nd edn. New York: McGraw-Hill.
- Ullmann, F. (2005) *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*. 7th edn. Weinheim: Wiley-VCH.
- U.S. Environmental Protection Agency (EPA). (2025). Rubicon ready-for-reuse determination. Washington, DC: United States Environmental Protection Agency

- Vilbrandt, F.C. and Dryden, C.E. (1959) *Chemical engineering plant design*. New York: McGraw-Hill.
- Wallas, S.M. (1959) *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. New York: McGraw-Hill.
- Widjaja, G. (2003) *Hukum Perusahaan*. Jakarta: RajaGrafindo Persada.
- Yaws, C.L. (1999) *Chemical properties handbook*. New York: McGraw-Hill.



LAMPIRAN A PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas = 40.000 ton/tahun
 Pabrik beroperasi = 330 hari
 Kapasitas dalam jam = $\frac{40.000 \text{ ton/tahun} \times 1.000 \text{ kg/ton}}{330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}} = 5050,51 \text{ kg/jam}$
 Konversi produk = 98%

1. Heater-01

Fungsi : Untuk menaikkan temperatur aliran gas dari tangki-01 sebelum masuk reaktor.

Neraca Massa Komponen pada heater-01

input	BM	kmol	kg	output	kmol	kg	fraksi % kmol
C ₆ H ₅ NO ₂	123	54,33	6683,07	C ₆ H ₅ NO ₂	54,33	6683,07	99,99
H ₂ O	18	0,35	6,37	H ₂ O	0,35	6,37	0,01
Total			6689,44	Total		6689,44	100,00

2. Heater-02

Fungsi: Untuk menaikkan temperatur aliran gas dari tangki-02 sebelum masuk reaktor.

Neraca massa komponen pada heater-02

Input	Kmol	Kg	Output	Kmol	Kg	Fraksi % kmol
H ₂	166,23	332,46	H ₂	166,23	332,46	99,01
N ₂	1,66	46,54	N ₂	1,66	46,54	0,99
Total		379,00	Total		379,00	100,00

3. Vaporizer

Fungsi : Untuk mengubah fase feed dari liquid menjadi gas dengan memanaskan menggunakan steam hingga mencapai titik didih.

Presentase = C₆H₅NO₂: 99,00% = 55,41 kmol

$$= \frac{99,99\%}{55,41} = 54,41 \text{ kmol}$$

= H₂O: 1% = 55,41 x 1% dari C₆H₅NH₂ = 0,55 kmol

Neraca massa komponen pada vaporizer

Input	kmol	Kg	Fraksi massa	Output	Kmol	Kg	Fraksi massa
C ₆ H ₅ NO ₂	55,41	6815,43	0,995%	C ₆ H ₅ NO ₂	55,41	6815,43	0,995%
C ₆ H ₅ NH ₂	0,27	25	0,004%	C ₆ H ₅ NH ₂	0,27	25	0,004%
H ₂ O	0,55	9,97	0,001%	H ₂ O	0,55	9,97	0,001%
Total	55,42	6816,12	1,00		55,42	6816,12	1,00

4. Reaktor Fixed Bed Multitube

Fungsi : Tempat mereaksikan bahan baku

Komponen	Rumus Molekul	BM
Nitrobenzen	C ₆ H ₅ NO ₂	123
Hidrogen	H ₂	2
Air	H ₂ O	18
Nitrogen	N ₂	28
Anilin	C ₆ H ₅ NH ₂	93

$$\text{mol produk} = \frac{\text{kapasitas}}{\text{Mr}}$$

$$\text{konversi} = \frac{\text{mol bereaksi}}{\text{mol reaktan mula2}}$$

$$\text{Mol produk} = \frac{5050,51 \text{ kg/jam}}{93 \text{ kg/mol}} = 54,31 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol mula-mula} = \frac{\text{Mol produk}}{\text{konversi}} = \frac{54,31 \text{ kmol/jam}}{98\%} = 55,41 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi	= C₆H₅NO₂	+	3 H₂	→	C₆H₅NH₂	+	2 H₂O
Mol mula-mula	55,41	+	166,24		0,00	+	0,00
Mol bereaksi	54,31	+	162,92		54,31	+	108,61
Sisa	1,11		3,32	→	54,31		108,61

Kondisi Operasi

T = 270°C

P = 1,7 atm

Neraca massa komponen pada reaktor

Input	kmol	kg	Output	kmol	kg	fraksi (%) kg
C ₆ H ₅ NO ₂	55,41	6815,43	C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	135,73	0,02
C ₆ H ₅ NH ₂	0,27	25,00	C ₆ H ₅ NH ₂	54,38	5075,51	0,70
H ₂ O	0,37	6,57	H ₂ O	108,62	1955,03	0,27
H ₂	166,23	332,46	H ₂	3,32	6,62	0,00
N ₂	1,66	46,54	N ₂	1,66	53,12	0,01
Total	223,94	7226,01	Total	169,50	7226,01	1,00

5. Menara Distilasi-01

Fungsi: Memisahkan Anilin dari Air

Output yang diinginkan

Distilat

LK : H₂O 99%

HK : C₆H₅NH₂ 1%

Keterangan:

- LK: Light Key Component (LK), komponen ringan.
- HK: Heavy Key Component (HK), komponen berat.

Prediksi Neraca Massa Distilasi-01

Komponen	BM	Input			Output					
		Feed			Distilat			Bottom		
		kmol	kg	% massa	kmol	kg	% massa	kmol	kg	% massa
C ₆ H ₅ NO ₂	123	1,10	135,73	0,02	0,01	0,68	0,00	1,10	135,05	0,03
C ₆ H ₅ NH ₂	93	54,58	5075,51	0,71	0,27	25,38	0,01	54,30	5050,13	0,97
H ₂ O	18	108,61	1955,03	0,27	107,53	1935,48	0,99	1,09	19,55	0,00
Total		164,29	7166,27	1,00	107,81	1961,54	1,00	56,49	5204,73	1,00
Sub Total			7166,27			7166,27				

Tabel Antoine Coefficients

Komponen	A	B	C
C ₆ H ₅ NO ₂	7,53814	2018,37	222,575
C ₆ H ₅ NH ₂	7,29291	1668,15	193,636
H ₂ O	8,07131	1730,63	233,426

(sumber : Iranian)

Rumus :
$$\log_{10}(P) = A - \frac{B}{(T + C)}$$

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{P_i^{sat}}{P}$$

Kondisi Operasi Menara Distilasi-01

a. Kondisi Operasi Umpan

Temperatur, T	111	°C	383,837	K
Tekanan, P	1	atm	1	bar

Perhitungan T Bubl umpan destilasi							
komponen	kmol	Zi,f = Xi,f	log (Pi ^{sat})	Pi ^{sat} (mmHg)	Pi ^{sat} (bar)	Ki, f	Yi (Ki.Xi)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	0,01	1,48	30,32	0,04	0,04	0,00
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	0,33	1,81	64,77	0,09	0,09	0,03
H ₂ O	108,61	0,66	3,04	1101,69	1,47	1,45	0,97
Total	164,29	1,00				GoalSeek	1,00

b. Menentukan Kondisi Operasi Aliran

*note : kondisi operasi menggunakan kondensor

- Dew Point (kondisi destilasi sebelum masuk kondensor)

Temperatur, T	101	°C	374,408	K
Tekanan, P	1	atm	1	bar

Komponen	kmol	Zi	log (Pi ^{sat})	Pi ^{sat} (mmHg)	Pi ^{sat} (bar)	Ki,d	Xi (Xi,d/Ki)
C ₆ H ₅ NO ₂	0,01	0,00	1,31	20,20	0,03	0,03	0,00
C ₆ H ₅ NH ₂	0,27	0,00	1,64	43,26	0,06	0,06	0,04
H ₂ O	107,53	1,00	2,90	795,01	1,06	1,05	0,95
Total	107,81	1				GoalsSeek	1,00

- Bulb Point (kondisi destilasi setelah melewati kondensor)

Temperatur, T	90	°C	363,553	K
Tekanan, P	1	atm	1	bar

Komponen	kmol	Zi	log (Pi ^{sat})	Pi ^{sat} (mmHg)	Pi ^{sat} (bar)	Ki,d	Xi (Xi,d.Ki)
C ₆ H ₅ NO ₂	0,01	0,00	1,09	12,28	0,02	0,02	0,00
C ₆ H ₅ NH ₂	0,27	0,00	1,42	26,30	0,04	0,05	0,00
H ₂ O	107,53	1,00	2,73	533,38	0,71	1,00	1,00
Total	107,81	1				GoalSeek	1,00

- c. Bulb Point (kondisi bottom cair jenuh)

Temperatur, T	154	°C	427,093	K
Tekanan, P	1	atm	1	bar

Perhitungan T Bulb Bottom							
Komponen	kmol	Xi,d	log (Pi ^{sat})	Pi ^{sat} (mmHg)	Pi ^{sat} (bar)	Ki,d	Xi (Xi,d.Ki)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	0,02	2,18	150,50	0,20	0,40	0,01
C ₆ H ₅ NH ₂	54,30	0,96	2,49	311,58	0,42	0,82	0,79
H ₂ O	1,09	0,02	3,60	4014,79	5,35	10,57	0,20
Total	56,49	1,00					1,00

Menentukan Rata-rata *Relative Volatility* & *min.stage*

Komponen	Ki			α			α average
	B	F	D	B	F	D	
C ₆ H ₅ NO ₂	0,40	0,04	0,02	1,00	1,00	1,00	1,00
C ₆ H ₅ NH ₂	0,82	0,09	0,05	2,07	2,14	2,14	2,11
H ₂ O	10,57	1,45	1,00	26,68	36,34	43,43	35,05

$$x_{LK,D} = 1,00$$

$$x_{HK,D} = 0,00$$

$$\begin{aligned}x_{LK,B} &= 0,96 \\x_{HK,B} &= 0,02\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\alpha_{LK, \text{Distilat}} &= 43,46 \\ \alpha_{LK, \text{Bottom}} &= 1,00 \\ \alpha_{LK, \text{Average}} &= 6,59\end{aligned}$$

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_D \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_B}{\log \alpha_{LK}}$$

Rumus :

$$\begin{aligned}(d_{LK}/d_{HK}) &= 19488,44 \\ (b_{HK}/b_{LK}) &= 0,02 \\ N_m &= 3,17 \text{ stage}\end{aligned}$$

Menentukan Komposisi di Bottom dan Distilasi

Komponen	Feed (kmol/jam)	D	B	M (nHD/nHW)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	0,01	1,10	0,00
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	0,27	54,30	0,03
H ₂ O	108,61	107,53	1,09	87,22

Perhitungan laju alir molar D dan B

Perhitungan Laju alir Molar D dan B						
Kalkulasi			Selisih		XD	XB
komponen	D	B	D	B		
C ₆ H ₅ NO ₂	0,01	1,10	0,00	0,00	0,00	0,02
C ₆ H ₅ NH ₂	0,27	54,30	0,00	0,00	0,04	0,96
H ₂ O	107,53	1,09	0,00	0,00	0,95	0,02
Total	107,81	56,49	0,00	0,00	1,00	1,00

Sehingga Neraca Massa Menara Distilasi Adalah sebagai berikut :

Neraca Massa Menara Distilasi-01

Komponen	BM	Input			Output					
		Feed			Distilat			Bottom		
		kmol	kg	% massa	kmol	kg	% massa	kmol	kg	% massa
C ₆ H ₅ NO ₂	123	1,10	135,73	0,02	0,01	0,68	0,00	1,10	135,05	0,03
C ₆ H ₅ NH ₂	93	54,58	5075,51	0,71	0,27	25,38	0,01	54,30	5050,13	0,97
H ₂ O	18	108,61	1955,03	0,27	107,53	1935,48	0,99	1,09	19,55	0,00
Total		164,29	7166,27	1,00	107,81	1961,54	1,00	56,49	5204,73	1,00
Sub Total			7166,27					7166,27		

Menghitung Refluk Minimum

Asumsi θ awal = 18,60

Nilai θ trial hingga =

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0.$$

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1$$

Perhitungan Refluk Minimum dan Tetha					
Komponen	α Average	XF	$(\alpha \times XF) / (\alpha - \theta)$	XD	$(\alpha \times XD) / (\alpha - \theta)$
C ₆ H ₅ NO ₂	1,00	0,01	0,00	0,00	-1,00
C ₆ H ₅ NH ₂	2,11	0,33	-0,04	0,00	-1,00
H ₂ O	35,07	0,66	1,41	1,00	2,00
Total		1,00	1,37	1,00	0,00

R_m (Refluk Minimum) = 0,366

R_{op} (Refluk Operasi) = 0,512

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R_m (Geankoplis, 1993)

Neraca Massa Kondensor (CD-01) dan akumulator (ACC-01)

Diketahui

$$V_n + 1 = L_n + D$$

Dimana

$$R = L_n / D$$

$$L_n = R \times D$$

keterangan

V_n : Laju alir molar uap yang masuk kondenser

L_n : Laju alir molar bahan yang di refluk dari akumulator

D : Laju alir molar distilat

R : Rasio Refluk

$$L_n = 0,51 \times 107,81$$

$$L_n = 55,18 \text{ kmol/jam}$$

$$V_n = 55,18 + 107,81$$

$$V_n = 162,98 \text{ kmol/jam}$$

Neraca massa kondensor (CD) dan akumulator (ACC)

komponen	B M	XD	Laju Alir Uap			Laju Alir Refluk			Laju Alir Distilat		
			kmol/jam	kg/jam	% massa	kmol/jam	kg/jam	% massa	kmol/jam	kg/jam	% massa
C ₆ H ₅ NO ₂	123	0,00	0,01	1,03	0,00	0,00	0,35	0,00	0,01	0,68	0,00
C ₆ H ₅ NH ₂	93	0,00	0,41	38,37	0,01	0,14	12,99	0,01	0,27	25,38	0,01
H ₂ O	18	1,00	162,56	2926,10	0,99	55,03	990,61	0,99	107,53	1935,48	0,99
Sub Total		1,00	162,98	2965,49	1,00	55,18	1003,95	1,00	107,81	196,54	1,00
Total (kg/jam)			2965,49			2965,49					

Diketahui

$$L_m = L_n + (q \times F)$$

$$L_m = L_1 + (q \times F)$$

$$L_m = 219,47$$

$$V_n = V_m + ((1-q) \times F)$$

$$V_m = V_n - ((1-q) \times F)$$

$$V_m = 162,98 - 0$$

$$V_m = 162,98 \text{ kmol/jam}$$

$$B = L_m - V_m$$

$$B = 219,47 - 162,98$$

$$B = 56,49 \text{ kmol/jam}$$

Keterangan:

L_m = Laju alir molar liquid masuk reboiler

V_m = Laju alir molar uap vapor reboiler

B = Laju alir molar bottom distilat

F = Laju alir molar umpan

Neraca Massa Reboiler

komponen	BM	XB	Aliran		Aliran		Aliran	
			Feed Reboiler		Setelah Reboiler		Laju Alir Bottom	
			kmol	kg/jam	kmol	kg/jam	kmol	kg/jam
C ₆ H ₅ NO ₂	123	0,0194	4,27	524,72	3,17	389,67	1,10	135,05
C ₆ H ₅ NH ₂	93	0,9613	210,98	19621,37	156,68	14571,24	54,30	5050,13
H ₂ O	18	0,0192	4,22	75,96	3,13	56,41	1,09	19,55
Total		1	219,10	20222,04	162,98	15017,32	56,49	5204,73
Sub Total			20222,04		20222,04			

Penentuan Kondisi Operasi Reboiler

a. Bottom (setelah reboiler)

temperatur T =	172	C	444,88	K
Pressure P =	1	atm	1	bar

Komponen	kmol/jam	$X_{i,b}$	$\log(P_i^{\text{sat}})$	P_i^{sat} (mmHg)	P_i^{sat} (bar)	$K_{i,b}$	$X_i (X_{i,b}/K_i)$
C ₆ H ₅ NO ₂	3,16	0,02	2,42	262,65	0,35	0,49	0,04
C ₆ H ₅ NH ₂	156,33	0,96	2,73	533,65	0,71	1,00	0,96
H ₂ O	3,13	0,02	3,80	6307,12	8,41	11,86	0,00
Tota	162,61	1,00				GoalSeek	1,00

b. Bottom (sebelum reboiler)

temperatur T = 154 C 427 K
Pressure P = 1 atm 1 bar

komponen	kmol/jam	$X_{i,b}$	$\log(P_i^{\text{sat}})$	P_i^{sat} (mmHg)	P_i^{sat} (bar)	$K_{i,b}$	$X_i (X_{i,b}/K_i)$
C ₆ H ₅ NO ₂	4,27	0,02	2,18	150,65	0,20	0,40	0,01
C ₆ H ₅ NH ₂	210,98	0,96	2,49	311,89	0,42	0,82	0,79
H ₂ O	4,22	0,02	3,60	4018,11	5,36	10,57	0,20
Total	219,47	1,00				GoalSeek	1,00

LAMPIRAN B NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 40.000 ton/tahun
 : 5050,51 kg/jam
 Operasi Pabrik : 330 hari/tahun
 Satu Hari Operasi : 24 jam
 Konnversi : 98%
 Tref : 25°C

Data -data yang digunakan untuk menghitung sifat fisis cairan dan gas diperoleh dari buku “*Chemical Properties Handbook*”, Yaws, C.L., 1999.

1. Kapasitas Panas Cairan

Komponen	A	B	C	D
H ₂	5,06,E+01	-6,11,E+00	3,09,E-01	-4,15,E-03
N ₂	7,65,E+01	-3,52,E-01	-2,67,E-03	5,01,E-05
C ₆ H ₅ NO ₂	5,18,E+01	9,13,E-01	-2,11,E-03	2,01,E-06
H ₂ O	9,21,E+01	-4,00,E-02	-2,11,E-04	5,35,E-07
C ₆ H ₅ NH ₂	6,33,E+01	9,90,E-01	-2,36,E-03	2,33,E-06

2. Kapasitas Panas Gas

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂	2,54,E+01	2,02,E-02	-3,85,E-05	3,19,E-08	-8,76,E-12
N ₂	2,93,E+01	-3,54,E-03	1,01,E-05	-4,31,E-09	2,59,E-13
C ₆ H ₅ NO ₂	-1,62,E+01	5,62,E-01	-3,93,E-04	1,00,E-07	-1,23,E-12
H ₂ O	3,39,E+01	-8,42,E-03	2,99,E-05	-1,78,E-08	3,69,E-12
C ₆ H ₅ NH ₂	-2,21,E+01	5,73,E-01	-4,57,E-04	1,84,E-07	-2,99,E-11

3. Konstanta Penguapan (Hv)

Komponen	A	Tc	n
H ₂	6,59,E-01	3,32,E+01	3,80,E-01
N ₂	9,43,E+00	1,26,E+02	5,33,E-01
C ₆ H ₅ NO ₂	6,74,E+01	7,19,E+02	3,80,E-01
H ₂ O	5,21,E+01	6,47,E+02	3,21,E-01
C ₆ H ₅ NH ₂	7,20,E+01	6,99,E+02	4,59,E-01

4. Data Pembentukan Standar

Komponen	ΔH_f
	Kjoule/mol
H ₂	
N ₂	
C ₆ H ₅ NO ₂	67,60
H ₂ O	-241,80
C ₆ H ₅ NH ₂	86,86

Perhitungan Neraca Panas

1. Neraca Panas Heater (HE-02)

Tujuan: Untuk memanaskan Hidrogen sebelum masuk ke dalam Reaktor

Kondisi Operasi : Tmasuk : 30°C : 303,15 K
 Tkeluar : 200°C : 473,15 K
 Tref : 25°C : 298,15 K
 Tekanan : 1 atm

Menghitung Q1

Komponen	Feed	CpdT		Q1
	kmol/jam	joule/mol	kJ/kmol	kJ/jam
H ₂	166,23	127,25	0,13	21,15
N ₂	1,66	146,67	0,15	0,24
Total	167,89	273,91	0,27	21,40

Menghitung Q2

Komponen	Feed	CpdT		Q2
	kmol/jam	joule/mol	kJ/kmol	kJ/jam
H ₂	166,3	4.552,68	4,55	756,79
N ₂	1,66	4.952,60	4,95	8,23
Total	167,89	9505,28	9,51	765,02

Menghitung Panas yang Hilang

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 1\% \times \text{panas bahan baku masuk} \\
 &= 1\% \times 21,398 \text{ kJ/jam} \\
 &= 0,21 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung panas dari steam (Q steam)

$$\begin{aligned}
 Q_1 + Q_{\text{steam}} &= Q_2 + Q_{\text{loss}} \\
 21,40 + Q_{\text{steam}} &= 765,02 + 0,21 \\
 Q_{\text{steam}} &= 743,84 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Menentukan massa *steam* sebagai pemanas (menggunakan *steam saturated*)

Suhu <i>steam</i>	=	210	C	483,15	K
H _v	=	1203,1	btu/lb	2517,39	kJ/kg
h _L	=	385,97	btu/lb	807,61	kJ/kg
Y	=	817,13	btu/lb	1709,78	kJ/kg

Kebutuhan *steam* :

Q _{steam}	=	m	x	y
743,907	=	m	x	1709,78
m	=	0,39	kg/jam	

Hasil perhitungan neraca massa panas di H-02

Neraca Panas HE-01	Q masuk (Q1)	Q keluar (Q2)
	kJ/jam	kJ/jam
Q1	21,40	
Q _{steam}	743,84	
Q _{loss}		0,21
Q2		765,02
Total	765,24	765,24

2. Neraca Panas Heater (HE-01)

Tujuan : Untuk memanaskan Nitrobenzene sebelum di uapkan di Vaporizer

Kondisi Operasi : T_{masuk} : 30°C
T_{keluar} : 95°C
T_{ref} : 25°C

Menghitung Q1

Komponen	Feed	CpdT		Q1
	kmol/jam	joule/mol	kJ/kmol	kJ/jam
C ₆ H ₅ NO ₂	54,33	270,19	0,27	14,68
H ₂ O	0,35	459,76	0,46	0,16
Total	54,69	729,94	0,73	14,84

Menghitung Q2

Komponen	Feed	CpdT		Q2
	kmol/jam	joule/mol	kJ/kmol	kJ/jam
H ₂	54,33	5.109,30	5,11	277,61
N ₂	0,35	5.882,11	5,88	2,08
Total	54,69	10.991,42	10,99	279,69

Menghitung Panas yang Hilang

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 1\% \times \text{panas bahan baku masuk} \\
 &= 1\% \times 14,84 \text{ kj/jam} \\
 &= 0,15 \text{ kj/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung panas dari steam (Q steam)

$$\begin{aligned}
 Q1 + Q_{\text{steam}} &= Q2 + Q_{\text{loss}} \\
 14,84 + Q_{\text{steam}} &= 279,69 + 0,15 \\
 Q_{\text{steam}} &= 265,00 \text{ kj/jam}
 \end{aligned}$$

Menentukan massa steam sebagai pemanas (menggunakan steam saturated)

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu steam} &= 100 \text{ C} & 373,15 \text{ K} \\
 H_v &= 1150,5 \text{ btu/lb} & 2676 \text{ kj/kg} \\
 h_L &= 180,16 \text{ btu/lb} & 419,92 \text{ kj/kg} \\
 y &= 970,34 \text{ btu/lb} & 2256,08 \text{ kj/kg}
 \end{aligned}$$

Kebutuhan steam :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= m \times y \\
 265,00 &= m \times 2256,08 \\
 m &= 0,12 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Hasil perhitungan neraca massa panas di H-02

Neraca Panas HE-02	Q masuk (Q1)	Q keluar (Q2)
	kj/jam	kj/jam
Q1	14,84	
Qsteam	265,00	
Qloss		0,15
Q2		279,69
Total	279,84	279,84

3. Neraca Panas Vaporizer (V-01)

Tujuan : Untuk menguapkan Nitrobenzene sebelum masuk kedalam Reaktor

Kondisi Operasi : Tmasuk : 95°C

Tkeluar : 215°C

Tref : 25°C

Menghitung Q1

Komponen	Feed	CpdT		Q1
	kmol/jam	joule/mol	kJ/kmol	kJ/jam
C ₆ H ₅ NO ₂	54,31	5631,24	5,63	305,97
H ₂ O	0,35	6324,91	6,32	2,24
Total	54,69	11956,14	11,96	308,21

Menghitung panas Qrecycle

Tmasuk : 190 °C

Tref : 25 °C

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q(kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,08	18,18	19,56
C ₆ H ₅ NH ₂	0,27	20,81	5,60
H ₂ O	0,01	5,53	0,06
Total	1,36		25,22

Menghitung Qpenguapan

T : 215 °C

Komponen	Massa	deltaHvapor	Quap
	kmol/jam	kJ/kmol	kJ/jam
C ₆ H ₅ NO ₂	56,49	9,91	559,82
C ₆ H ₅ NH ₂	0,27	11,81	3,18
H ₂ O	0,02	4,98	0,08
Total	56,77		563,08

Menghitung Q1

Komponen	Feed	CpdT		Q2
	kmol/jam	joule/mol	kJ/kmol	kJ/jam
C ₆ H ₅ NO ₂	56,49	6196,56	6,20	350,02
C ₆ H ₅ NH ₂	0,02	6358,06	6,36	0,11
H ₂ O	0,27	5167,98	5,17	1,39
Total	56,77	17722,60	17,72	351,51

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= Q_{\text{produk}} - Q_{\text{umpan}} \\
 &= Q_2 + Q_{\text{penguapan}} - Q_1 + Q_{\text{recycle}} \\
 &= 351,51 + 563,08 - 333,43 \\
 &= 581,16 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan massa steam

digunakan steam dengan $T : 220^\circ\text{C}$

Saturated steam, $h_s = 1858,49 \text{ kJ/kg}$

Massa steam $= 0,31 \text{ kg/jam}$

Neraca Panas Total Vaporizer

Keterangan	Q input	Q output
Q1	308,21	
Q2		351,51
<i>Qrecycle</i>	25,22	
Q penguapan		563,08
Qsteam	581,16	
Total	914,59	914,59

4. Neraca Panas Reaktor

Tujuan: Tempat berlangsungnya reaksi antara Hidrogen dan Nitrobenzene menjadi produk anilin



Panas Umpan Reaktor terdiri dari

$T = 215^\circ\text{C}$

$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$

Komponen	Massa Masuk		ΔH		Q1 (Kj/jam)
	Kmol/jam	Kg/jam	j/jam	j/jam	
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	56,49	5253,21	6196,56	6,20	343,38
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	0,27	33,06	5167,98	5,17	1,39
H_2O	0,02	0,30	6358,06	6,36	0,1
Total	55,42	5153,68	12554,62	12,55	343,42

T = 200 °C

Tref = 25 °C

Komponen	Massa Masuk		ΔH		Q2 (Kj/jam)
	Kmol/jam	Kg/jam	j/jam	j/jam	
H ₂	166,23	332,46	4692,12	4,69	779,97
N ₂	1,66	46,54	5097,65	5,10	8,47
Total	167,89	379,00	9789,77	9,79	788,45

T = 270 °C

Tref = 25 °C

Komponen	Massa Keluar		ΔH		Q3 (kJ/jam)
	Kmol/jam	Kg/jam	j/jam	Kj/jam	
N ₂	1,90	53,12	7128,12	7,13	13,52
H ₂	3,31	6,62	6.666,55	6,67	22,07
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	135,73	11055,78	11,06	12,20
H ₂ O	108,61	1955,03	8192,12	8,19	889,77
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	5075,51	9718,60	9,72	530,40
Total	169,02	7195,16	17910,72	17,91	1420,17

Menghitung Panas Reaksi

Komponen	ΔH_f
	Kjoule/mol
H ₂	
N ₂	
C ₆ H ₅ NO ₂	67,60
H ₂ O	-241,80
C ₆ H ₅ NH ₂	86,86

Menghitung entalpi reaksi standar (ΔH_f)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_f &= \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan} \\
 &= -396,74 - 67,60 \\
 &= -464,34 \text{ Kjoule/mol}
 \end{aligned}$$

Menghitung entalpi reaksi (ΔH_r)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r &= \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan} + \Delta H_f \\
 &= 17,91 - 22,34 + -464,34 \\
 &= -468,77 \text{ Kjoule/mol}
 \end{aligned}$$

Panas reaksi

diketahui : mol reaktan yang bereaksi = reaktan pembatas

$$\begin{aligned} Q_r &= \Delta H_r \times \text{mol reaksi pembatas} \\ &= -468,77 \times 1,11 \\ &= -519.540 \quad \text{Kjoule/jam} \end{aligned}$$

Q	Masuk	keluar
	Kjoule/jam	Kjoule/jam
Q1	788,45	
Q2	351,51	
Q3		1420,17
Qreaksi	519.540,01	
subtotal	520.671,94	1.420,17
Qpendingin		519.259,80
total	520.679,97	520.679,97

Massa Air Pendingin

$$\begin{aligned} Q_{\text{Air Pendingin}} &= Q_p \\ &= 519259,80 \quad \text{Kjoule/Jam} \\ B_m \text{ H}_2\text{O} &= 18 \quad \text{Kg/Kmol} \\ \text{Suhu Operasi} &30^\circ\text{C} \quad 303 \text{ K} \\ \text{Suhu Referensi} &25^\circ\text{C} \quad 298 \text{ K} \\ C_p \text{ Air 1} &= 377,49 \quad \text{Joule/Mol} \\ &= 0,38 \quad \text{Kjoule/Mol} \\ \text{Suhu Operasi} &50^\circ\text{C} \quad 323,15 \text{ K} \\ \text{Suhu Referensi} &25^\circ\text{C} \quad 298,15 \text{ K} \\ C_p \text{ Air 2} &= 1883,02 \quad \text{Joule/Mol} \\ &= 1,88 \quad \text{Kjoule/Mol} \\ C_p \text{ Air Total} &= C_p \text{ Air 2} - C_p \text{ Air 1} \\ &= 1,88 - 0,38 \\ &= 1,51 \quad \text{Kjoule/Mol} \end{aligned}$$

$$\text{Massa Air Pendingin} = Q_p$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{Cp Air Total}}{1,51} \\
 &= \frac{519259,80}{1,51} \quad \text{Kmol/Jam} \\
 &= 344,90 \quad \text{Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

5. Neraca Panas Cooler

Panas Masuk

Kondisi Operasi : $T_{\text{masuk}} = 270 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	Laju alir (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/mol)	Q(kJ/jam)
H ₂	3,31	6,67	22,07
N ₂	1,90	7,13	13,52
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	11,06	12,20
H ₂ O	108,61	8,19	889,77
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	9,72	530,40
Total			1467,96

Panas Keluar

Kondisi Operasi $T_{\text{keluar}} = 190 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	Laju alir (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/mol)	Q(kJ/jam)
H ₂	3,31	4,41	14,61
N ₂	1,90	7,13	13,52
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	11,06	12,20
H ₂ O	108,61	8,19	889,77
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	9,72	530,40
Total			1460,50

Beban Panas Cooler (C-01)

$$\begin{aligned}
 \text{Panas diserap C-01} &= Q_{\text{s masuk}} - Q_{\text{s out}} \\
 &= 7,46 \quad \text{kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Heat Exchanger 01

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q1	1467,96	
Q2		1460,50
Qp		7,46
Total	1467,96	1467,96

massa air pendingin = 0,09 Kg/jam

6. Neraca Panas Kondensor

Menghitung Titik Didih Campuran:

Komponen	Titik Didih	Massa		Titik Didih Campuran
		kmol/jam	fraksi mol	
H ₂	-259,10	3,31	0,02	-5,06
N ₂	-210,00	1,90	0,01	-2,35
C ₆ H ₅ NO ₂	210,00	1,10	0,01	1,37
H ₂ O	100,00	108,61	0,64	64,08
C ₆ H ₅ NH ₂	184,00	54,58	0,32	59,24
Total		169,02	1,00	117,28

Panas Masuk

Q1

Kondisi Operasi : Tmasuk = 190 °C
Tref = 25 °C

komponen	kmol/jam	cpdt (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
H ₂	3,31	4,41	14,61
N ₂	1,90	4,81	9,12
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	4,40	4,86
H ₂ O	108,61	5,53	600,19
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	3,51	191,63
Total	163,19	9,04	820,41

Q2

Kondisi Operasi : T = 117,28 °C
 Tref = 25 °C

komponen	kmol/jam	cpdt (kj/kmol)	Q (kj/jam)
H ₂	3,31	2,42	8,01
N ₂	1,90	2,70	5,11
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	0,80	0,88
H ₂ O	108,61	3,10	337,02
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	0,29	15,72
Total	163,19	3,39	366,75

Q3

Kondisi Operasi : T = 117,28 °C
 Tref = 25 °C

komponen	kmol/jam	cpdt (kj/kmol)	Q (kj/jam)
H ₂	3,31	0,00	0,00
N ₂	1,90	-0,01	-0,01
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	0,01	0,02
H ₂ O	108,61	0,01	0,85
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	0,02	0,92
Total	163,19	0,03	1,77

Q4

Kondisi Operasi : T = 95 C
 Tref = 25 C

komponen	kmol/jam	cpdt (kj/kmol)	Q (kj/jam)
H ₂	3,31	1,82	6,04
N ₂	1,90	2,05	3,88
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	5,63	6,21
H ₂ O	108,61	6,32	686,97
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	6,60	360,14
Total	163,19	12,92	1063,24

Q5

Kondisi Operasi : T = 75 °C
 Tref = 25 °C

komponen	kmol/jam	cpdt (kj/kmol)	Q (kj/jam)
H ₂	3,31	1,16	3,85
N ₂	1,90	1,32	2,50
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	3,19	3,52
H ₂ O	108,61	4,10	444,89
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	3,78	206,33
Total	163,19	7,88	661,09

Neraca Panas Total Pada Kondensor 1

Q	masuk	keluar
	kj/jam	kj/jam
Q1	820,41	
Q2	366,75	
Q3	1,77	
Q4	1063,24	
Q5		661,09
subtotal	2252,17	661,09
Qpendingin		1591,08
total	2252,17	2252,17

massa air pendingin = 19,02 Kg/jam

7. Neraca Panas *Knock Out Drum*

Tujuan :

input

input separator = output keluaran kondensor

$Q_1 = 2252,17 \text{ kJ/jam}$

output

Q_3

$T = 70 \text{ } ^\circ\text{C}$

$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$

Neraca Panas Output Gas pada Separator

komponen	kmol/jam	cpdt (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
H ₂	3,31	1,16	3,85
N ₂	1,90	1,32	2,50
Total	5,21	2,48	6,35

Komponen	kmol/jam	CpdT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	3,19	3,52
H ₂ O	108,61	4,10	444,89
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	3,78	206,33
Total	164,29	11,07	654,74

$$\begin{aligned}
 Q_{loss} &= Q_{in} - Q_{out} \\
 &= 1591,08 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Pada Knock out drum

Komponen	input	output
Q_1	2252,17	
Q_2		6,35
Q_3		654,74
Q_{loss}		1591,08
Total	2252,17	2252,17

8. Neraca Panas Heater (HE-03)

Tujuan :

Panas Masuk

Panas yang dibawa Qin

Kondisi operasi

T masuk 70 °C

T referensi 25 °C

Komponen	Laju alir (kmol/jam)	Cp.dT (Kj/mol)	Q (kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	3,19	3,52
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	3,78	206,33
H ₂ O	108,61	4,10	444,89
Total			654,74

Panas Keluar

Panas yang dibawa Qin

Kondisi operasi

T masuk 100 °C

T referensi 25 °C

Komponen	Laju alir (kmol/jam)	Cp.dT (Kj/mol)	Q (kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	6,17	6,81
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	7,22	393,85
H ₂ O	108,61	2,53	274,29
Total			674,95

Menghitung Panas yang Hilang

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 0,01 \times \text{panas bahan baku masuk} \\
 &= 0,01 \times 654,74 \text{ kJ/jam} \\
 &= 6,55 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung panas dari steam (Q steam)

$$\begin{aligned}
 Q_1 + Q_{\text{steam}} &= Q_2 + Q_{\text{loss}} \\
 754,74 + Q_{\text{steam}} &= 674,95 + 6,55
 \end{aligned}$$

$$Q_{\text{steam}} = 26,75 \text{ kj/jam}$$

Menentukan massa *steam* sebagai pemanas (menggunakan *steam saturated*)

Suhu steam	=	110,00 C	383,15 K
Hv	=	1157,10 btu/lb	2691,50 kj/kg
hL	=	198,32 btu/lb	461,27 kj/kg
y	=	958,78 btu/lb	2230,23 kj/kg

Kebutuhan *steam* :

$$Q_{\text{steam}} = M \times y$$

$$26,75 = M \times 2230,23$$

$$m = 0,01 \text{ kg/jam}$$

hasil perhitungan neraca massa panas di H-03

Neraca Panas HE-01	Q masuk (Q1)	Q keluar (Q2)
	kj/jam	kj/jam
Q1	654,74	
Qsteam	26,75	
Qloss		6,55
Q2		674,95
Total	681,49	681,49

9. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)

Menghitung kebutuhan air pendingin di kondensor

panas masuk kondensor

T 101 °C
374,15 K

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q1(kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	6,28	6,93
H ₂ O	108,61	2,56	277,88
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	7,34	400,62
Total	109,72	8,84	685,42

panas laten

T 101 °C
374,15 K

Komponen	kmol/jam	H	Q2(kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	14,82	16,35
H ₂ O	108,61	8,39	911,79
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	17,97	980,49
Total	109,72	23,21	1908,63

panas yang keluar kondensor

T 90 °C
363,15 K

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q3(kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,07	5,11	5,48
H ₂ O	0,43	5,88	2,55
C ₆ H ₅ NH ₂	54,31	6,00	325,68
Total	55,81	16,99	333,71

panas yang dibawa refluk

T 90 °C
363,15 K

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q4(kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	0,03	5,11	0,15
H ₂ O	108,18	5,88	636,21
C ₆ H ₅ NH ₂	0,27	6,00	1,62
Total	108,48	16,99	637,98

$$\begin{aligned} \text{panas kondensor} &= Q_{\text{laten}} - Q_{\text{destilat}} - Q_{\text{refluk}} \\ &= 585,23 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sebagai pendingin digunakan *chilled water* dengan $T_{\text{in}} = 298 \text{ K}$ dan $T_{\text{out}} = 323,15 \text{ K}$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga kebutuhan pendingin :} & 1,13 \text{ kJ/kg.K} \\ m = \frac{Q}{C_p \times T} &= 36,99 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung Beban Pemanas di Reboiler

Panas yang dibawa cairan hasil bawah

$$\begin{aligned} T & 154 \text{ } ^\circ\text{C} \\ & 427,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q5 (kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	12,90	14,17
H ₂ O	1,09	4,33	4,70
C ₆ H ₅ NH ₂	54,30	14,87	807,47
total	56,49	32,10	826,34

$$\begin{aligned} \text{Panas reboiler} &= Q_5 + Q_1 + Q_{\text{kondensor}} - Q_{\text{umpan}} \\ &= 1.422,04 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sebagai pemanas digunakan steam jenuh pada $T=160 \text{ C}$ dan $P = 1 \text{ atm}$, dimana kondisi suhu dan tekanan tersebut harga panas laten, kJ/kg

$$m = \frac{Q}{H} = 0,68 \text{ kg/jam}$$

Beban Panas di MD-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Qumpan	674,95	
Qdestilat		685,42
Qbottom		826,34
Qkondensor		585,23
Qreboiler	1422,04	
Total	2096,99	2096,99

10. Neraca Panas Menara Destilasi (MD-02)

Menghitung kebutuhan air pendingin di kondensor

panas masuk kondensor

T 184 °C
457,15 K

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q(kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	17,26	18,95
H ₂ O	1,09	5,33	5,78
C ₆ H ₅ NH ₂	54,30	3,15	171,23
Total	2,18	22,59	195,96

panas laten

T 184 °C
457,15 K

Komponen	kmol/jam	H	Q(kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	10,66	11,70
H ₂ O	1,09	5,49	5,97
C ₆ H ₅ NH ₂	54,30	12,76	692,75
Total	56,49	28,91	710,42

panas yang keluar kondensor

T 160 °C
433,15 K

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q(kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	13,88	15,24
H ₂ O	0,81	4,56	3,68
C ₆ H ₅ NH ₂	40,32	15,98	644,31
Total	42,23	34,42	663,23

panas yang dibawa refluk

T 160 °C
433,15 K

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q(kJ/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	0,00	13,88	0,00
H ₂ O	0,28	4,56	1,28
C ₆ H ₅ NH ₂	13,98	15,98	223,38
Total	14,26	20,54	224,66

$$\begin{aligned}\text{panas kondensor} &= Q_{\text{laten}} - Q_{\text{destilat}} - Q_{\text{refluk}} \\ &= 289,80 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Sebagai pendingin digunakan chilled water dengan $T_{\text{in}} = 298,15 \text{ K}$, dimana C_p chilled water = $1,13 \text{ kJ/kg.K}$

Sehingga kebutuhan pendingin : $1,13 \text{ kJ/kg.K}$

$$m = \frac{Q}{C_p \times T} = 18,32 \text{ kg/jam}$$

Menghitung Beban Pemanas di Reboiler

Panas yang dibawa cairan hasil bawah

$$\begin{aligned}T &= 190 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 463,15 \text{ K}\end{aligned}$$

Komponen	Kmol/jam	$C_p dT$	Q (kJ/jam)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	1,08	17807,02	19162,09
H_2O	0,01	5,53	0,06
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	0,27	3511,29	943,89
Total	1,36	21.323,83	20.106,05

$$\begin{aligned}\text{Panas reboiler} &= Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{kondensor}} - Q_{\text{umpan}} \\ &= 19.765,47 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Sebagai pemanas digunakan steam jenuh pada $T = 200 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$m = \frac{Q}{H} = 10,18 \text{ kg/jam}$$

Beban Panas di MD-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Qumpan	826,34	
Qdestilat		195,96
Qbottom		20106,05
Qkondensor		289,80
Qreboiler	19765,47	
Total	20591,81	20591,81

LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT

LAMPIRAN SPESIFIKASI ALAT *KNOCK OUT DRUM*

Data Perancangan

Tekanan	=	1 atm
Temperature	=	70 °C
Laju alir uap (Wg)	=	59,74 kg/jam
Laju alir liquid (W)	=	7166,27 kg/jam
Desitas uap	=	0,008 kg/m ³
Densitas liquid	=	273,45 kg/m ³

Vapor Volumetric Flowrate, Qv

Qv	=	$\frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}}$
	=	7.467,40 m ³ /jam
	=	124,45 m ³ /min
Qg	=	(1+0,1)*Qv
	=	8.214,13 m ³ /jam
	=	136.90 m ³ /min

Kecepatan Uap Maksimum, Uv

Nilai K bisa di estimasikan dengan

Dimana :	W1	Laju Alir Massa Liquid (kg/jam)
	Wv	Laju Alir Massa Uap (kg/jam)
Nilai	A	-1,88
	B	-0,82
	C	-0,19
	D	-0,01
	E	0,00

K	=	0,11
Uv	=	21,09 m/s
	=	1.265,66 m/min

Vessel Area Minimum, A

A	=	$\frac{Qv}{\text{...}}$
---	---	-------------------------

$$U_v = 0,1 \text{ m}^2$$

Diameter Vessel Minimum, D

$$D = \frac{4 \times A}{\phi^{0,5}}$$

$$= 0,35 \text{ m}$$

Liquid Volumetric Flowrate, Ql

$$Q_l = \frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}}$$

$$= 26,20 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1.572 \text{ m}^3/\text{min}$$

Ql(desain)

$$= 1,1 \times Q_l$$

$$= 28,83 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 103.777 \text{ m}^3/\text{s}$$

Tinggi Liquid, Hl

Holding time, t

$$= 10 \text{ menit}$$

$$= 0,17 \text{ jam}$$

Hl

$$= Q_l \times t / A$$

$$= 44,42 \text{ m}$$

Tinggi Vessel, Ht

Jarak top ke nozzle inlet,

$$H_v = 0,06 \text{ m}$$

Jarak nozzle inlet ke level liquid maksimum,

$$H_z = 0,10 \text{ m}$$

Hshell

$$= H_l + H_v + H_z$$

$$= 44,58 \text{ m}$$

Hhead

$$= D/4$$

$$= 0,09 \text{ m}$$

Htotal

$$= H_{\text{shell}} + H_{\text{head}}$$

$$= 44,66 \text{ m}$$

Volume Vessel, Vt

Digunakan vertikal KOD dengan head tipe ellipsoidal

$$\begin{aligned} \text{Volume shell vessel, } V_s &= \frac{1}{4} D^2 \cdot H_s \\ H_{\text{shell}} &= 30,57 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Volume shell vessel, } V_s &= 313,31 \text{ m}^3 \\ \text{Volume head, } V_h &= \frac{(1/24) \phi \cdot D^3}{\phi} \\ &= 34,34 \text{ m}^3 \\ \text{Volume vessel, } V_t &= V_s + V_h \\ &= 347,65 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tebal Dinding Vessel, t

$$\begin{aligned} P_{\text{koreksi}} &= 0,05 \\ P_{\text{desain}} &= P_{\text{operasi}} + (P_{\text{operasi}} \times P_{\text{koreksi}}) \\ &= 1,05 \text{ atm} \\ R \text{ (jari-jari kolom)} &= 8,13 \text{ m} \\ \text{Welding join Effisiensi} &= 0,85 \\ \text{Tebal korosi yang diizinkan} &= 0,0001 \text{ m} \\ T &= 0,01 \text{ m} \\ &= 0,43 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal dinding Elipsoidal head

$$\begin{aligned} \text{t ellipsoidal} &= 0,004 \text{ m} \\ &= 0,17 \text{ in} \end{aligned}$$

Outside Diameter (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2t \\ &= 6,41 \text{ m} \end{aligned}$$

SPESIFIKASI TANGKI PENYIMPANAN NITROBENZENE

Fungsi	: Menyimpan bahan baku nitrobenzen				
Type	: Silinder tegak dan beratap kerucut				
Kondisi operasi	P	=	1 atm	=	14,70 Psia
	T	=	30 °C	=	303 K

1. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih *Carbon Steel* SA-283C, dengan pertimbangan :

- Mempunyai tekanan maksimum yang diijinkan cukup rendah (12650 psia)

b. Harganya lebih murah

Maximum Allowable Stress (f)	=	12650 psi
Jenis sambungan	=	Double Welded Butt Joint
Efisiensi sambungan (E)	=	0,8
Faktor koreksi (C)	=	0,125 in

2. Dimensi Tangki

a. Volume tangki

Kapasitas untuk waktu tinggal	=	30 hari
-------------------------------	---	---------

• Densitas cairan pada suhu : 30 °C

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Xi	ρ (kg/L)	Xi.ρ (kg/L)
H ₂ O	18	6,37	0,35	0,00	0,42	0,00
C ₆ H ₅ NO ₂	123	6.689,10	54,33	0,99	0,45	0,45
Jumlah	141	6.695,48	55,69	1,00	0,87	0,45

$$\rho \text{ Campuran} = 0,45 \text{ kg/l} = 28,42 \text{ lb/ft}^3$$

• Kebutuhan H₂O

H ₂ O	=	6,37 kg/jam
	=	$\frac{4.58}{9} \text{ kg /30 hari}$
C ₆ H ₅ NO ₂	=	$\frac{6.68}{9} \text{ kg/jam}$
	=	4.816.153 kg/30 hari
kebutuhan nitrobenzen 30 hari	=	4.820.742 kg/30 hari

• Menghitung volume tangki

$$\text{Vol} = \frac{\text{kebutuhan nitrobenzen}}{\text{densitas nitrobenzen}}$$

Volume	=	10.594.161 liter
Faktor keamanan	=	20%
Volume tangki	=	12.712.993 liter
		12.713 m ³

Jumlah tangki yg dibutuhkan = 2 tangki

Volume masing-masing tangki = 6.256 m³

• Diameter dan tinggi tangki

Dari persamaan 3.12 Brownell, hal 43 untuk closed tank

$$D = 8/3 H \quad \text{dan} \quad V = 1/4 \pi D^2 H$$

sehingga diperoleh persamaan

$$D = \left(\frac{32 V}{3 \pi} \right)^{1/3}$$

$$D = 14,98 \quad \text{m} = 49,13 \quad \text{ft}$$

$$H = 5,62 \quad \text{m} = 18,42 \quad \text{ft}$$

dari E Brownell, hal 346-348 , dipilih ukuran standart :

$$D = 50 \text{ ft} = 600 \text{ in}$$

$$H = 18 \text{ ft} = 216 \text{ in}$$

$$\text{Course plate} = 3$$

• Tebal shell

$$ts = \frac{P \cdot d}{2 f E} + C$$

dimana :

- ts : tebal shell, in
- d : diameter dalam
- f : allowable stress, psia
- E : efisiensi sambungan
- C : faktor koreksi, in
- P : internal pressure, lb/in²

$$P = \rho \frac{H - 1}{144}$$

dimana :

$$\rho : \text{densitas} \quad 62,37 \text{ lb/ft}^3$$

sehingga diperoleh persamaan :

$$ts = \frac{\left(\rho \frac{(H - 1)}{144} \right) \cdot d}{2 f E} + C$$

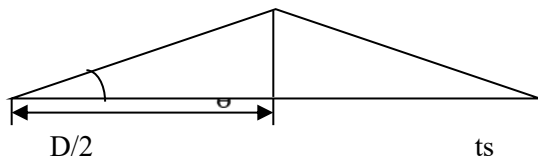
Tebal shell tiap course plate

No. Plate Course	H (ft)	ts (in)	
		Hitung	Standar

1	6	0,18919837	0,19
2	12	0,266236413	0,27
3	18	0,343274457	0,35
4	24	0,4203125	0,43

• **Tinggi dan tebal head**

a. Tinggi Head



$$\min \sin \theta = \frac{D}{430t_s}$$

Dimana :

t_s = ts pada plate course 1

Sehingga :

$$\min \theta = \arcsin \left(\frac{D}{430t_s} \right)$$

$$\min \theta = 0,66 \quad \text{rad}$$

$$= 37,73 \quad \text{degree}$$

Dipakai ; $\theta = 45 \quad \text{degree}$

$$= 0,78 \quad \text{rad}$$

Tinggi puncak head = $H_h = D/2 \tan \theta = 25 \text{ ft}$

b. Tebal head

Persamaan yang digunakan :

$$t_h = \frac{Pd}{2 f E \sin \theta} + C$$

$$t_h = 0,80 \text{ in}$$

Dipilih ukuran standar $t_h = 1 \text{ in}$

SORONG

SPESIFIKASI TANGKI PENYIMPANAN BAHAN BAKU HIDROGEN

Fungsi : Menyimpan bahan baku hidrogen
 Type : Bola (*Spherical*)
 Kondisi operasi : P = 1 atm = 14,70 Psia
 T = 30 °C = 303,15 K

1. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih Carbon Steel SA-283C, dengan pertimbangan :

- Mempunyai tekanan maksimum yang diijinkan cukup rendah (12650 psia)
- Harganya lebih murah

Maximum Allowable Stress (f) = 12650 psi
 Jenis sambungan = Double Welded Butt Joint
 Efisiensi sambungan (E) = 0,8
 Faktor koreksi (C) = 0,125 in

2. Dimensi Tangki

a. Volume tangki

Kapasitas untuk waktu tinggal = 1 hari

Densitas Gas pada Suhu = 30°C

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Xi	ρ (kg/L)	$X_i \cdot \rho$ (kg/L)
H ₂	2	335,15	166,23	0,99	0,00	0,00
N ₂	28	46,58	1,66	0,00	0,18	0,00
Jumlah	30,036	381,7304	167,9068	1,0000	0,1892	0,0047

ρ Campuran = 0,0047 kg/L

H₂ = 335,1197 kg/jam
 = 8.042 kg/hari

N₂ = 47 kg/jam

= 1.118 kg/hari

kebutuhan hidrogen 1 hari

= 9.161 kg/hari

Volume = 1.935.708 liter

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki = 2.322.850 liter = 2.323 m³ = 14.610 bbl

Jumlah tangki yg dibutuhkan = 2 tangki

Volume masing-masing tangki = 774 m³ = 774.283 liter

Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki
untuk spheris,

$$V_{\text{tangki}} = \frac{4}{3} \pi (r)^3$$

$$r = \frac{V_t \times 3}{4 \times \pi}^{1/3}$$

$$= 5,70 \text{ m}$$

$$= 18,70 \text{ ft}$$

Menghitung Tekanan Desain

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho(h-1)$$

$$= 144$$

$$= 0,036 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$= 14,69 \text{ psi}$$

$$P_{\text{abs}} = 14,73 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal.637).

Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya.

Tekanan desain pada plat ke 1 (Plat paling bawah) adalah:

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{abs}}$$

$$= 16,20 \text{ psi}$$

Menentukan Tebal Dinding

Untuk menentukan tebal dinding, persamaan yang digunakan adalah:

$$t_s = \frac{5 \times P \times L}{6 \times f}$$

(Megyesy, 1983, hal. 18)

Keterangan:

ts: Tebal, in

P: Tekanan dalam tangki, psi

f: allowable stress, psi

Material yang digunakan adalah *stainless steel* (austenitic) AISI tipe 316 (Perry, 1984).

$$\text{Maka } f = 12650 \text{ psi}$$

Ketebalan dinding (ts):

$$t_s = 0,60 \text{ in}$$

$$\text{diambil tebal standar} = 1 \text{ in}$$

SPESIFIKASI COOLER

Tugas = Mendinginkan hasil Reaktor (R-01) sebelum dikirim ke kondensor-01

Jenis = *Shell and tube*

Fluida Panas :

Tekanan = 1 atm

Suhu Masuk = 270 °C

Suhu Keluar = 190 °C

Laju alir Fluida = 7.204 kg/jam

Sifat Fisis (pada suhu rata-rata)

Kapasitas panas $C_{ph} = 5,72E+05$ j/kg.K

Konduktifitas $k_h = 0,023456172$ W/m.K

Densitas $\rho_h = 1132,788362$ kg/m³

Viskositas $\eta_h = 1,58E-05$ Pa.s

Fluida Dingin :

Medium Pendingin :

Air pada tekanan 1 atm

Alokasi

Shell Side

Suhu masuk

$T_{c1} = 25^\circ\text{C}$

Suhu keluar

$T_{c2} = 50^\circ\text{C}$

Suhu rata-rata

$T_{c, \text{avg}} = (T_{c1} + T_{c2}) / 2 = 37,5^\circ\text{C}$

Kenaikan suhu

$\Delta T_c = T_{c2} - T_{c1} = 25^\circ\text{C}$

* Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})} \right)} = 191,183272^\circ\text{C}$$

* Parameter rasio suhu (R & S)

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = 3,20 ; S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}} = 0,10$$

* Faktor koreksi untuk LMTD (Ft)

untuk jenis HE, nilai R dan S tertentu, maka nilai Ft dapat diperoleh dari fig. 18, 19, 20, 21, 22, dan 23 (Kern, 1950)

Diperoleh : $F_t = 0,96$

* Mean Temperature Difference (MTD)

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} = 183,53 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Overall Coefficient (Ud)

Untuk pendinginan bahan organik dengan pendingin air, kisaran nilai Ud dapat diperoleh dari Table 12.1 (Coulson & Richardson, 1983)

Diperoleh :	Ud, min =	250	W/m ² .K
	Ud, max =	750	W/m ² .K
Dipilih :	Ud =	250	W/m ² .K

Luas Total Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m} = 3,65\text{E}+01 \text{ m}^2 = 393,0 \text{ ft}^2$$

Perancangan Bagian Tube

Spesifikasi

Tube

Dipilih tube dengan spesifikasi sebagai berikut (Perry, 1984: hal 11-10) :

Diameter luar	OD =	1,00	in
	=	25,40	mm
	=	0,03	m
Birmingham Wire Gage (BWG)=		16,00	BWG
Diameter dalam	ID =	0,87	in
	=	0,02	m
Tebal tube	t =	0,07	in
	=	0,00	m
Panjang tube	Lt =	12,00	ft
	=	3,66	m

Tube Side Coefficient

Luas tampang 1 buah tube	$A_{fl} = \pi/4 \text{ OD}^2 =$	0,0003	m^2
Jumlah tube per pass	$N_{tp} = N_t / (\text{tube pass}) =$	63,5	
Luas tampang total tiap pass di tube	$A_{ft} = N_{tp}.A_{fl} =$	0,024	m^2
Fluks massa aliran di tube	$G_t = W_h / A_{ft} =$	295952,85	kg/jam. m^2
Kecepatan linier aliran di tube	$u_t = G_t / \rho_h =$ $=$	261,26 0,072	m/jam m/dtk
Bilangan Reynold	$Re_t = \rho_h.u_t.ID / \eta_h =$	1,15E+05	
Bilangan Prandtl	$Pr_t = c_{ph}.\eta_h / k_h =$	385,09	
Persamaan umum untuk perancangan exchanger (persamaan Sieder and Tate) :			

$$Nu = C Re^{0.8} Pr^{0.33} \left(\frac{\eta}{\eta_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Coulson and Richardson, 1983 : hal 537})$$

Dimana :	$C =$	0,021	(untuk gas)
	$=$	0,023	(untuk cairan encer)
	$=$	0,027	(untuk cairan kental)
	$=$	1	(untuk gas dan cairan encer)

Sehingga diperoleh :	Bilangan Nusselt	$Nu_t =$	1834,69
----------------------	------------------	----------	---------

Koefisien transfer panas inside tube	$h_i = Nu_t.k_h / ID =$	1947,454	$\text{W/m}^2.\text{K}$
Koefisien transfer panas inside tube dengan dasar diameter luar			
	$h_{io} = h_i.ID / OD =$	1694,28	$\text{W/m}^2.\text{K}$

Shell Side Coefficient

Diameter ekivalen	$d_e = \frac{1.1}{OD} (p_t^2 - 0.917 OD^2) =$	0,018	m
Luas tampang aliran	$A_s = \frac{(p_t - OD)}{p_t} ID_s L_b =$	0,037	m^2
Fluks massa aliran di shell	$G_s = W_c / A_s =$	2,18E+05	kg/jam. m^2
Kecepatan linier aliran di shell	$u_s = G_s / \rho_c =$ $=$	148,30 0,04	m/jam m/dtk
Bilangan Reynold	$Re_s = \rho_c.u_s.d_e / \eta_c =$	9482916,7	

Persamaan untuk koefisien transfer panas akibat aliran air dapat menggunakan persamaan :

$$h_o = 4200(1.35 + 0.02 T_{c,avg}) \frac{u_s^{0.8}}{d_e^{0.2}}$$

(Coulson and Richardson, 1983 : hal 540)

Sehingga diperoleh :

Koefisien transfer panas outside tube $h_o = 385,59 \text{ W/m}^2.\text{K}$

Clean Overall Coefficient (U_c) $U_c = h_{io}.h_o / (h_{io} + h_o) = 314,1 \text{ W/m}^2.\text{K}$

Dirt Factor Minimum

Dari Table 12.2 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 516), diperoleh :

Koefisien *Fouling Factor Organics Liquid*

$h_{id, \max} = 5000 \text{ W/m}^2.\text{K}$
 Sehingga : $R_{di} = 1 / h_{id, \max} = 0,0002 \text{ m}^2.\text{K/W}$
 $R_{dio} = R_{di}.OD / ID = 0,0002 \text{ m}^2.\text{K/W}$

Koefisien Fouling Factor Coolings Water

$h_{od, \max} = 5000 \text{ W/m}^2.\text{K}$
 $R_{do} = 1 / h_{od, \max} = 0,0002 \text{ m}^2.\text{K/W}$

Minimum Dirt Factor $R_{d, \min} = R_{dio} + R_{do} = 0,0004 \text{ m}^2.\text{K/W}$

Dirt Factor Design

$R_d = (U_c - U_{d, \text{kor}}) / c.U_{d, \text{kor}} = -9,93\text{E-}04 \text{ m}^2.\text{K/W}$

Perhitungan Pressure Drop

Tube Side Pressure Drop

Bilangan Reynold Inside Tube $Re_t = 115012,57$

Dari Fig. 12.24 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 541), diperoleh :

Faktor friksi Inside Tube $f_f = 0,8$

Pressure Drop (Pers. 12.20, Coulson and Richardson, 1983 : hal 542)

$$\Delta P_t = N_{pt} \left(8J_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_h u_t^2}{2} = 1572,46 \text{ Pa}$$

$$= 0,23 \text{ Psi}$$

(Syarat : $DP < 2 \text{ psi}$, terpenuhi)

Shell Side Pressure Drop

Bilangan Reynold Outside Tube (Shell) $Re_s = 10211057,2$

Dari Fig. 12.30 (Coulson and Richardson, 1983 : hal 547), diperoleh :

Faktor friksi Outside Tube (Shell) $f_f = 0,04$

Pressure Drop (Pers. 12.26, Coulson and Richardson, 1983 : hal 548)

$$\Delta P_s = 8J_f \left(\frac{ID_s}{d_e} \right) \left(\frac{L_t}{L_b} \right) \frac{\rho_c u_s^2}{2}$$

$$= 94,67 \quad \text{Pa}$$

$$= 0,0117726 \quad \text{Psi}$$

(Syarat : $DP < 10 \text{ psi}$, terpenuhi)



SPESIFIKASI ALAT REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan Nitrobenzene dan Hidrogen menjadi Anilin
Jenis Alat : Fixed Bed Multitube
Suhu Operasi : 270 °C
Tekanan Operasi : 1,7 atm
Laju Alir Masuk :

Kondisi Operasi di Reaktor

T operasi : 270 °C
Treferensi : 25 °C
R : 8,314 kg/jam

Menentukan panas reaksi pembentukan standar (ΔH_f)

Komponen	A	B	C	ΔH_f standar
				Kj/mol
C ₆ H ₅ NO ₂				67,6
H ₂				0
C ₆ H ₅ NH ₂	105,261	-7,35E-02	3,76E-05	86,86
H ₂ O				-241,8

T standar (298K)

$$\begin{aligned}\Delta H_f &= \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -396,74 - 67,6 + 0 \\ &= -464,34 \text{ Kj/mol}\end{aligned}$$

Menghitung energi Gibbs pembentukan standar (ΔG_f)

komponen	A	B	C	ΔG_f standar
				Kj/mol
C ₆ H ₅ NO ₂	0	0,00E+00	0,00E+00	158
H ₂				0
C ₆ H ₅ NH ₂	84,822	2,67E-01	2,26E-05	166,69
H ₂ O				-228,6

T standar (298K)

$$\begin{aligned}\Delta G_f &= \sum \Delta G_f \text{ produk} - \sum \Delta G_f \text{ reaktan} \\ &= -290,51 - 158 + 0 \\ &= -448,51 \text{ Kj/mol} \quad (\text{reaksi ini berlangsung secara spontan})\end{aligned}$$

Mencari nilai konstanta kesetimbangan (K)

$$\Delta G_f = \frac{R.T.\ln K}{K} \quad \text{atau} \quad \ln \frac{K}{K_o} = - \frac{\Delta H_f 298}{R} \times \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_o} \right)$$

dimana : ΔG_f = energi bebas gibs (Kj/mol)
 R = konstanta gas (j/mol.K)
 T = suhu (K)
 K = konstanta kesetimbangan reaksi

$$\ln K = - \frac{\Delta G_f}{R \times T}$$

$$\ln K = - \frac{-448,51}{8,314 \times 298,15}$$

$$\ln K = 180,937$$

$$K = 3,8E+78$$

Menentukan Kinetika Reaksi

Konstanta reaksi K_a berdasarkan persamaan arhenius:

$$K_a = A.e(E_a/R.T)$$

Keterangan:

K_a : Konstanta laju reaksi (m³/kmol.s)

A : Konstanta factor eksponensial

E_a : Energi Aktivasi (J/Kmol)

R : 8,21E-05 m³.atm/kmol.K

T : Suhu (K)

Menghitung factor eksponensial (A) berdasarkan persamaan Collision/tumbukan untuk reaksi yang melibatkan 2 gas yang berbeda, maka hubungannya adalah sebagai berikut:

$$A_{ex} = \prod D(AB)^2 \times N_A \frac{8K_b^{1/2}}{\prod \mu}$$

Keterangan:

N_A : bilangan Avogadro yang merepresentasikan jumlah gas dalam satuan volume : 6,02E+23/kmol

DAB : jarak antara molekul A dan B (m)

K : Konstanta boltzman : 1,38E-23 J/K

μ : Reduksi massa A dan B (kg)

Mencari DAB

$$DAB = \frac{1}{2} (r_a + r_b)$$

Keterangan :

ra : jarak antara molekul senyawa C₆H₅NO₂ (m)

rb : jarak antara molekul senyawa H₂ (m)

$$r_{C_6H_5NO_2} = \text{Å} \quad \text{m}$$

$$r_{H_2} = 2,915 \text{ Å} \quad 2,92E-10 \text{ m}$$

Sumber : buku Chemical Engineering Kinetic JM. Smith Tabel 11.1

Mencari nilai $r_{C_6H_5NO_2}$

$$\begin{aligned} V_b &= (6 \times \text{Atom C}) + (5 \times \text{atom H}) + (2 \times \text{atom O}) + (1 \times \text{atom N}) \\ &= (6 \times 14,8) + (5 \times 3,7) + (2 \times 9,1) + (1 \times 7) \\ &= 132,5 \text{ cm}^3/\text{hml} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r_{C_6H_5NO_2} &= 1,18 \times V_b^{1/3} \\ &= 52,11 \text{ Å} \\ &= 5,211E-09 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} DAB &= \frac{1}{2} (r_a + r_b) \\ &= \frac{1}{2} 5,211E-09 + 2,9E-10 \\ &= 2,75E-09 \text{ m} \end{aligned}$$

Mencari nilai μ

$$\begin{aligned} \text{BM } C_6H_5NO_2 &= 123,11 \text{ Kg/Kmol} \\ \text{BM } H_2 &= 2 \text{ Kg/Kmol} \\ \mu &= \frac{\text{BM } C_6H_5NO_2 \times \text{BM } H_2}{\text{BM } C_6H_5NO_2 + \text{BM } H_2} \\ &= \frac{123,11 \times 2}{123,11 + 2} \\ &= 1,97 \text{ Kg} \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} A_{ex} &= \frac{\pi \cdot D(AB)^2}{4} \times N_A \frac{8K_b^{1/2}}{\pi \mu} \\ &= 1,278E-16 \text{ m}^3/\text{Kmol.s} \end{aligned}$$

menghitunga nilai E_a

$$\begin{aligned} E_a &= \Delta H_f - R \times T \\ &= 76,41 - 8,314 \times 543,15 \end{aligned}$$

$$= 71895,25$$

nilai konstanta laju reaksi

$$K_a = A \cdot e^{(E_a/R.T)}$$

$$= 1,27841E-16 \exp \frac{71895,25}{8,314 \times 543,15}$$

$$= 1,059E-09$$

Kondisi Umpan Masuk Reaktor

$$\begin{array}{llll} \text{Suhu} & T_0 = & 200 & ^\circ\text{C} = 473,15 \text{ K} \\ \text{Tekanan} & P_0 = & 1,7 & \text{atm} \end{array}$$

No	Komponen	BM	Fw	Fm	yi	yi.Bmi
		kg/kmol	kg/jam	kmol/jam		
1	H ₂	2,0000	332,4600	166,2300	0,7423	1,4846
2	N ₂	28,0140	46,5677	1,6623	0,0074	0,2080
3	C ₆ H ₅ NO ₂	123,0000	6815,4300	55,4100	0,2474	30,4347
4	H ₂ O	18,0000	6,5738	0,3652	0,0016	0,0294
5	C ₆ H ₅ NH ₂	93,0000	25,0000	0,2688	0,0012	0,1116
			7226,031	223,9363	1,0000	32,2682

Kondisi Pendingin Masuk Reaktor

Medium Pendingin = Air

Dipilih : karena memiliki range suhu penggunaan antara dibawah dari 500 C

$$\begin{array}{llll} \text{Suhu Approach} & \Delta T = & 50 & ^\circ\text{C} \\ \text{Suhu} & T_p^0 = & 220 & ^\circ\text{C} = 493,15 \text{ K} \\ \text{Jumlah} & F_{wp} = & 6.208 & \text{kg/jam} \text{ kebutuhan air di reaktor} \end{array}$$

Sifat Fisis Pendingin

$$\begin{array}{llll} \text{Berat Molekul} & B_{mp} = & 18 & \text{kg/kmol} \\ \text{Densitas} & \rho_p = & 1,0000 & \text{g/cm}^3 = 1000 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Kapasitas Panas} & C_{pp} = & 0,0001 & \text{kal/g.K} = 94,1118 \text{ J/kg.K} \\ \text{Viskositas} & \mu_p = & 3,2040 & \text{kg/m.jam} \\ \text{Konduktifitas Panas} & k_p = & 0,1219 & \text{W/m.K} = 438,8400 \text{ J/jam.m.K} \end{array}$$

Menghitung densitas campuran

diketahui :

$$\begin{array}{lll} \text{persen nitrobenzene} & = & 99\% \\ \text{Densitas nitrobenzene} & = & 1200 \text{ kg/m}^3 \\ \text{persen hidrogen} & = & 99\% \end{array}$$

$$\text{densitas hidrogen} = 0,9 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho = (\% \text{nitrobenzene} \times \rho \text{ nitrobenzene}) + (\% \text{hidrogen} \times \rho \text{ hidrogen})$$

$$\begin{aligned} \text{densitas campuran} &= (99\% \times 1200 + (99\% \times 0,9)) \\ &= 1188,00 + 0,089 \\ &= 1188,089 \text{ Kg/m}^3 \end{aligned}$$

Laju volumetrik umpan reaktor

$$\begin{aligned} V_0 &= \frac{F \text{ in total}}{\rho \text{ mix}} \\ &= \frac{7226,008 \text{ Kg/jam}}{1188,089 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 6,082 \text{ m}^3 / \text{jam} \\ &= 0,101 \text{ m}^3 / \text{menit} \end{aligned}$$

Konsentrasi umpan reaktor

$$\begin{aligned} C_A &= \text{IPA} \\ C_{Ao} &= \frac{F_{Ao}}{V_0} \\ &= \frac{7226,008 \text{ Kmolel/jam}}{6,082 \text{ m}^3 / \text{jam}} \\ &= 1188,089 \text{ Kmolel/m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung Volume Reaktor

diketahui :

$$\begin{aligned} \text{densitas campuran} &= 1188,089 \text{ Kg/m}^3 \\ \text{massa} &= 7226,008 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\rho = \frac{m}{v}$$

$$1188,089 = \frac{7226,008}{V}$$

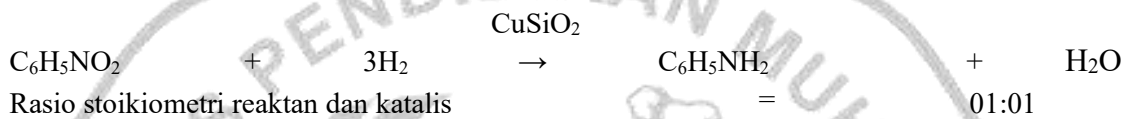
$$V = \frac{7226,008}{1188,089}$$

$$= 6,082 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

spesifikasi katalis

Jenis	=	Cu-SiO ₂		
		Padat		
Bentuk	=	(granular)		
Porositas	e =	0,5		
True Density	rs =	2482	kg/m ³	2,4818 g/cm ³
	rb = rs (1 -			
Bulk Density	e) =	1240,900	kg/m ³	
Diameter Katalis	Dp =	0,2	cm	= 0,002 m

4. Menghitung Massa Katalis



Mr C ₆ H ₅ NO ₂	=	123,11	Kg/Kmol	
Mr H ₂	=	2	Kg/Kmol	
Mr CuSiO ₂	=	123,63	Kg/Kmol	
Mol C ₆ H ₅ NH ₂	=	55,4100	Kmol	
Mol H ₂	=	166,2300	Kmol	
Mol katalis	=	mol reaktan		
	=	mol C ₆ H ₅ NO ₂	+	mol H ₂
	=	55,410	+	166,230

$$\text{Massa (Kg)} = \text{mol} \times \text{Mr}$$

$$221,640 \text{ Kmol}$$

Massa katalis :

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 221,640 \times 123,63 \\ \text{Massa} &= 27.401 \text{ kg} \\ \text{Massa} &= 27401,353,20 \text{ g} \end{aligned}$$

Menghitung Volume Total Tumpukan Katalis

$$\begin{aligned} \rho \text{ katalis} &= 2,4818 \text{ g/mL} \\ V &= \frac{W}{\rho \text{ katalis}} \\ V &= \frac{27401,35 \text{ Kg}}{2481,8 \text{ Kg/m}^3} \\ V &= 0,091 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung Tinggi Tumpukan Katalis Yang Dibutuhkan

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, table 11)

NPS	=	0,5	in	
Sch. No.	=	40		
Diameter luar (OD)	=	0,84	in	0,021 m
Diameter dalam (ID)	=	0,622	in	0,016 m

Perhitungan tinggi katalis dengan volume 1 buah tube adalah :

$$V = W / \rho \text{ katalis}$$

$$Z = 4W / \pi \cdot ID^2 \cdot \rho_{\text{katalis}}$$

Maka tinggi katalis :

$$Z = \frac{4 \times 27401,35}{3,14 \times 0,000^2 \times 2482}$$
$$Z = \frac{109605,4128}{1,945}$$
$$Z = 56349,15024 \text{ m}$$

Dipilih tinggi tube standar = 24 ft 7,3152 m

Sehingga didapat tinggi tumpukan katalis :

$$Z = 80\% \times \text{tinggi tube yang dipilih}$$
$$Z = 80\% \times 7,3152 \text{ m}$$
$$Z = 5,852 \text{ m}$$

Menghitung Jumlah Tube (Nt)

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$Nt = \frac{\text{tinggi katalis per tube}}{\text{tinggi katalsi keseluruhan}}$$
$$Nt = \frac{56349,150}{5,852}$$
$$Nt = 9629 \text{ tube}$$

Tube

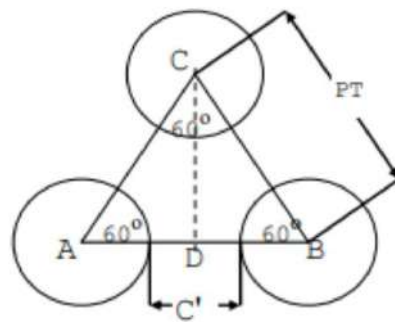
Ukuran tube (Kern,1983):

Susunan tube	=	Triangular pitch		
Bahan	=	Stainless steel		
Diameter nominal (NPS)	=	1,5	in	
Diameter luar (OD)	=	1,9	in	0,048 m 0,158 ft
Diameter dalam (ID)	=	1,61	in	0,041 m 0,134 ft
Schedule number	=	40		

$$\text{Luas penampang} = 2,04 \text{ in}^2 \quad 0,001 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal pipa} &= \frac{(\text{OD}-\text{ID})}{2} \\ &= \frac{1,9 - 1,61}{2} \\ &= 0,145 \text{ in} \\ &= 0,004 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak antar pusat pipa (PT)} &= 1,25 \times \text{OD} \\ &= 1,25 \times 1,9 \\ &= 2,375 \text{ in} \\ &= 0,060 \text{ m} \end{aligned}$$



Shell

Bahan yang digunakan adalah Carbon Steel SA 167 grade 11 type 316

ukuran shell

1. Diameter dalam shell (IDs)

$$\text{IDs} = \left(\frac{4 \cdot 0,866 \cdot N_t \cdot P_t^2}{\pi} \right)^{0,5} \quad (\text{Brownell \& Young, 1979})$$

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= \frac{4 \times 0,866 \times N_t \times P_t^2}{\pi}^{0,5} \\ &= \frac{4 \times 0,866 \times 9628,78 \times 0,004}{3,14}^{0,5} \\ &= \frac{121,3790473}{3,14}^{0,5} \\ &= 6,217 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal Shell

Spesifikasi bahan	=	Stainless steel SA 167 Grade 11 type 316
Tekanan yang diizinkan (f)	=	18,75 psi
Efisiensi sambungan (E)	=	0,8 double welded joint
Corrosion allowance ©	=	0,25 in

Tebal shell dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{p \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot p} + C \quad (\text{Brownell \& Young})$$

Dengan,

t_s = tebal shell, (in)

p = tekanan dalam reaktor, (psi)

E = efisiensi sambungan

r_i = jari-jari dalam shell, (in)

f = tekanan maksimum yang diizinkan, (psi)

C = *Corrosion allowance* (0,25)

Tekanan dalam shell

Tekanan desain diambil 20% diatasnya, maka :

P = 1 atm

P_d = tekanan dalam shell

P_d = 20% x P

= 0,2 x 1

= 0,2 atm

= 2,939 psi

t_s = $\frac{2,939 \times \frac{6,217}{2}}{18,75 \times 0,8 - 0,6 \times 2,939} + 0,25$

= $\frac{9,13699161}{11,021925} + 0,25$

= 1,079 in

= 0,027 m

Diamater luar shell (ODs)

$$\begin{aligned} \text{ODs} &= \text{IDs} + 2 \times t_s \\ &= 6,217 + 2 \times 0,027 \\ &= 6,272 \text{ m} \end{aligned}$$

Head Dan Bottom

Bentuk *head* dan *bottom* ang digunakan adalah *torisphericl flanged and dished head* yang sesuai dengan kisaran tekanan system yaitu 15-200 psi. bahan yang digunakan untuk membuat *head* dan *bottom* sama dengan bahan *shell carbon steel SA 283 grade C*. Tebal *head* dapat dihitung dari persamaan :

Menentukan *inside radius corner* (icr) dan *corner radius* (rc)

Tebal Head

Jenis : *Torispherical Dished Head*

Spesifikasi: $r = ID = 6,22 \text{ m}$
 $= 244,80 \text{ In}$

$$t_h = \frac{0.885 P_d r}{f E - 0.1 P_d} + C$$

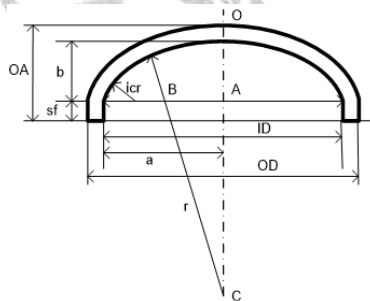
Diperoleh : $t_h = 43,54 \text{ In}$

Dipilih : Ukuran standar, $t_h = 0,375 \text{ in (3/8 (in))}$
 $= 0,01 \text{ m}$

Menentukan jarak puncak dengan straight flange (*Tinggi Head*)

Dipilih : $sf = 2 \text{ In}$

$icr = 6\% ID = 14,68 \text{ in}$



$$a = ID/2 = 122,39 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 107,70 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 230,09 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 203,32 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 41,45 \text{ in}$$

$$OA = b + sf + t_h = 43,82 \text{ in}$$

Sehingga diperoleh tinggi *head*:

$$= 43,82 \text{ in}$$

$$= 1,11 \text{ m} \quad 111,31 \text{ cm}$$

Tinggi Reaktor

tinggi reaktor merupakan penjumlahan dari tinggi katalis, tinggi head,tinggi ruang kosong,tinggi inner ballast

Tinggi katalis	=	585,216	cm	
Tinggi head	=	111,316	cm	
Tinggi ruang kosong	=	6	in	15,24 cm
Tinggi inner ballast	=	6	in	15,24 cm

Tinggi Reaktor = Tinggi Katalis+2*Tinggi Head+2*Tinggi Ruang Kosong+2*tinggi innert ballast

Tinggi Reaktor = 868,8081 cm **8,688** m



SPESIFIKASI ALAT VAPORIZER

Fungsi : Mengubah fasa feed dari liquid menjadi gas
 Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-7
 Suhu Masuk : 90 °C
 Suhu Keluar : 215 °C

Menghitung LMTD (*Log Mean temperature Difference*)

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h1} - T_{c2}) - (T_{h2} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{(T_{h1} - T_{c2})}{(T_{h2} - T_{c1})} \right)}$$

$$LMTD = 33,97 \text{ K}$$

Rasio Parameter Suhu R dan S

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}}$$

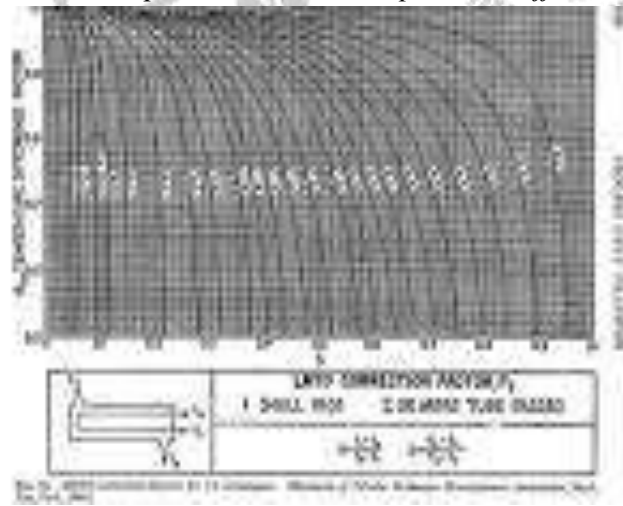
$$R = 0,16$$

$$S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

$$S = 25$$

Mean Temperature Difference

Jenis HE diperoleh dari nilai *Temperature Difference Factor* (Ft)



(Sumber: Kern, 1950 ; Fig 18-23, Pg. 828-833)

$$F_t = 0,8$$

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm}$$

$$= 27,17$$

Total Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m}$$

$$= 55,1 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Tube

diperoleh Table 11.12 Perry

<i>Outside Diameter</i>	OD =	1 in
<i>Birmingham Wire Gage</i>	BWG =	16
<i>Thickness</i>	t =	0,065 in
<i>Inside Diameter</i>	ID =	1,12 in
<i>Length</i>	L =	12 ft
<i>Tube Sheet Thickness</i>	tts =	25 mm
<i>Diameter Shell</i>		16 in

Panjang tube efektif $L_{t,eff} = L_t - 2 \text{ tts} = 3,60 \text{ m}$ m

Luas permukaan 1 buah tube $As1 = \phi \cdot L_t \cdot OD = 0,30 \text{ m}^2$

Jumlah tube yang diperlukan $N_t = A / As1 = 189 \text{ tube}$

Overall Coeficient

$$U_{d,kor} = \frac{(Q/3600)}{A_{kor} \Delta T_m}$$

$$= 500 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Pressure Drop

$$\Delta P_t = N_p t \left(8 J_f \left(\frac{L_t}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_h u_t^2}{2}$$

$$= 172 \text{ psi}$$

SPESIFIKASI PERHITUNGAN ALAT MENARA DISTILASI

1. Menara Distilasi-01

Fungsi : Memisahkan Air dari Nitrobenzen dan Anilin

Output yang diinginkan

Distilat

LK: H₂O 99%

HK : C₆H₅NH₂ 1%

Keterangan :

- LK : Light Key Component (LK), komponen ringan.
- HK : Heavy Key Component (HK), komponen berat.

A. Data Neraca Massa Distilasi-01 (MD-01)

Tabel 1. Komposisi Aliran Feed (umpan) Distilasi MD-01

Komponen	BM	kmol	kg	Fraksi mol (%)	kg/jam	Fraksi massa	x _F
C ₆ H ₅ NO ₂	123	1,10	135,73	0,01	135,73	0,02	0,01
C ₆ H ₅ NH ₂	93	54,58	5075,51	0,33	5075,51	0,71	0,33
H ₂ O	18	108,61	1955,03	0,66	1955,03	0,27	0,66
Total		164,29	7166,27	1,00	7166,27	7166,27	1,00

Tabel 2. Komposisi Aliran Distilat (top) Distilasi MD-01

Komponen	BM	Laju Alir Molar	Fraksi Mol	Laju Alir Massa	Fraksi Massa	x _D
		kmol/jam		kg/jam		
C ₆ H ₅ NO ₂	123	0,01	0,00	0,68	0,00	0,00
C ₆ H ₅ NH ₂	93	0,27	0,00	25,38	0,01	0,00
H ₂ O	18	107,53	1,00	1935,48	0,99	1,00
Total		107,81	1,00	1961,54	1,00	1,00

Tabel 3. Komposisi Aliran Keluaran Reboiler (Bottom) Distilasi MD-01

komponen	BM	Laju Alir Molar	Fraksi Mol	Laju alir massa	Fraksi Massa	x _B
		kmol/jam		kg/jam		
C ₆ H ₅ NO ₂	123	1,10	0,02	135,05	0,03	0,02
C ₆ H ₅ NH ₂	93	54,30	0,96	5050,13	0,97	0,96
H ₂ O	18	1,09	0,02	19,55	0,00	0,02
Total		56,49	56,49	1,00	5204,73	1,00

B. Menentukan Kondisi Operasi Umpan MD-01

a. Menentukan Kondisi Operasi Umpan

Tabel 4. Antoine Komponen pada MD-01 (sumbe: Irianian)

komponen	A	B	C
C ₆ H ₅ NO ₂	7,53814	2018,37	222,575
C ₆ H ₅ NH ₂	7,29291	1668,15	193,636
H ₂ O	8,07131	1730,63	233,426

- Bubl Point (kondisi umpan cair jenuh)

Temperatur, T	111	°C	383,793	K
Tekanan, P	1	atm	1	bar

Tabel 5. Perhitungan T Bubl umpan destilasi

komponen	kmol	Zi,f = Xi,f	log (Pi ^{sat})	Pi ^{sat} (mmHg)	Pi ^{sat} (bar)	Ki, f	Yi (Ki.Xi)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	0,01	1,48	30,32	0,04	0,04	0,00
C ₆ H ₅ NH ₂	54,58	0,33	1,81	64,77	0,09	0,09	0,03
H ₂ O	108,61	0,66	3,04	1101,69	1,47	1,45	0,97
Total	164,29	1,00				GoalSeek	1,00

b. Menentukan Kondisi Operasi Aliran Distilat MD-01

*Note : Aliran distilat menggunakan condenser total

- Dew Point (kondisi distilat sebelum masuk kondensor)

Temperatur, T	101	°C	374,408	K
Tekanan, P	1	atm	1	bar

Tabel 6. Perhitungan T Dew Distilat MD-01

Komponen	kmol	Zi	log (Pi ^{sat})	Pi ^{sat} (mmHg)	Pi ^{sat} (bar)	Ki,d	Xi (Xi,d/Ki)
C ₆ H ₅ NO ₂	0,01	0,00	1,31	20,20	0,03	0,03	0,00
C ₆ H ₅ NH ₂	0,27	0,00	1,64	43,26	0,06	0,06	0,04
H ₂ O	107,53	1,00	2,90	795,01	1,06	1,05	0,95
Total	107,81	1				GoalsSeek	1,00

- Bubl Point (kondisi distilat setelah melewati kondensor)

Temperatur, T	90	°C	363,490	K
Tekanan, P	1	atm	1	bar

Komponen	kmol	Zi	log (Pi ^{sat})	Pi ^{sat} (mmHg)	Pi ^{sat} (bar)	Ki,d	Xi (Xi,d.Ki)
C ₆ H ₅ NO ₂	0,01	0,00	1,09	12,28	0,02	0,02	0,00
C ₆ H ₅ NH ₂	0,27	0,00	1,42	26,30	0,04	0,05	0,00
H ₂ O	107,53	1,00	2,73	533,38	0,71	1,00	1,00
Total	107,81	1				GoalSeek	1,00

Tabel 7. Perhitungan T Bulb Distilat MD-01

c. Menentukan Kondisi Operasi Aliran Bottom Distilat MD-02 (Bulb Point)

- Bulb Point (kondisi bottom cair jenuh)

Temperatur, T	154	°C	427,093	K
Tekanan, P	1	atm	1	bar

Tabel 8. Perhitungan T Bulb Bottom

Komponen	kmol	Xi,d	log (Pi ^{sat})	Pi ^{sat} (mmHg)	Pi ^{sat} (bar)	Ki,d	Xi (Xi,d.Ki)
C ₆ H ₅ NO ₂	1,10	0,02	2,18	150,50	0,20	0,40	0,01
C ₆ H ₅ NH ₂	54,31	0,96	2,49	311,58	0,42	0,82	0,79
H ₂ O	1,09	0,02	3,60	4014,79	5,35	10,57	0,20
Total	56,50	1,00					1,00

C. Menentukan Stage Minimum (NM)

Menentukan jumlah tahap minimum dengan metode Fenske

Tabel 9. Perhitungan α Average MD-01

Komponen	Ki			α			α average
	B	F	D	B	F	D	
C ₆ H ₅ NO ₂	0,40	0,04	0,02	1,00	1,00	1,00	1,00
C ₆ H ₅ NH ₂	0,82	0,09	0,05	2,07	2,14	2,14	2,11
H ₂ O	10,57	1,45	1,00	26,68	36,34	43,43	35,05

$$x_{LK,D} = 1,00$$

$$x_{HK,D} = 0,00$$

$$x_{LK,B} = 0,96$$

$$x_{HK,B} = 0,02$$

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_D \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_B}{\log \alpha_{LK}}$$

$$(d_{LK}/d_{HK}) = 19488,44$$

$$(b_{HK}/b_{LK}) = 0,02$$

$$N_m = 3,17 \text{ stage}$$

α_{LK} , Distilat	=	43,46
α_{LK} , Bottom	=	1,00
α_{LK} , Average	=	6,59

D. Menghitung Refluk Minimum

Menghitung refluks minimum dengan metode Underwood I dan II

Buku : Geankoplis

Asumsi θ awal	=	18,600
----------------------	---	---------------

Nilai θ trial hingga
(Geankoplis, 1993, p.668)

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$$

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1$$

$V_f = 0$ (umpan berada dalam kondisi cair jenuh)

Tabel 10. Perhitungan Refluk Minimum dan Teta					
Komponen	α Average	XF	$(\alpha \cdot XF) / (\alpha - \theta)$	XD	$(\alpha \cdot XD) / (\alpha - \theta)$
C ₆ H ₅ NO ₂	1,00	0,01	0,00	0,00	-1,00
C ₆ H ₅ NH ₂	2,11	0,33	-0,04	0,00	-1,00
H ₂ O	35,07	0,66	1,41	1,00	2,00
Total		1,00	1,37	1,00	0,00

R_m (Refluk Minimum)

$$= 0,366$$

R_{op} (Refluk Operasi)

$$= 0,512$$

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R_m (Geankoplis, 1993)

E. Menghitung Jumlah Tahap (Tray) Teoritis dan Aktual

Menentukan jumlah tahap teoritis dengan metode Gilliland.

Korelasi Gilliland dari grafik lalu diubah ke dalam formula matematika oleh Molokanov

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp \left(\left(\frac{1 + 54.4X}{11 + 117.2X} \right) \left(\frac{X - 1}{\sqrt{X}} \right) \right) \quad X = \frac{R - R_m}{R + 1}$$

$$R_m = 0,366$$

$$R = 0,512$$

$$X = 0,097$$

$$(N - N_m) / (N + 1) = 0,557$$

$$N_m = 3,170$$

$$N = \frac{8,412}{9} \text{ Tahap Teoritis}$$

Mencari Tahap Aktual

Umumnya menggunakan perkiraan efisiensi berada dalam rentang 30-80% (Towler 2020, hal 700)

Jika diambil $E_o = 0,7$

N Aktual	11,43	Tahap
	12	Tahap

F. Menentukan Lokasi Umpan (*feed stage*)

Menentukan Lokasi tahap umpan masuk pada menara distilasi 1 menggunakan Metode Kirkbride

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{X_{F,HK}}{X_{F,LK}} \right) \left(\frac{X_{B,LK}}{X_{D,HK}} \right)^2 \right]$$

$$N_R + N_S = N$$

$$\begin{aligned} Z_{HK,F} &= 0,01 \\ Z_{LK,F} &= 0,661 \\ X_{LK,B} &= 0,019 \\ X_{HK,D} &= 0,997 \\ B &= 5204,729 \\ D &= 1961,540 \\ N_R/N_S &= 0,094 \end{aligned}$$

$N_R =$	1,0	rectifying section (stages atas)
$N_S =$	11,0	stripping section (stages bawah)
Total =	12,0	untuk membuktikan
Maka, Feed Stage berada di stage:		
$N_s =$	10,97113335	= 11

G. Perhitungan Komposisi Komponen di Distilat dan Reboiler

Diketahui

$$V_{n+1} = L_n + D$$

keterangan

V_n = Laju alir molar uap yang masuk kondenser

L_n = Laju alir molar bahan yang di refluk dari akumulator

D = Laju alir molar distilat

R = Rasio Refluk

Dimana

$$R = L_n/D$$

$$L_n = R * D$$

$$L_n = 0,51 \times 107,81$$

$$L_n = 55,18 \text{ kmol/jam}$$

$$V_n = 55,18 + 107,81$$

$$V_n = 162,98 \text{ kmol/jam}$$

Tabel 11. Neraca Massa Condensor (CD) dan Akumulator (V)

komponen	BM	XD	Aliran 9		Aliran 10		Aliran 11	
			Laju Alir Uap		Laju Alir Refluk		Laju Alir Distilat	
			kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h
C ₆ H ₅ NO ₂	123	0,00	0,01	1,03	0,00	0,35	0,01	0,68
C ₆ H ₅ NH ₂	93	0,00	0,41	38,37	0,14	12,99	0,27	25,38
H ₂ O	18	1,00	162,56	2926,10	55,03	990,61	107,53	1935,48
Sub Total		1,00	162,98	2965,49	55,18	1003,95	107,81	1936,54
Total (kg/jam)			2965,49		2965,49			

Diketahui

$$L_m = L_n + (q \times F)$$

$$L_m = L_1 + (q \times F)$$

$$L_m = 219,47 \text{ kmol/jam}$$

$$V_n = V_m + ((1-q) \times F)$$

$$V_m = V_n - ((1-q) \times F)$$

$$V_m = 162,98 - 0$$

$$V_m = 162,98 \text{ kmol/jam}$$

$$B = L_m - V_m$$

$$B = 219,47 - 162,98$$

$$B = 56,49 \text{ kmol/jam}$$

Keterangan:

L_m = Laju alir molar liquid masuk reboiler

V_m = Laju alir molar uap vapor reboiler

B = Laju alir molar bottom distilat

F = Laju alir molar umpan

*q diasumsikan 1

Table 12. Neraca Massa Reboiler

komponen	BM	XB	Aliran 12		Aliran 13		Aliran 14	
			Feed Reboiler		Setelah Reboiler		Laju Alir Bottom	
			kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h
C ₆ H ₅ NO ₂	123	0,0194	4,27	524,72	3,17	389,67	1,10	135,05
C ₆ H ₅ NH ₂	93	0,9613	210,98	19621,68	156,68	14571,24	54,30	5050,13
H ₂ O	18	0,0192	4,22	75,96	3,13	56,41	1,09	19,55
Sub Total		1	219,47	20222,04	162,98	15017,32	56,49	5204,73
Total (kg/jam)			20222,04		20222,04			

H. Menghitung Tinggi Destilasi

Berdasarkan plate spacing Towler, pada umumnya jarak antar plate yang digunakan ialah 0,16m – 1m (Towler 2020, Hal 693)

Digunakan jarak antar plate = 0,6m

Tinggi Menara Distilasi -01 (H)

H = Jumlah tray actual x Plate spacing

= 12 x 0,6 m

= 7,2 m

Jarak tray = 0,6 cm

I. Menghitung Berat Molekul Campuran

Tabel 13. Berat Molekul Komponen Campuran							
Komponen	Bm	Zi,f	BMf	Xi,D	BMd	Xi,B	BMb
			kg/kmol		kg/kmol		kg/kmol
C ₆ H ₅ NO ₂	123	0,01	0,83	0,00	0,01	0,02	2,39
C ₆ H ₅ NH ₂	93	0,33	30,89	0,00	0,24	0,96	89,40
H ₂ O	18	0,66	11,92	1,00	17,95	0,02	0,35
Total		1,00	43,62	1,00	18,20	1,00	92,14

J. Menghitung Densitas Campuran Liquid dan Vapor

Tabel 14. Data Properties Densitas Cairan				
Density, $\rho = A.B^{(-1-T/T_c)^n}$				
Komponen	A	B	Tc	n
C ₆ H ₅ NO ₂	0,3614	0,24731	719	0,2857
C ₆ H ₅ NH ₂	0,3119	0,25	699	0,28571
H ₂ O	0,3471	0,274	643,13	0,28571

Sumber : Yaws,1999

- Menghitung Densitas Liquid Umpan Destilasi

T Feed = 101C 374,41K

Tabel 15. Densitas Campuran Umpan				
Komponen	(1-T/Tc) ⁿ	ρ (kg/m ³)	x _F	ρ_c (kg/m ³)
C ₆ H ₅ NO ₂	0,81	1121,38	0,01	7,53
C ₆ H ₅ NH ₂	0,80	949,70	0,33	315,47
H ₂ O	0,78	951,98	0,66	629,35
Total	2,39	3023,05	1,00	952,36

- Menghitung Densitas Liquid Top Destilais

T Distilat = 90C 363,49K

Tabel 16. Densitas Campuran Distilat				
Komponen	$(1-T/T_c)^n$	ρ (kg/m ³)	x _D	ρ_c (kg/m ³)
C ₆ H ₅ NO ₂	0,82	1132,74	0,00	0,06
C ₆ H ₅ NH ₂	0,81	959,73	0,00	2,43
H ₂ O	0,79	962,97	1,00	960,49
Total	2,42	3055,44	1,00	962,97

- Menghitung Densitas Campuran Bottom

$$T_{\text{Bottom}} = 154^\circ\text{C} = 427,09\text{K}$$

Tabel 16. Densitas Campuran Distilasi				
Komponen	$(1-T/T_c)^n$	ρ (kg/m ³)	x _B	ρ_c (kg/m ³)
C ₆ H ₅ NO ₂	0,77	1064,10	0,02	20,68
C ₆ H ₅ NH ₂	0,76	898,93	0,96	864,17
H ₂ O	0,73	895,66	0,02	17,22
Total	2,27	2858,69	1,00	902,07

- Menghitung Densitas Campuran Vapor

$$\begin{aligned} T_{\text{distilat}} &= 90^\circ\text{C} = 363,49\text{ K} \\ T_{\text{bottom}} &= 154^\circ\text{C} = 427,09\text{ K} \\ P_{\text{operasi}} &= 1\text{ atm} \\ R &= 0,082\text{ m}^3\text{ atm/kmol.K} \\ \rho_{\text{gas}} &= \frac{P \times \text{BM}}{R \times T} \times \text{fraksi mol} \end{aligned}$$

Tabel 18. Densitas Campuran Vapor					
komponen	BM (kg/kmol)	Distilat		Bottom	
		x _D	ρ (kg/m ³)	x _B	ρ (kg/m ³)
C ₆ H ₅ NO ₂	123	0,00	0,000	0,02	0,048
C ₆ H ₅ NH ₂	93	0,00	0,006	0,96	1,787
H ₂ O	18	1,00	0,422	0,02	0,007
Total		1,00	1,00	0,427	1,00

K. Menghitung Mixture Surface Tension

Berdasarkan buku Yaws, 1999. Tabel 9.1 Surface Tension ditentukan oleh :

$$\text{Sigma} = A \times (1-T/T_c)^n$$

(Sumber : Yaws, 1999)

Tabel 19. Mixture surface tension pada distilat						
Komponen	A	T _c	n	σ (dyne/cm)	X _D	σ_m (N/m)
C ₆ H ₅ NO ₂	79,44	719,00	11362,00	0,00	0,00	0,00
C ₆ H ₅ NH ₂	77,26	699,00	1,08	66,53	0,00	0,00

H ₂ O	132,67	647,13	0,96	114,92	1,00	0,11
Total				181,44	1,00	0,11

Tabel 20. Mixture surface tension pada bottom						
Komponen	A	Tc	n	σ (dyne/cm)	XB	σm (N/m)
C ₆ H ₅ NO ₂	79,44	719,00	11362,00	0,00	0,02	0,00
C ₆ H ₅ NH ₂	77,26	699,00	1,08	59,06	0,96	0,06
H ₂ O	132,67	647,13	0,96	102,36	0,02	0,00
Total				161,41	1,00	0,06

L. Menghitung Diameter Menara Distilasi(MD-01)

1. Menentukan Liquid Vapor Flow

Menentukan Liquid Vapor Flow Factor dicari berdasarkan (pers 11.82, Towler Hal 720)

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

Dimana :

L_w = Laju alir massa liquid (kg/s)

V_w = Laju alir massa vapor (kg/s)

Menentukan Flv Distilat :

Diketahui L_n = 0,275 (kg/s)
V_n = 0,824 (kg/s)
ρ_v = 0,427 kg/m³
ρ_L = 962,973 kg/m³
Flv Distilat = 0,007

Menentukan Flv Bottom :

Diketahui : L_m = 5,617 (kg/s)
V_m = 4,171 (kg/s)
ρ_v = 1,842 kg/m³
ρ_L = 0,061 kg/m³
Flv Bottom = 0,061

2. Menentukan Nilai K1

Konstanta K1 di tentukan melalui kurva flooding velocity, sieve plates (sumber. Towler 2020, Fig.11.29 Hal. 720)

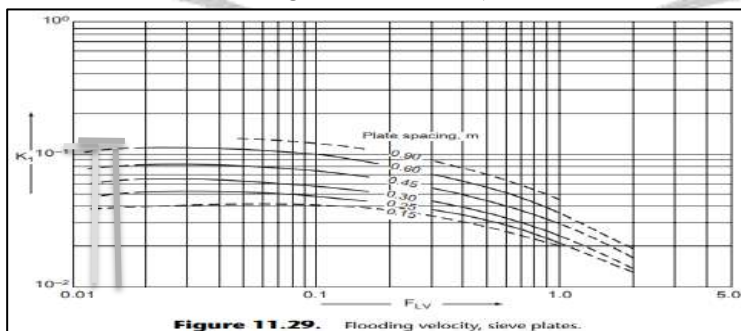


Plate spacing digunakan 0,6 m
 K1 top = 0,12 (garis biru)
 K1 bottom = 0,08 (garis oren)

K1 untuk σ tertentu (koreksi):

$$K_1^* = K_1 \times \left[\frac{\sigma}{0,02} \right]^{0,2}$$

(Sumur : Towler 2020, Hal 721)

Maka, diperoleh :

K1 top = 0,170
 K1 bottom = 0,010

3. Menentukan Flooding Vapor Velocity (Uf)

Flooding vapor velocity ditentukan dengan persamaan 11.81 sebagai berikut

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

Keterangan : uf : kecepatan flooding uap (m/s)
 K 1 : Konstanta Flv

(sumber : Pers. 11.81, Towler 2020, Hal. 720)

Flooding Vapor Velocity untuk Top & Bottom Distilasi

uf Top = 8,078 m/s
 uf Bottom = 0,227 m/s

Untuk estimasi design, digunakan 80%-85% dari flooding velocity (uf) digunakan flooding velocity 80% (Towler, Hal. 720)

Didapatkan *Flooding* pada *maximum flowrate design (un)*

un Top = 6,463
 un Bottom = 0,182

4. Menghitung Maximum Volumetric Rate

Maxium volumetric rate dicari terhadap top dan bottom, sebagai berikut : (sumber. Towler 2020, Hal 732)

$$\begin{aligned} \text{Top Maximum volumetric Rate} &= \frac{V_n \times \text{BM}}{\rho_v \times 3600} = \frac{162,98}{0,427} \times \frac{18,20}{3600} \\ &= 1,93 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bottom Maximum volumetric Rate} &= \frac{V_m \times \text{BM}}{\rho_v \times 3600} = \frac{162,98}{1,842} \times \frac{92,14}{3600} \\ &= 2,265 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Max. Volumetric Liquid Rate} &= \frac{L_m \times BM}{\rho_L \times 3600} \\
 &= \frac{219,47}{902,07} \times \frac{92,14}{3600,00} \\
 &= 0,006 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan Net Area yang dibutuhkan

Menentukan Net Area (A_n) pada bagian top dan bottom (sumber. Towler 2020, hal 732)

$$\text{Net Area} = \frac{\text{Max. Volumetric Rate}}{\text{Max. Rate Flooding}}$$

$$\text{Top Net Area} = 0,30 \text{ m}^2$$

$$\text{Bottom Net Area} = 12,46 \text{ m}^2$$

6. Menghitung Downcomer Area (A_d)

Untuk trial pertama digunakan downcomer area 12% dari luas total ternyata berpengaruh terhadap waktu tinggal menjadi <3s maka dibuat 16% (sumber. Towler 2020, hal 734)

$$A_d = \frac{\text{Net Area}}{(1-0,16)}$$

$$A_d \text{ Top} = 0,35 \text{ m}^2$$

$$A_d \text{ Bottom} = 14,80 \text{ m}^2$$

7. Menghitung Diameter Kolom (D_c)

Diameter kolom distilasi dapat ditentukan dengan rumus berikut :

$$D_c = \sqrt{\frac{A_d \times 4}{\pi}}$$

(Sumber. Towler, 2020, Hal 734)

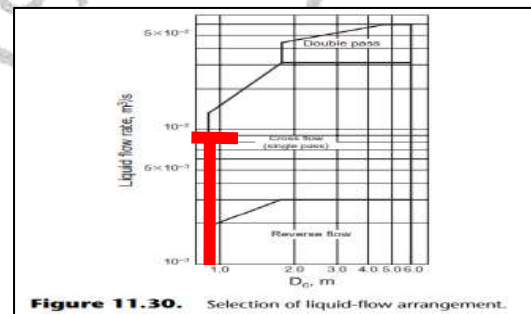
$$\text{Diameter Top} = 0,67 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Bottom} = 4,34 \text{ m}$$

M. Menentukan Liquid flow pattern

Menentukan liquid flow pattern dengan mencari Max. Volumetric rate (sumber. Towler 2020, hal 734)

Selanjutnya, dicari dengan fig.11.30 (Towler,2020) :



Berdasarkan grafik diatas, dengan membandingkan antara diameter kolom (D_c) dan Max. Volumetric Rate, diperoleh bahwasannya pola aliran yang digunakan adalah Cross dan Flow (single pass)

N. Perancangan Plate

Berikut ini merupakan Langkah-langkah untuk merancangkan plate : (sumber. Towler 2020, hal 720).

Diameter yang diperoleh 5 m jika disesuaikan dengan design properties of pipe melalui data NPS dengan pendekatan sebuah nilai inside diameter (ID) 191 incih

Diameter kolom (D_c)	=	2,98 m	(Brownell, hal 390; Appendix K)
luas Kolom (A_c)	=	6,97	
Luas <i>downcomer</i> (A_d)	=	16% A_c	= 1,12 m ²
Luas <i>net area</i> (A_n)	=	$A_c - A_d$	= 5,86 m ²
Luas <i>active area</i> (A_a)	=	$A_c - 2A_d$	= 4,74 m ²
Luas <i>hole area</i> (A_h)	=	10% A_a	= 0,47 m ²
panjang <i>weir</i> (l_w)	=	dari fig.17.39 (Towler, hal.872)	
$(A_d/A_c) \times 100\%$	=	6,25	

Selanjutnya mencari nilai l_w/d_c dari fig. 11.33 (Towler 2020)



Maka, diperoleh bahwasannya Panjang weir :

l_w/D_c	=	0,63	fig.17.39 (Towler, hal.872)
l_w	=	0,63	x 2,98
	=	1,8774	m

Menentukan Dimensi Weir :

1. Tinggi Weir

Ketinggian weir untuk kolom distilasi yang beroperasi di atas tekanan atmosferik antara 40-90mm (Towler, hal 725)

Weir Height

The height of the weir determines the volume of liquid on the plate and is an important factor in determining the plate efficiency (see Section 11.10.4). A high weir will increase the plate efficiency but at the expense of a higher plate pressure drop. For columns operating above atmospheric pressure, the weir heights will normally be between 40 mm and 90 mm (1.5 and 3.5 in.); 40 to 50 mm is recommended. For vacuum operation, lower weir heights are used to reduce the pressure drop; 6 to 12 mm (¼ to ½ in.) is recommended.

Digunakan tinggi weir (h_{weir})

$$h_{weir} (hw) = 50 \text{ mm}$$

2. Diameter Hole

Diameter hole pada umumnya berkisaran antara 2,5-12mm biasanya digunakan diameter hole sebesar 5 mm (Towler, hal 720).

Hole Size

The hole sizes used vary from 2.5 to 12 mm; 5 mm is the preferred size. Larger holes are occasionally used for fouling systems. The holes are drilled or punched. Punching

digunakan diameter hole (d_{hole}):

$$d_{hole} = 5 \text{ mm}$$

3. Tebal Plate

Untuk material plate stainless steel, tebal plate yang digunakan ialah 5 mm

thickness. For carbon steel, hole sizes approximately equal to the plate thickness can be punched, but for stainless steel the minimum hole size that can be punched is about twice the plate thickness. Typical plate thicknesses used are 5 mm (3/16 in.) for carbon steel, and 3 mm (12 gauge) for stainless steel.

$$t_{plate} = 5 \text{ mm}$$

(Towler, Hal 727)

O. Melakukan Check Weeping

(sumber. Towler 2020)

$$L_m = 219,47$$

$$BM = 92,14$$

$$\begin{aligned} \text{Max. Liq rate } (L_w) &= \frac{L_m \times BM}{3600} \\ &= 5,62 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Min. Liq rate } (L_w \text{ min}) &= 70\% \times \text{max. liquid rate} \\ &= 3,93 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{max, } h_{ow} &= 750 \frac{L_w. \text{ Max}}{\rho L \times l_w} \times 0,67 \\
 &= 750 \frac{5,62}{902,07 \times 1,88} \times 0,67 \\
 &= 38,633 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

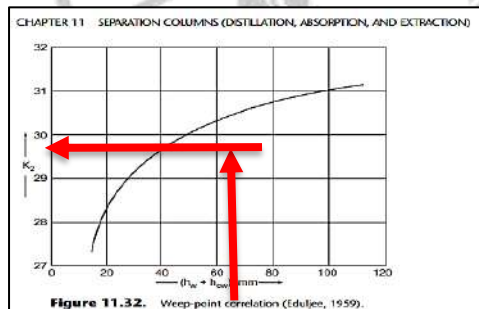
$$\begin{aligned}
 \text{min. } h_{ow} &= 750 \frac{L_w. \text{ Min}}{\rho L \times l_w} \times 0,67 \\
 &= 750 \frac{3,93}{902,07 \times 1,88} \times 0,67 \\
 &= 30,457 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Minimum rate} &= h_{ow} + h_w = 30,457 + 50 \\
 &= 80,457 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

Menentukan Nilai K₂

Nilai K₂ ditentukan dari kurva *weep point correlation*

Pada gambar 11.32, Towler hal 724



Diperoleh : K₂ = 30,4

Selanjutnya mencari *actual min. vapor* (Towler, hal 720)

$$\begin{aligned}
 (u_h)_{\min} &= \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{0,5}} \\
 &= \frac{30,4 - 0,9}{1,842} \times \frac{25,4 - 5}{0,5} \\
 &= 8,8720 \text{ m/s} \quad (\text{weeping point})
 \end{aligned}$$

actual min.
vapor velocity

$$= \frac{\text{minimum vapor rate}}{Ah}$$

$$= 3,345 \text{ m/s} \quad (\text{sudah terpenuhi karena } v \text{ lebih besar dari weeping point})$$

new actual min.
vapor =

$$\frac{\text{minimum vapor rate}}{7\% Aa} = 4,7782 \text{ m/s}$$

P. Perhitungan Plate Pressure Drop

1. Menghitung maximum vapor velocity, yang melewati holes

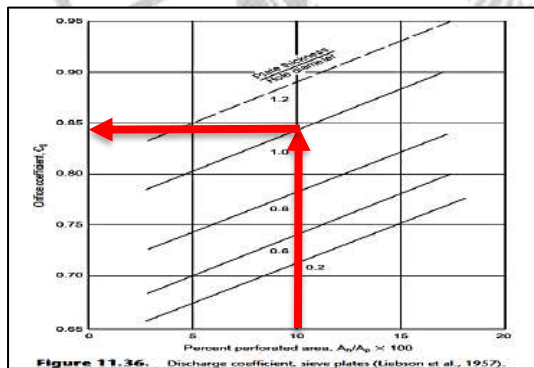
Laju uap max. (uh) max
(Towler, Hal 721)

$$\frac{Q_v}{10\% Ah} \quad (*\text{rule of thumbs, Wallas, 1990})$$

$$4,778 \text{ m/s}$$

Mencari tebal plate/ d(hole) =
dengan nilai $Ah / Aa * 100 =$

$$\frac{1}{10}$$



Dari kurva *Discharge coefficient*

$$\text{didapat kan CO} = 0,84$$

(Pers.11.88, Towler, Hal 728)

$$hd = 51 \frac{uh^2}{CO} \frac{\rho v}{\rho L}$$

$$= 51 \frac{4,778^2}{0,84} \frac{1,842}{902,07}$$

$$= 3,369 \text{ mm liquid}$$

Menentukan *residual head* (h_r),

$$h_r = \frac{12,5 \times 103}{\rho L} \quad (\text{Pers.11.89, Towler, Hal 729})$$

$$h_r = \frac{12,5 \times 103}{902,073}$$

$$h_r = 13,85 \text{ mm liquid}$$

Menentukan *pressure drop* total pada *plate* (h_t)

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \quad (\text{Pers.11.90, Towler, Hal 730}) \\ &= 3,369 + 80,475 + 13,85 \\ &= 97,68 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Nilai h_t yang diperoleh 97,68 mm
149.66 mm/plate is considered acceptable

(Pers.11.87 Towler, Hal 728)

$$\begin{aligned} \text{Plate pressure drop} &= 0,01 \times h_t \times \rho L \\ &= 0,01 \times 97,68 \times 13,85 \\ &= 864,43 \text{ Pa} \\ &= 0,01 \text{ atm} \\ &= 0,00 \text{ psi} \end{aligned}$$

Plate pressure drop kecil sehingga dapat diterima dan di lanjutkan mencari downcomer liquid back-up.

Q. Menghitung Downcomer Liquid Back-Up

Untuk menghitung downcomer liquid back-up terdiri dari beberapa Langkah diantaranya sebagai berikut :

1. Menentukan tinggi *bottom edge* dari apron di atas *plate* :

$$\begin{aligned} h_{ap} &= h_w - (5-10 \text{ mm}) \\ h_{ap} &= h_w - 10 = 50 - 10 \\ &= 40 \text{ Mm} \end{aligned}$$

Berdasarkan persamaan 11.93 (Towler, Hal 731) untuk area dibawah

$$\begin{aligned} \text{downcomer, } A_{ap} &= h_{ap} \times l_w = 0,04 \times 1,877 \\ &= 0,075 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

2. Menentukan *head loss* pada *downcomer* (h_{dc})

$$\begin{aligned}
 h_{dc} &= 166 \frac{L_{w \max}^2}{\rho L A_m} \quad (\text{pers. 11.92. Towler, hal. 731}) \\
 &= 166 \frac{5,62^2}{902,07 \times 0,08} \\
 &= 1,14 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan *backup in downcomer* (h_b),

$$\begin{aligned}
 h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \quad (\text{pers. 11.92. Towler, Hal. 730}) \\
 &= 179,28 \text{ mm} \\
 &= 0,18 \text{ m} \\
 h_b &\leq 1/2 (\text{plate spacing} + \text{tinggi weir}) \\
 0,18 &\leq 0,325 \text{ m}
 \end{aligned}$$

maka, nilai *plate spacing* = 0,6 m dapat di terima

4. Menentukan waktu tinggal *downcomer* (t_r)

$$\begin{aligned}
 t_r &= \frac{A_d h_b \rho L}{L_{w \max}} \quad (\text{pers. 11.95. Towler, hal. 732}) \\
 &= \frac{1,12 \times 0,18 \times 902,07}{5,62} \\
 &= 32,113 \text{ s}
 \end{aligned}$$

Downcomer Residence Time

Sufficient residence time must be allowed in the downcomer for the entrained vapor to disengage from the liquid stream, to prevent heavily "aerated" liquid being carried under the downcomer.

A time of at least 3 seconds is recommended.

Residence times > 3 s, maka syarat terpenuhi = 0,535 menit

R. Melakukan *Check Entrainment*

Melakukan *check entrainment* dengan menyelesaikan Langkah dibawah ini

Melakukan *check entrainment* dengan menyelesaikan langkah dibawah ini

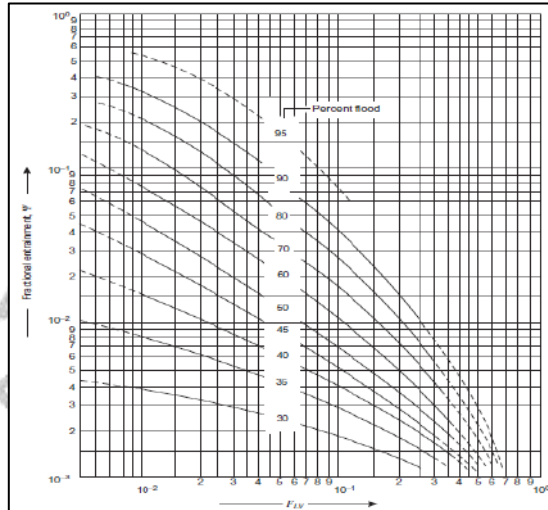
$$\begin{aligned}
 uv &= \frac{Q_v}{A_n} \\
 &= \frac{2,265}{5,856} \\
 &= 0,39 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{percent flooding} &= \frac{uv}{uf} \\
 &= \frac{0,39}{0,23}
 \end{aligned}$$

$$= 1,70 \quad \%$$

$$= 0,02$$

$$FLV = 0,06 \quad (\text{bottom})$$



dari kurva *entrainment correlation* untuk sieve plate, diperoleh $\psi = 0,0052 < 0,1$, syarat terpenuhi (Towler, hal.732)

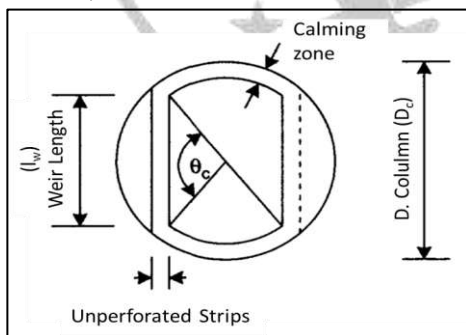
Trial Layout

Pada perancangan kolom distilasi ini, menggunakan konstruksi tipe cartridge, dengan tebal unperforated strip disekeliling plate, dengan adge 50 mm, lebar calming zone yaitu 50 mm

Tebal tepi plate = 0,05 m

Calming zone = 0,05 m

Towler, Hal. 737



S. Menghitung perforated Area

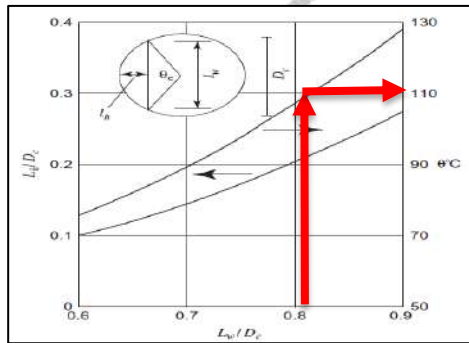
Berikut ini merupakan Langkah dalam menghitung *perforated area* (Towler, 2020 hal 732)

Perbandingan lw/D_c

$$\frac{lw}{D_c} = \frac{1,877}{2,98} = 0,63$$

Berdasarkan grafik dibawah ini diperoleh bahwa :

dengan sudut subtended $\theta_c = 110^\circ$



sudut tepi plate pada
unperforated strip

$$= 180^\circ - 110^\circ = 70$$

Panjang *unperforated edge strip*

$$= D_c - \text{lebar unperforated edge strip} \times \pi \times \text{sudut tepi } 180^\circ$$

$$= 2,98 - 0,05 \times 3,14 \times 70$$

$$= 3,58 \text{ m}$$

Area of unperforated edge strips

$$= \left(\text{Lebar unperforated} \times \text{Panjang unperforated edge strip} \right)$$

$$= 0,05 \times 3,58$$

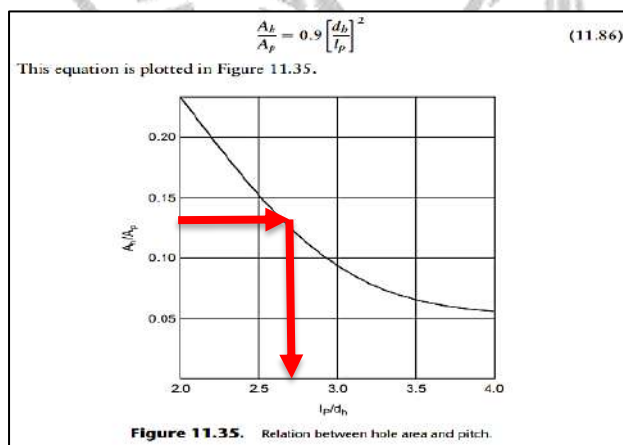
$$= 0,179 \text{ m}^2$$

Area of calming zone rata-rata

$$= lw + \text{lebar unperforated}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,877 + 0,05 \\
 &= 1,927 \text{ m} \\
 \text{Area of calming zone} &= 2 \left(\begin{array}{l} \text{Area of calming zone rata-rata} \\ \times \text{Lebar unperforated strip} \end{array} \right) \\
 &= 2 \quad 1,927 \times 0,05 \\
 &= 0,1927 \text{ m}^2 \\
 \text{Menentukan total area perforation (Ap)} &= Aa - \left(\begin{array}{l} \text{Area of unperforated edge strips} \\ - \text{Area of calming zone} \end{array} \right) \\
 &= 4,369 \text{ m}^2 \\
 \frac{Ah}{Ap} &= \frac{0,474}{4,369} = 0,109
 \end{aligned}$$

Dari kurva *hole area-pitch* diperoleh nilai $l_p/d_h = 2.8$. Hal ini menunjukkan dengan range normal l_p/d_h yaitu 2.5 - 4.0 (Gambra 11.35, Towler, hal 727)



T. Menghitung Jumlah Plate

Jumlah lubang pada plate ditentukan pada persamaan berikut :

(sumber. Towler, hal 732)

$$\begin{aligned}
 \text{Luas satu lubang} &= \frac{\pi \cdot d^2}{4} \\
 &= \frac{\pi}{4} \times 0,005^2 \\
 &= 0,000019625 \text{ m}^2 \\
 \text{Jumlah lubang} &= \frac{A_h}{\text{Luas satu lubang}} \quad (\text{Towler, hal. 737}) \\
 &= \frac{0,474}{0,000019625} \\
 &= 24155 \text{ lubang}
 \end{aligned}$$

U. Menentukan Tebal *Shell* kolom

Bahan Sheel dipilih :	Stainles Steel SA 167 tyoe 304 tabel 13.1			
Spesifikasi	Tensile strength			
	Allowwable stresses (<i>f</i>) =	75000	psi	
	Corrosion allowwance (<i>c</i>) =	17000	psi	
		=	0,1	in

(Sumber : Appendix D, item 4, Brownell & Young)

$$\begin{aligned}
 P \text{ operasi} &= 1,01 \text{ bar} = 14,7 \text{ psi} \\
 \text{Diameter menara} &= 2,98 \text{ m} = 117,3 \text{ in} \\
 \text{Jari-jari menara} &= 1,49 \text{ m} = 58,6613 \text{ in} \\
 \text{Densitas} &= 902,07 \text{ kg/m}^4 \\
 P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times hA \\
 &= 902,07 \times 9,80 \times 7,2 \\
 &= 63650 \text{ Pa} \\
 &= 9,22 \text{ Psi} \\
 P \text{ total} &= P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} \\
 P \text{ total} &= 14,7 + 9,229290 \\
 P \text{ total} &= 23,92 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 10% atau lebih tinggi 25 psia dari tekanan operasi

$$\begin{aligned}
 P \text{ desain} &= 25 \text{ psia} + P \text{ total} \\
 P \text{ desain} &= 48,92 \text{ Psi} \\
 P \text{ desain} &= 3,37 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 10% atau lebih tinggi 25 psia dari tekanan operasi

$$P \text{ desain} = 25 \text{ psia} + P \text{ total}$$

$$P \text{ desain} = 48,92 \text{ Psi}$$

$$P \text{ desain} = 3,37 \text{ bar}$$

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0.6.P} + ^\circ\text{C}$$

$$\text{Maka, ts} = \frac{48,925265 \times 58,6613}{17000 \times 80\% - 29,36} + 0,1$$

$$\text{ts} = 0,31149 \text{ inch}$$

$$\text{Dipilih tebal shell standar} = 0,3125 \text{ in (*terdekat)}$$

$$= 0,3125 \text{ in (Megyesy, Hal 182)}$$

$$= 0,007 \text{ m}$$

Keterangan: (Brownell, 1959 table 13.2, p.254)

ts = Tebal shell, in

P = internal pressure, psia

ri = inside radius, in

f = allowable stresses, psi

E = joint efficiency

C = corrosion allowance, in

$$= 80\% \text{ (single welded but join with backing strip)}$$

V. Menentukan Tebal Head Kolom

Bahan yang digunakan sama dengan bahan yang digunakan untuk shell dan dipilih head jenis torispherical dished (sumber : Brownell, hal 89-93)

Bahan yang digunakan sama dengan bahan yang digunakan untuk shell dan dipilih head jenis torispherical dished (sumber : Brownell, hal.89-93)

$$\text{ID} = 117,3 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \text{ ts} = 117,95 \text{ in}$$

$$\text{OD Standar} = 38 \text{ in (terdekat)}$$

$$\text{icr} = 2,5$$

$$r = 36$$

$$\text{stress intenfication fctor} = \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{\text{icr}}{r} \right)^{0,5} \right)$$

$$= \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{2,5}{36} \right)^{0,5} \right)$$

$$= 0,82$$

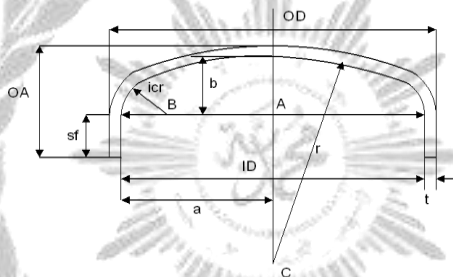
$$\begin{aligned} \text{ID koreksi} &= \text{OD} - 2ts \\ &= 37,375 \text{ in} \\ &= 0,949325 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal head kolom (th)} &= \frac{P \text{ rc } W}{2.f.E - 0,2Pa} + C \\ &= \frac{48,93}{27200} \times \frac{36}{0,2} \times \frac{0,82}{48,93} + 0,1 \\ &= 0,15 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tebal head standar} &= 0,3125 \text{ in (*terdekat)} \\ &= 0,007937516 \text{ m (Megyesy, Hal182)} \end{aligned}$$

W. Menentukan Tinggi Head Kolom

Jenis head yang digunakan ialah Torispherical Head



Gambar 1. Skema Head Jenis Torispherical head

Diketahui ketebalan Head (th) adalah : 0,0254
 $th = 0,3125 \text{ in}$ 0,0079375
 untuk ketebalan head 5/6, digunakan nilai sf sebagai berikut :
 (sumber : Table 5.6, Brownell, Hal.87)

sf	2	in	
a	ID/2	=	18,6875 in
AB	a - icr	=	16,1875 in
BC	rc - icr	=	33,5 in
AC	$(BC^2 - AB^2)^{0.5}$	=	29,32941942 in
b	rc - AC	=	6,670580576 in

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (OA)} &= sf + b + \text{tebal head} \\ &= 8,983080576 \text{ in} \\ &= 0,228170247 \text{ m} \end{aligned}$$

X. Menghitung Total Menara Distilasi

$$\text{Tinggi menara (H)} = 7,2 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head kolom atas} = 0,228170247 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head kolom bawah} = 0,228170247 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Total Kolom Distilasi} &= \text{H} + \text{Tinggi head atas} + \text{Tinggi head bawah} \\ &= 7,05 \text{ m} \end{aligned}$$

Y. Menghitung Ukuran Pipa

Untuk mengukur ukuran keseluruhan pipa pada perancangan ini dapat dicari berdasarkan persamaan 5-14 pada buku **Coulson&Richardson vol.6** (sumber : Coulson 2007)

1. Pipa masukan *feed* menara distilasi

$$\text{feed (G)} = 7166,27 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,99 \text{ kg/s}$$

$$\rho_{\text{feed}} = 952,36 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{ID Optimum} = 260 \cdot G^{0,52} \cdot \rho^{-0,37} \quad (\text{Eq.5-14, Coulson, 2007})$$

$$= 29,40 \text{ mm}$$

$$= 1,16 \text{ in}$$

Maka dipilih pipa standar :

(sumber : App. K item 2, Brownell, Hal. 387)

$$\text{Nps} = 1,25 \text{ in} \quad 1 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Sch.No} = 80,00$$

$$\text{OD} = 1,66 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,78 \text{ in}$$

2. Pipa keluaran uap kolom atas menara distilasi

$$V = 2965,49 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,82 \text{ kg/s}$$

$$\rho_{\text{uap}} = 0,427 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{ID Optimum} = 260 \cdot G^{0,52} \cdot \rho^{-0,37} \quad (\text{Eq.5-14, Coulson, 2007})$$

$$= 321,99 \text{ mm}$$

$$= 12,6 \text{ in}$$

Maka dipilih pipa standar :

(Sumber: App. K item 2, Brownell, Hal.387)

$$\text{Nps} = 12,00 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}\text{Sch.No} &= 30,00 \\ \text{OD} &= 12,75 \text{ In} \\ \text{ID} &= 12,09 \text{ In}\end{aligned}$$

3. Pipa masukan refluks menara distilasi (Eq.5-14, Coulson, 2007)

$$\begin{aligned}\text{Lo} &= 55,18 \text{ kg/jam} \\ &= 0,2 \text{ kg/s} \\ \rho \text{ cair} &= 962,97 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ID Optimum} &= 260.G^{0,52}.\rho^{-0,37} \\ &= 2,33 \text{ mm} \\ &= 0,09 \text{ in}\end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

(Sumber: App. K item 2, Brownell, Hal.387)

$$\begin{aligned}\text{Nps} &= 1,00 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 80 \\ \text{OD} &= 1,320 \text{ in} \\ \text{ID} &= 0,957 \text{ in}\end{aligned}$$

4. Pipa keluaran distilat menara distilasi (Eq.5-14, Coulson, 2007)

$$\begin{aligned}\text{D} &= 1936,95 \text{ kg/jam} \\ &= 0,54 \text{ kg/s} \\ \rho \text{ cair} &= 963,05 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ID Optimum} &= 260.G^{0,52}.\rho^{-0,37} \\ &= 14,92 \text{ mm} \\ &= 0,59 \text{ in}\end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

(Sumber: App. K item 2, Brownell, Hal.387)

$$\begin{aligned}\text{Nps} &= 0,25 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 80 \\ \text{OD} &= 1,320 \text{ in} \\ \text{ID} &= 0,957 \text{ in}\end{aligned}$$

5. Pipa keluaran bawah menara distilasi (Eq.5-14, Coulson, 2007)

$$\begin{aligned}\text{LM} &= 20188,04 \text{ kg/jam} \\ &= 5,62 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

$$\rho \text{ cair bottom} = 902,07 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 260.G^{0,52}.\rho^{-0,37} \\ &= 51,44 \text{ mm} \\ &= 2,03 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

(Sumber: App. K item 2, Brownell, Hal.387)

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 2,500 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 40 \\ \text{OD} &= 2,880 \text{ in} \\ \text{ID} &= 2,461 \text{ in} \end{aligned}$$

6. Pipa keluaran uap balik reboiler untuk menara distilasi **(Eq.5-14, Coulson, 2007)**

$$\begin{aligned} V_m &= 162,98 \text{ kg/jam} \\ &= 0,05 \text{ kg/s} \\ \rho \text{ uap bottom} &= 1,84 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 260.G^{0,52}.\rho^{-0,37} \\ &= 41,48 \text{ mm} \\ &= 1,63 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

(Sumber: App. K item 2, Brownell, Hal.387)

$$\begin{aligned} \text{Nps} &= 1,50 \text{ in} \\ \text{Sch.No} &= 80 \\ \text{OD} &= 2,380 \text{ in} \\ \text{ID} &= 1,500 \text{ in} \end{aligned}$$

7. Pipa keluaran bottom produk menara distilasi **(Eq.5-14, Coulson, 2007)**

$$\begin{aligned} B &= 5205,73 \text{ kg/jam} \\ &= 1,45 \text{ kg/s} \\ \rho \text{ cair bottom} &= 902,07 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

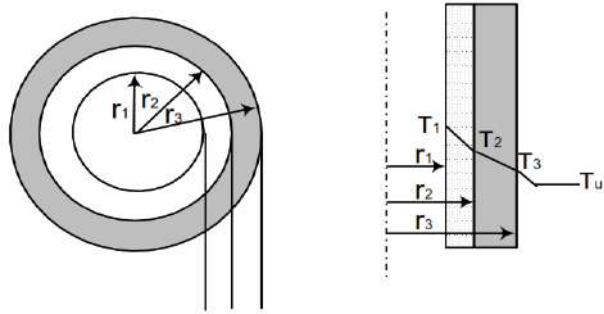
$$\begin{aligned} \text{ID Optimum} &= 260.G^{0,52}.\rho^{-0,37} \\ &= 25,40 \text{ mm} \\ &= 1,00 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dipilih pipa standar :

(Sumber: App. K item 2, Brownell, Hal.387)

Nps = 1,5 in
 Sch.No = 80,0
 OD = 1,9 in
 ID = 1,5 in

Z. Menghitung Tebal Isolasi



Gambar 2. Sistem Isolasi Menara Distilasi

Keterangan:

R1 = Jari - jari dalam *shell*
 R2 = Jari - jari luar *shell*
 R3 = Jari - jari luar setelah di isolasi
 Xs = Tebal dinding
 Xis = Tebal isolasi
 T1 = Temperatur dinding di dalam *shell*
 T2 = Temperatur dinding di luar *shell*
 T3 = Temperatur dinding isolasi

Jumlah panas yang hilang pada kolom distilasi diasumsikan bernilai 5% dari jumlah entalpi umpan. [Max. 10%, (Sumber: Ulrich, 1984)]

$$Q_{\text{loss}} = 39,57$$

$$= 39570 \text{ J/s}$$

Bahan isolasi = *Rock woll* m

Tebal dinding = 0,01 m

Jari - jari ID (R1) = 0,47 in

Jari - jari OD (R2) = 38,00 m

$$= 0,48 \text{ m}$$

Panjang area (L) = 7,20 m²

Luas area ID (A1) = 21,46 m²

Luas area OD (A2) = 21,82 m²

Luas area logaritmik = 21,64 m²

$$\begin{aligned}
 \text{Temperatur bagian dalam (} T_1 \text{)} &= 127,601 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 400,171 \text{ K} \\
 \text{Temperatur bagian luar (} T_3 \text{)} &= 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 &= 303,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Konduktivitas termal material shell

$$\begin{aligned}
 \text{distilasi (} k_A \text{)} &= 16,3 \text{ W/m K} \quad (*\text{interval 14-42 W/m.K bergantung suhu}) \\
 &(\text{Stainless Steel Type 304, Data Sheet in Temperature } 100^\circ\text{C-200}^\circ\text{C})
 \end{aligned}$$

Konduktivitas termal material

$$\begin{aligned}
 \text{isolasi (} k_B \text{)} &= 0,01 \text{ W/m K} \quad (T= 212^\circ\text{F, interval 0.038-0.049 pada } 100^\circ\text{F - } 300^\circ\text{F}) \\
 &(\text{Sumber: Walas, Stanley.M 1990, Table 8.20, Hal-222})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas area logaritmik (} A_{A\ln} \text{)} &= \frac{A_2 - A_1}{\ln (A_2/A_1)} \\
 (\text{Sumber: Geankoplis, 1993, Hal-243}) &= \frac{21,28 - 21,46}{\ln \frac{21,82}{21,46}} \\
 &= 21,641 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

1. Menghitung resistensi untuk material tebal shell (R_A) :

$$R_A = \frac{R_2 - R_1}{k_A A_{A\ln}} = \frac{0,48 - 0,47}{16,3 \times 21,6} = 0,000023$$

2. Menghitung temperatur interface (T_2)

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{T_1 - T_2}{R_A} \\
 T_2 &= T_1 - Q \times R_A \\
 &= 400,75 - 1 \times 0,000023 \text{ K/W} \\
 T_2 &= 400,75 \text{ K} \\
 &= 127,60 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung tebal isolator

$$Q = \frac{T_1 - T_3}{R_A + R_B} \quad (\text{Hal 245, Geankoplis, 1993})$$

$$R_B = \frac{T_1 - T_3 - R_A}{Q}$$

Dimana:

$$R_B = \frac{R_3 - R_2}{k_B A_{Bln}} \quad (\text{Hal 243, Geankoplis, 1993})$$

$$A_{Bln} = \frac{(2 \pi L R_3) - (2 \pi L R_2)}{\ln \frac{(2 \pi L R_3)}{(2 \pi L R_2)}}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \frac{k_B}{2 \pi L} \times \frac{R_3 - R_2}{\ln \frac{R_3}{R_2}} &= \frac{T_1 - T_3 - R_A}{Q} \\ \ln \frac{R_3}{R_2} &= \frac{k_B 2 \pi L}{Q} (T_1 - T_3 - R_A) \\ R_3 &= R_2 \times e^{(k_B 2 \pi L [(T_1 - T_3)/Q - R_A])} \\ R_3 &= 0,48 \times e^{0,000562592} \\ R_3 &= 1 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan tebal isolasi:

$$\begin{aligned} x_{is} &= R_3 - R_2 \\ &= 0,48 \text{ m} - 0,48 \\ &= 0,0003 \text{ m} \\ &= 0,03 \text{ cm} \end{aligned}$$

SPEKIFIKASI KONDENSOR

Fungsi : Mengubah fasa feed dari liquid menjadi gas

Bahan : Konstruksi Carbon Steel SA-7

Suhu masuk 100C

Suhu keluar 90C

Menghitung LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln[(T_1 - t_1) / (T_2 - t_2)]}$$

LMTD = 49,53 K

Rasio parameter suhu

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} \quad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

R = 3,07 & S = 0,13

Maen Temperatur Difference

Jenis HE diperoleh dari nilai *Temperatur Difference Factor* (Ft)

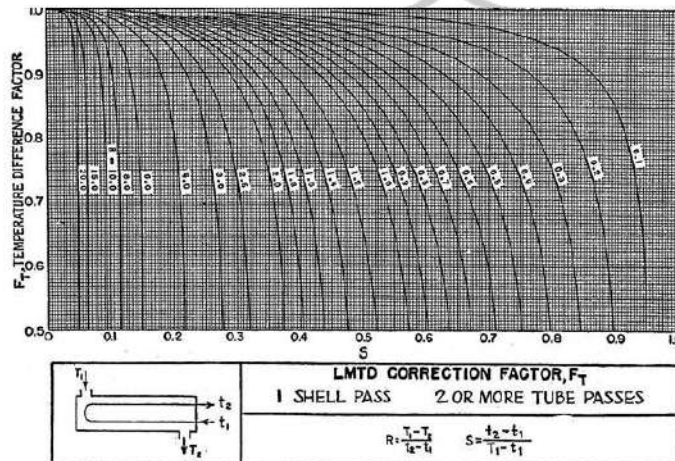


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2nd ed., New York, 1948.)

(sumber : Kern, 1950 ; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

Ft = 0,8

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm}$$

$\Delta T_m = 39,63$

Total Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q / 3600)}{U_d \Delta T_m}$$

A = 4,960 m²

Spesifikasi Tube

Diperoleh table 11.12 Perry

Outside Diameter	OD	=	2 inci
Birmingham Wire Gage	BWG	=	16
Thickness	ID	=	0,065 inci
Inside Diameter	ID	=	1,12 inci
Length	L	=	12 ft
Tube Sheel Thickness	tts	=	25 mm
Diameter		=	16 inci

Panjang tube efektif (Lf, eff)	= Lt – 2 tts	= 3,607 m
Luas permukaan 1 buah tube (As1)	= phi.Lt.CD	= 0,5834m ²
Jumlah tube yang diperlukan (Nt)	= A/As1	= 9 tube

Overall Coeficient

$$U_{d, kor} = \frac{(Q / 3600)}{A_{kor} \Delta T_m}$$

$$U_d = 0,780 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

SPEKIFIKASI ALAT HEATER

Fungsi : Memanaskan umpan masuk menara destilasi

Bahan : Konstruksi Carbon Steel SA-7

Suhu masuk 110

Suhu keluar 100

Menghitung LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln[(T_1 - t_1) / (T_2 - t_2)]}$$

LMTD = 16,370K

Rasio parameter suhu

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} \quad S = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

R = 0,4 & S = 0,7

Maen Temperatur Difference

Jenis HE diperoleh dari nilai *Temperatur Difference Factor* (Ft)

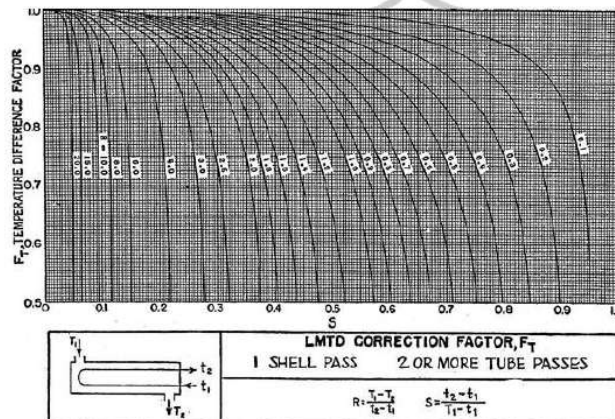


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1948.)

(sumber : Kern, 1950 ; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

Ft = 1

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm}$$

$\Delta T_m = 16,3704C$

Total Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m}$$

A = 0,0194 m²

Spesifikasi Tube

Diperoleh table 11.12 Perry

Outside Diameter	OD	=	1 inci
Birmingham Wire Gage	BWG	=	16
Thickness	ID	=	0,065 inci
Inside Diameter	ID	=	0,87 inci
Length	L	=	16 ft
Tube Sheel Thickness	tts	=	25 mm
Diameter		=	16 inci

Panjang tube efektif (Lf, eff)	= Lt – 2 tts	= 4,82 m
Luas permukaan 1 buah tube (As1)	= phi.Lt.CD	= 0,38 m ²
Jumlah tube yang diperlukan (Nt)	= A/As1	= 1 tube

Overall Coeficient

$$U_{d, kor} = \frac{(Q / 3600)}{A_{kor} \Delta T_m}$$

$$U_d = 0,7890 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

SPESIFIKASI ALAT REBOILER

Fungsi = Memanaskan feed untuk kembali ke distilasi
 Bahan Konstruksi = *Stainless Steel*
 Suhu masuk = 154 °C
 Suhu keluar = 172 °C
 Menghitung LMTD (*Log Mean Temperature Difference*)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln[(T_1 - t_1) / (T_2 - t_2)]}$$

LMTD = 42,875681 K

Rasio parameter suhu

$$R = \frac{T_{h1} - T_{h2}}{T_{c2} - T_{c1}} = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{T_{h1} - T_{c1}}$$

R = 5 & S = 0,04

Mean Temperature Difference

Jenis HE diperoleh dari nilai *Temperature Difference Factor*

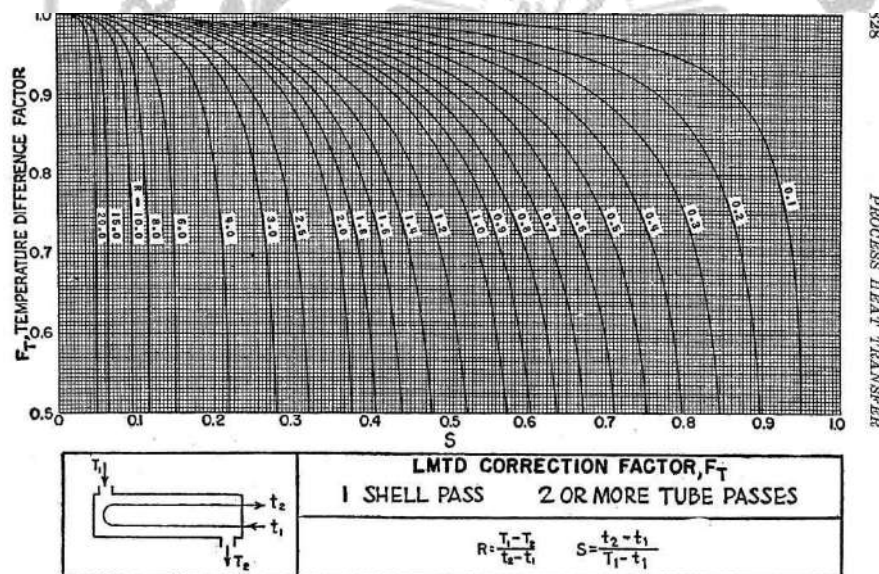


FIG. 18. LMTD correction factors for 1-2 exchangers. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

(Sumber : Kern,1950; Fig. 18-23, Pg. 828-833)

$F_t = 0,99$

$$\Delta T_m = 42,446$$

$$\Delta T_m = F_t \Delta T_{lm}$$

Total Luas Perpindahan Panas

$$A = \frac{(Q/3600)}{U_d \Delta T_m}$$

$$A = 1,134 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Tube
diperoleh Table 11.12 Perry

Outside Diameter	OD = 1	in
Birmingham Wire Gage	BWG = 16	
Thickness	t = 0.065	in
Inside Diameter	ID = 1.12	in
Length	L = 12	ft
Tube Sheet Thickness	tts = 25	mm
Diameter Shell		16 in

$$\text{Panjang tube efektif (Lt,eff)} = L_t - 2 \text{ tts} = 3.6$$

$$\text{Luas permukaan 1 buah tube (As1)} = \phi \cdot L_t \cdot O \cdot D = 0.29$$

$$\text{Jumlah tube yang diperlukan (Nt)} = \frac{\text{Luas total}}{\text{As1}} = 3,88$$

Overall Coefficient

$$U_{d, \text{kor}} = \frac{(Q/3600)}{A_{\text{kor}} \Delta T_m}$$

$$U_d = 972,4057 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Pressure Drop

$$\Delta P_f = N_p t \left(8 f_l \left(\frac{L_{e,l}}{ID} \right) + 2.5 \right) \frac{\rho_s u_{e,l}^2}{2}$$

$$\Delta P = 91.309.562$$

SPESIFIKASI POMPA PROSES

Fungsi : Mengalirkan Zat dari Heater 01 ke Vaporaizer01
 Type : *Centrifugal pump*

1. Menghitung Laju Alir Pompa

a. Menghitung densitas cairan (ρ)

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	yi	ρ (kg/L)	yi. ρ (kg/L)
C ₆ H ₅ NO ₂	123	681,43	55,41	0,9999	0,441596095	2,264285575
H ₂ O	18	0,10	0,005555556	0,0001	0,409474429	0,000244832
Total		6823,371	55,41555556	1,000000	0,851070525	2,26453058

b. Laju alir (Q)

$$\begin{aligned}
 Q &= \sum \text{umpan} / \rho \text{ umpan} \\
 &= 0,8360 \text{ L/s} = 0,0295 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 0,2209 \text{ gall/s} = 13,256 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

2. Mengukur Ukuran Pipa Optimum

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\
 &= 1,5212 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih pipa standar :

$$\begin{aligned}
 D_{nom} &= 4 \text{ in} \\
 OD &= 4,5 \text{ in} = 0,3750 \text{ ft} \\
 at &= 12,7354 \text{ in}^2 = 0,0884 \text{ ft}^2 \\
 Sch &= 40 \\
 ID &= 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

a. Kecepatan aliran (V)

$$\begin{aligned}
 V &= Q / at \\
 &= 0,3338 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

b. Bilangan reynold (Re)

$$Re = \frac{\rho V ID}{\mu_{\text{cairan}}}$$

Komponen	yi	μ	yi. μ
C ₆ H ₅ NO ₂	0,9999	0,00846	0,0084619
H ₂ O	0,00010	0,01147	0,0000011
Total	1,0000		0,0085

$$\mu_{\text{cairan}} = 0,0085 \text{ cP}$$

$$= 0,020480516 \text{ lb/ft jam} = 0,0000057$$

$$Re = 27,83145,197 \text{ lb/ft s}$$

Karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen 0,0006

Dari Brown, fig.126 hal 141, didapat $\epsilon/D = 0,0177$ (Stenlisl steel)

Dari Brown, fig.125 hal 140, didapat $f =$

No	Jenis	Jumlah	Le (ft)
1	pipa lurus	8	96,0000
2	elbow standar 90°	5	50,0000
3	gate valve	7	17,7234
	Panjang ekivalen (Le)		163,7234

$$\text{Persamaan Bernoulli : } -W_s = \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

kondisi titik 1 :

$$\text{Tek dalam Heater} = P_1 = 1,0 \text{ atm} = 2116,2170 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Tinggi fluida dalam Heater} = z_1 = 1,0 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft}$$

kondisi titik 2 :

$$\text{Tek dalam Vaporaizer} = P_2 = 1,0 \text{ atm} = 2116,2170 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Tinggi pipa pemasukan di Vaporaizer} = z_2 = 2 \text{ m} = 9,8425 \text{ ft}$$

$v_1 = v_2$

$$\text{a. static head} = \frac{\Delta z \cdot g}{gc} = 6,5617 \text{ ft}$$

$$\text{b. velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 gc} = 3,2308 \text{ ft}$$

$$\text{c. pressure head} = \frac{\Delta p}{\rho} = 0,0000 \text{ ft}$$

$$\text{d. friksi head } (\Sigma F) = \frac{\Delta p}{\rho} = 0,000$$

$$\frac{f V^2 \cdot Le}{2 gc ID} = 0,0149 \text{ ft}$$

$$\text{Head pompa (H)} = (-W_s) = 3,2958 \text{ ft} = 1,0046 \text{ m}$$

d. Penentuan power pompa (BHP) :

$$eff = 50\%$$

$$BH = \rho H Q / eff \quad (\text{fig 14-37, hal 520, Peter})$$

$$= 1,8727 \text{ lb/ft sec}$$

$$= 0,0034 \text{ hp}$$

e. Penentuan power motor :

$$eff = 80\%$$

$$\text{power motor} = BHP / eff \quad (\text{fig 14-38, hal 521, Peter})$$

$$\text{power motor} = 0,0043 \text{ hp}$$

LAMPIRAN SPESIFIKASI AKUMULATOR

Fungsi : Memisahkan gas hasil MD-01 dan cairan reflux yang akan dikembalikan ke MD-01 dan keluar sebagai produk

1. Menghitung volume tangki

a. Kecepatan aliran massa

Komponen	Laju alir W (kg/jam)	Densitas ρ (kg/m ³)
C ₆ H ₅ NO ₂	0,68	538,70
C ₆ H ₅ NH ₂	25,38	463,48
H ₂ O	1935,48	360,37

Asumsi : Kapasitas waktu tinggal 5 menit : 0.0833 jam (Treybal, 1966)

b. Kapasitas dan volume masing-masing komponen dalam 5 menit

$$\text{Volume C}_6\text{H}_5\text{NH}_2 = 0,0046 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 0,4476 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = 0,4522 \text{ m}^3$$

c. Volume tangki

Dianggap tangki berisi 80% cairan, maka :

$$\text{volume tangki} = 0,5653 \text{ m}^3$$

$$= 19,9752 \text{ ft}^3$$

2. Menentukan diameter dan panjang tangki

Dipilih tangki horizontal dengan

$$= D = \left(\frac{V}{1,309} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,309 D^3$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 L \times \frac{\pi}{12} D^3$$

$$= 0,75 \text{ m}$$

$$= 29,75 \text{ in}$$

$$L = \frac{4}{3} D$$

$$L = 1 \text{ m} = 39,67 \text{ in}$$

3. Menghitung tebal shell

Sebagai bahan tangki digunakan plate steel SA.283 Grade C, dengan spesifikasi :

$$f = 12650$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125$$

(Tabel 13.1, P.251, Brownell)

$$P = 1.0 \text{ atm}$$

$$\text{Faktor keamanan 10\%, maka } P_{\text{design}} = 16.1700 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} r_i &= 14,8793 \text{ in} \\ t_{\text{shell}} &= 0,1488 \text{ in} = 0,0038 \text{ m} \end{aligned}$$

Dipakai tebal shell (ts) standar = 3/16 in

4. Menghitung tebal head

$$th = \frac{0.885 P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.1 P} + C$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2ts \\ &= 30.1336 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dari tabel 5.7 Brownell hal.90 digunakan } OD &= 36 \text{ in} \\ icr &= 2 \frac{1}{4} \text{ in} \\ r &= 36 \text{ in} \\ th &= 0.1671 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal head standar (th) = 3/16 in

5. Menghitung tinggi head

$$\begin{aligned} a &= ID_s/2 = 14.8793 \text{ in} \\ AB &= a - icr = 12 \frac{5}{8} \text{ in} \\ BC &= r - icr = 33 \frac{3}{4} \text{ in} \quad (\text{Brownell, P.87}) \\ AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 31.2980 \text{ in} \\ b &= r - AC = 4.7020 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan th 3/16 in didapat sf = 1.5 - 2 in

$$\begin{aligned} \text{perancangan digunakan } sf &= 2 \text{ in} \\ Hh &= th + b + sf \\ &= 6.8895 \text{ in} \end{aligned}$$

6. Menentukan panjang tangki total

$$\begin{aligned} \text{Panjang tangki total} &= L + 2 Hh \\ &= 53.4571 \text{ in} \\ &= 1,3578 \text{ m} \end{aligned}$$

LAMPIRAN UTILITAS

1. Pompa 01

Tugas: mengalirkan air dari sungai menuju Bak Pengendap Awal (BU-01)

dengan kecepatan 9,619.1641 kg/jam
 rapat massa = 1000 kg/m³ = 62.4291 lb/ft³
 viskositas cairan = 0.65 cP = 0.0004 lb/ftsec
 suhu = 30 °C

a. Laju alir (Q)

$$\begin{aligned} Q &= m / \rho \\ &= 9.6192 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.0027 \text{ m}^3/\text{sec} = 0.0944 \text{ ft}^3/\text{sec} \\ &= 42.3482 \text{ gpm} \end{aligned}$$

pemilihan pipa:

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3.9 \times (Q)^{0.45} \times (\rho)^{0.13} \\ &= 2.3074 \text{ in} \end{aligned}$$

pemilihan pipa: (Tabel 23, hal 123, Brown)

D nominal = 4 in

Sch = 40

ID = 4.026 in = 0.3355 ft

at = 12.7238106 in² = 0.0884 ft²

b. Penentuan bilangan reynold (Re):

$$\begin{aligned} Re &= (\rho) \times V \times D / \mu \\ &\text{menghitung kecepatan linier fluida} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} v &= Q / at \\ &= 1.0679 \text{ ft/sec} \end{aligned}$$

$$Re = 51,189.42$$

karena $Re > 2100$, maka aliran turbulen

dari fig 126, Brown hal 141, didapat $\epsilon/D = 0.0008$

dari fig 125, Brown hal 140, didapat $f = 0.0250$

c. Penentuan head pompa (H):

Sistem pemipaan :

Jenis pipa	Jumlah	Le (ft)
pipa lurus	8	96
gate value	5	12.65957447
elbow standar, 90°	7	70
Jumlah		178.6595745

persamaan bernoulli: $ws = (Z \text{ g/gc}) + (V^2)/2gc + P/\rho + f$

$$\text{static head} = z \text{ g/gc} = (32.8084 - 0) = 32.8084 \text{ ft}$$

$$\text{pressure head} = P/\rho = 0$$

$$\text{velocity head} = V^2 / 2gc = 0.0177 \text{ ft}$$

$$\text{friksi head} = (f V^2 (Le+L)) / (2 gc ID) = 0.2357 \text{ ft}$$

$$\text{total head (H)} = 33.0619 \text{ ft}$$

$$= 10.0773 \text{ m}$$

d. Penentuan power pompa (BHP):

$$\text{eff} = 50\%$$

$$\text{BHP} = \rho H Q / \text{eff} \quad (\text{fig 14-37, hal 520, Peter})$$

$$= 389.5164 \text{ lb/ft sec}$$

$$= 0.7082 \text{ hp}$$

e. Penentuan power motor:

$$\text{eff} = 80\%$$

$$\text{power motor} = \text{BHP} / \text{eff} \quad (\text{fig 14-38, hal 521, Peter})$$

$$\text{power motor} = 0.8853 \text{ hp}$$

$$\text{standart} = 0.4000 \text{ hp}$$

2. Bak Pengendapan Awal (BU-01)

Tugas : Mengendapkan kotoran kasar dalam air.

Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal 4 jam.

Perhitungan :

Dibuat bak pengendap yang berbentuk empat persegi panjang dengan kedalaman 3 m, dan perbandingan P/L = 2

volume air yang harus ditampung:

$$V = 9,619.1641 \text{ kg/jam} * 4 \text{ jam} = 38,476.6565 \text{ kg}$$

over design: 20%

$$V = 46,171.9878 \text{ kg}$$

$$= 46.1720 \text{ m}^3$$

Perhitungan dimensi bak:

$$\text{kedalaman bak} = 3 \text{ m}$$

$$\text{panjang bak} = 2 * \text{lebar bak}$$

$$L = (V/6)^{(0,5)}$$

$$= 2.7740 \text{ m}$$

$$= 9.1012 \text{ ft}$$

$$P = 2 \times L$$

$$= 5.5481 \text{ m}$$

$$= 18.2023 \text{ ft}$$

Jadi ukuran bak:

$$\text{Panjang} = 5.5481 \text{ m}$$

$$\text{lebar} = 2.7740 \text{ m}$$

$$\text{tinggi} = 3.0000 \text{ m}$$

3. Tangki Flokulator (TFU-01)

Tugas: melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan kedalam Clarifier (CL-01) dengan kecepatan 9,619.1641 kg/jam

Tipe alat: Tangki silinder vertikal

Dipakai bak pengaduk, motor yang dipakai berkekuatan 2 Hp

Perhitungan dimensi alat:

kapasitas untuk waktu tinggal = 1/4 jam

$$\begin{aligned}
 W &= 9,619.1641 \text{ kg/jam} * 1/4 \text{ jam} \\
 &= 2,404.7910 \text{ kg} \\
 \text{densitas cairan} &= 1.0220 \text{ kg/lt} \\
 \text{volume cairan} &= w/\rho \\
 &= 2,353.0245 \text{ lt} \\
 &= 2.3530 \text{ m}^3 \\
 \text{over design: } 20\% \\
 \text{Volume tangki (V)} &= 2.8236 \text{ m}^3 \\
 &= 745.9241 \text{ gallon} \\
 \text{apabila diambil (H/D)} &= 2 \\
 D &= 4 * V_t^{1/3} \\
 &= \pi * (H/D) \\
 &= 1.2161 \text{ m} \\
 H &= (H/D) * D \\
 &= 2.4322 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6. Clarifier (CLU-01)

Tugas : menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari Bak penampung awal (BU-01) dengan waktu tinggal 8 jam.

dipakai motor dengan kekuatan 2 hp

Perhitungan:

dibuat clarifier yang berbentuk conis dengan perbandingan D/L = 2 dan H/L = 2

kapasitas:

volume air yang harus ditampung :

$$\begin{aligned}
 V &= 9,619.1641 \text{ kg/jam} * 8 \text{ jam} \\
 &= 76,953.3131 \text{ kg} \\
 &= 76.9533 \text{ m}^3 \\
 &= 20,328.9183 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi clarifier:

$$\begin{aligned}
 \text{diameter (D)} &= 2 * \text{kedalaman (L)} \\
 \text{kedalaman (L)} &= 2 * \text{tinggi cone (H)} \\
 D &= 48 * V^{1/3} \\
 &= 7 * \pi \\
 &= 5.5184 \text{ m} \\
 L &= 1/2 * D \\
 &= 2.7592 \text{ m} \\
 H &= 1/4 * D \\
 &= 1.3796 \text{ m}
 \end{aligned}$$

7. Tangki Tawas (TU-01)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % untuk 1 minggu operasi

$$\begin{aligned}
 &\text{dengan kecepatan} && 9,619.1641 && \text{kg/jam} \\
 \text{Konsentrasi alum dalam air yang diolah} &= && 30 && \text{ppm} \\
 \text{Kebutuhan alum} &= && 0.29 && \text{kg/jam} \\
 \text{Kebutuhan larutan alum 5 \%} &= && 5.77 && \text{kg/jam} \\
 \text{Density larutan dianggap} &= && 1000 && \text{kg/m}^3 \\
 \text{Keperluan satu minggu operasi} &= && 0.97 && \text{m}^3 \\
 \text{Volume tangki dirancang (over design 20 \%} &= && 1.16 && \text{m}^3 \\
 \text{Dipilih tanki silinder tegak, dengan H/D = 2} &&&&& \\
 \text{V tangki} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 2D &&& D = 0.905 && \text{m} \\
 &&& L = 1.81 && \text{m}
 \end{aligned}$$

9. Saringan Pasir (SPU-01)

Tugas : Menyaring partikel - partikel halus yang belum terendapkan

$$\begin{aligned}
 &\text{dengan kecepatan} && 9619.1641 && \text{kg/jam} \\
 \text{kecepatan penyaringan} &= && 15 - 25 && \text{gpm/ft}^2 \text{ (Powell, 1954),} \\
 &&&&& \\
 \text{diambil} &= && 25 && \text{gpm/ft}^2 \\
 \text{Air dari clarifier} &= && 9.62 && \text{m}^3/\text{jam} \\
 &= && 42.36 && \text{gpm} \\
 \text{Luas penampang cairan} &= && 1.69 && \text{ft}^2 \\
 D = (4.A / p)^{0.5} &= && 1.47 && \text{ft} = 0.45 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tumpukan pasir} &= && 12 - 20 \text{ in (Powell, 1954), diambil : 20 in} && = \\
 &&& 0.508 && \text{m} \\
 \text{Tinggi tumpukan kerikil} &= && 20 - 40 \text{ in (Powell, 1954), diambil : 40 in} && = \\
 &&& 1.02 && \text{m}
 \end{aligned}$$

12. Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU-03)

Tugas : menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak penampung air bersih (BU-02)

dengan waktu tinggal 24 jam.

tipe alat : Tangki silinder vertikal

perhitungan dimensi alat :

$$\begin{aligned}
 W &= 1.2281 \text{ m}^3/\text{jam} * 24 \text{ jam} \\
 &= 29.4755 \text{ m}^3 = 29475.52 \text{ kg} \\
 \text{densitas cairan} &= 1.0020 \text{ kg/lt} \\
 V &= 29,416.6866 \text{ lt} \\
 &= 29.4167 \text{ m}^3 \\
 \text{over design : 20\%} &&& \\
 V_t &= 35.3000 \text{ m}^3 \\
 \text{apabila diambil (H/D) = 1} &&& \\
 D &= 4 * V_t^{1/3} \\
 &\pi * (H/D)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3.5561 \text{ m} \\
 H &= (H/D) * D \\
 &= 3.5561 \text{ m}
 \end{aligned}$$

maka ukuran tangki:

diameter (D) = 3.5561 m

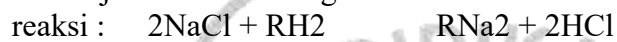
tinggi (H) = 3.5561 m

16. Kation Exchanger (KE-01)

Tugas: mengikat ion-ion positif yang ada dalam air lunak

alat: silinder tegak yang berisi tumpukan butir-butir resin penukar ion.

Resin: jenis C - 300 dengan notasi RH2



apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H₂SO₄ 2%

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :



kebutuhan H₂SO₄ untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 Q &= 13.87 \text{ kg/jam} \\
 \text{kesadahan terikat resin} &= 65 \text{ ppm} * Q \\
 &= 0.0002 \text{ kg/jam} \\
 \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ yang diperlukan} &= 0.0002 * 98/100 \text{ kg/jam} \\
 &= 0.0001 \text{ kg/jam} \\
 &= 1.17 \text{ kg/tahun} \\
 \text{debit air} &= 0.0611 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

dari tabel 7, hal 186 (Powell, 1954) diketahui kecepatan perluas penampang bed yang biasadipakai 3-10 gpm/ft²

$$\begin{aligned}
 \text{dipilih kecepatan} &= 5 \text{ gpm/ft}^2 \\
 \text{luas penampang} &= 0.0122 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

dipakai 2 tangki penukar kation yang bekerja bergantian

$$\begin{aligned}
 \text{diameter (D)} &= 0.1247 \text{ m} \\
 &= 0.4093 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

menentukan tebal resin

diperkirakan regenerasi dilakukan 36 jam sekali

$$\begin{aligned}
 \text{kapasitas resin} &= 10 \text{ kg/ft}^3 \text{ resin} \\
 \text{kesadahan terikat} &= 0.0001 \text{ kg/jam} * 36 \text{ jam} = 0.0036 \text{ kg} \\
 \text{volume resin} &= 0.0005 \text{ ft}^3 \\
 &= 0.0040 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

$$\text{tinggi bed resin} = 0.00403 \text{ ft}$$

jadi dipakai ukuran :

$$\text{tinggi bed resin} = 0.0040 \text{ ft} = 0.0012 \text{ m}$$

$$\text{diameter bed resin} = 0.1247 \text{ ft} \quad \text{DF} = 0.0380 \text{ m}$$

22. Daerator (DU-01)

Tugas : melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O₂, CO₂ dan lain-lain

Tipe alat : Silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas dialirkan dari bawah secara countercurrent.

rasio udara : air = 0,8

$$\text{kebutuhan udara panas} = 30.5825 \text{ lb/jam}$$

$$\text{suhu udara panas} = 150^\circ \text{C} \quad (\text{Ludwig, 1964})$$

$$\text{super facial velocity} = 1500 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

bahan isian :

$$\text{tipe} = \text{Rascing ring}$$

$$\text{jenis} = \text{stone ware}$$

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

$$\text{luas penamp daerator (As)} = 0.0204 \text{ ft}^2$$

$$= 0.0019 \text{ m}^2$$

$$\text{diameter (D)} = 0.1612 \text{ ft}$$

$$\text{densitas udara} = 0.0779 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{kecepatan volume udara} = 392.4 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{waktu tinggal udara} = 0.0030 \text{ jam}$$

$$\text{volume bahan I sian} = 1.1773 \text{ ft}^3$$

$$= 8.8069 \text{ gallon}$$

$$\text{tinggi bahan isian} = 57.7441 \text{ ft}$$

dipakai alat dengan ukuran :

$$\text{diameter (D)} = 0.1612 \text{ ft} = 0.0491 \text{ m}$$

$$\text{tinggi (H)} = 28.8721 \text{ ft} = 8.8002 \text{ m}$$

24. Tangki Air Umpan Boiler (TU-07)

Tugas : menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam di dalam boiler dengan waktu tinggal 24 jam.

kedalam tangki ini ditambahkan bahan-bahan yang dapat mencegah terjadinya korosi dan kerak pada boiler, yaitu :

1. Hidrazin (N₂H₂)

Fungsi : untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.

$$\text{kadar} = 5 \text{ ppm}$$

$$\text{kebutuhan} = 0.0001 \text{ kg/jam}$$

$$= 0.5493312 \text{ kg/tahun}$$

2. NaH₂PO₄

Fungsi : untuk mencegah timbulnya kerak di boiler dengan kadar 12-17 ppm.

kadar = 15 ppm
 kebutuhan = 0.0002 kg/jam
 = 1.6480 kg/tahun

Tipe alat : Tangki silinder vertikal

perhitungan dimensi alat :

kapasitas untuk waktu tinggal 24 jam

$$W = 13.8720 \text{ kg/jam} * 24 \text{ jam} \\ = 332.93 \text{ kg}$$

densitas cairan = 1.0020 kg/Lt

$$\text{volume cairan} = 332.26 \text{ Lt} \\ = 0.3323 \text{ m}^3$$

over design : 20%

$$\text{volume tangki} = 0.3987 \text{ m}^3 \\ = 105.3297 \text{ gallon}$$

$$D = 0.7979 \text{ m}$$

$$H = (H/D) * D \\ = 0.7979 \text{ m}$$

maka ukuran tangki :

$$\text{diameter} = 0.7979 \text{ m}$$

$$\text{tinggi} = 0.7979 \text{ m}$$

Tangki Kondensat (TU-11)

Tugas : menampung air yang direcycle pada proses pemansan dan air dari daerator.

Jenis : Tangki silinder vertikal

Perhitungan :

kapasitas utk waktu tinggal = 1 jam

$$W = 13.8720 \text{ kg/jam} * 1 \text{ jam} \\ = 13.8720 \text{ kg}$$

densitas cairan = 0.95 kg/Lt

$$\text{volume cairan} = 14.6021 \text{ Lt}$$

over design : 20%

$$V_t = 17.5225 \text{ Lt} \\ = 0.0175 \text{ m}^3 \\ = 4.6290 \text{ gallon}$$

apabila diambil (H/D) = 1

$$D = 0.2816 \text{ m}$$

$$H = 0.2816 \text{ m}$$

maka dipakai ukuran tangki :

$$\text{Diameter (D)} = 0.2816 \text{ m}$$

$$\text{tinggi (H)} = 0.2816 \text{ m}$$

Kebutuhan listrik untuk pabrik Anilin meliputi

- Listrik Untuk Keperluan Alat Proses = 68,76680 kW

1. Listrik untuk keperluan alat proses

Nama Alat	Power (HP)	Power (Kw)
Pompa -01	0,0045	0,00336
Pompa -02	0,0043	0,00321
Pompa -03	0,00233	0,00174
Pompa -04	0,0174	0,01298
Pompa -05	0,0174	0,01298
Pompa -06	0,0055	0,00410
Pompa -07	0,0022	0,00164
Pompa -08	0,012	0,00895
Pompa -09	0,012	0,00895
Pompa -10	0,0004	0,00030
Pompa-11	0,0004	0,00030
Pompa-12	0,0117	0,00873
Pompa-13	0,0004	0,00030
Pompa -14	0,0116	0,00865
Compresor-01	34,7211	25,90194
Compresor-02	16,269	12,13667
Compresor -03	32,7226	24,41106
Ekspander -01	2,86736	3,80217
Ekspander-02	1,74543	2,43877
Total	88,42762	68,76680

- Kebutuhan Listrik untuk keperluan Alat Utilitas = 9,8237 Kw

Tabel 2. Listrik untuk keperluan alat Utilitas

Nama Alat	Power (hp)	Power Kw
Pompa U-01	0,8853	0,660
Pompa U-02	0,4431	0,331
Pompa U-03	0,8814	0,658
Pompa U-04	0,8819	0,658
Pompa U-05	0,8689	0,648
Pompa U-06	0,8531	0,636
Pompa U-07	0,0016	0,001
Pompa U-08	0,0016	0,001
Pompa U-09	0,0016	0,001
Tangki flokulator	2,0000	1,492
Clarifier	6,2500	4,6625
Cooling tower	0,1000	0,0746
Total	13,1685	9,824

- Listrik untuk Penerangan dan AC

No	Lokasi	Luas (m²)	Foot candle	Lumen / m²
1	Bengkel	300	30	302.280
2	Pemadam kebakaran	300	30	302.280

3	Area Proses Utama	950	95	957.220
4	Area Utilitas	100	10	100.760
5	Control Room	150	15	151.140
6	Kantor	250	25	251.900
7	Kantin dan Ruang makan	105	10,5	105.798
8	Gudang	1.200	120	1.209.120
9	Mess	400	40	403.040
10	Klinik	120	12	120.912
11	Masjid dan gereja	920	92	926.992
12	Laboratorium	250	25	251.900
13	Parkiran Kantor	800	80	806.080
14	Parkiran Truk	1.500	150	1.511.400
15	Pos keamanan	60	6	60.456
16	Aula	300	30	302.280
17	Area Perluasan	2500	250	2.519.000
18	Jalan	3000	300	3.022.800
19	Taman dan Halaman	4000	400	4.030.400
20	garasi	100	10	100.760
				17.436.518

Direncanakan area yang menggunakan lampu mercurry yaitu menggunakan *metal halide lamp 100 watt* dan untuk di dalam ruangan menggunakan lampu 40 watt (<http://www.eclipselightingic.com/pages/posts/philipsC2AE-ql-induction-ql-lumens-output-33.php>),

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lampu mercury yang dibutuhkan} &= \frac{8211940}{66666,667} \\ &= 123,1791 = 124 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk penerangan lain digunakan lampu} &40 \text{ Watt} \\ \text{Untuk lampu TL 40 watt, lumen output} &= 26666,6667 \\ \text{Jumlah lampu TL yang dibutuhkan} &= \frac{17436518 - 8211940}{26666,6667} \\ &= 345,9217 \\ &= 346 \text{ buah} \end{aligned}$$

sehingga kebutuhan listrik untuk penerangan dalam ruangan dan lampu mercury dapat dihitung dengan mengalikan jumlah lampu yang dibutuhkan dengan watt lampu.

$$: 124 \times 100 = 43.900 \text{ watt} = 12,40 \text{ kW}$$

$$: 346 \times 40 = 4.480 \text{ watt} = 13,840 \text{ kw}$$

Sehingga jika di jumlahkan kebutuhan listrik untuk penerangan yaitu 26,24 Kw

Untuk kenyamanan kerja maka ditambahkan AC untuk kantor, keamanan, tempat ibadah, ruang kontrol dan laboratorium dan klinik yaitu 30 kW. Sehingga total kebutuhan listrik untuk unit penerangan dan non teknis lainnya adalah 56,240 kwh.

Sehingga Total untuk kebutuhan listrik yaitu

Tabel 3. Total Kebutuhan Listrik

Kebutuhan Listrik	Daya (kW)
-------------------	-----------

Listrik Unit Proses	62.52
Listrik Unit Uilitas	9,82
Listrik untuk AC	30
Listrik untuk Penerangan	26,24
Jumlah	134,827



LAMPIRAN E PERHITUNGAN EKONOMI TEKNIK

Dasar Perhitungan

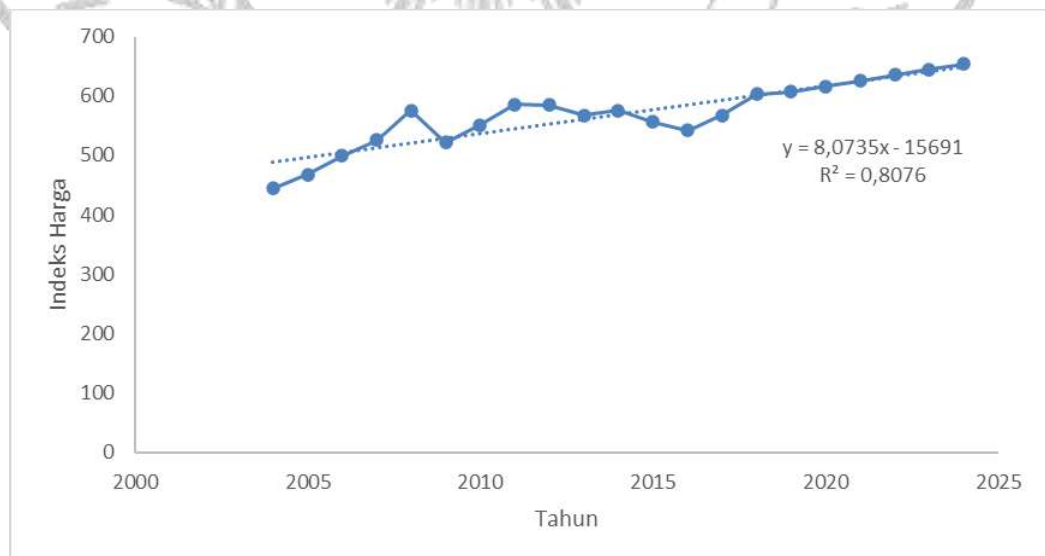
1. Data Indeks Harga Tahun 2004-2024

No	Tahun	Y (Indeks)
1	2004	444,2
2	2005	468,2
3	2006	499,6
4	2007	525,4
5	2008	575,4

No	Tahun	Y (Indeks)
6	2009	521,4
7	2010	550,8
8	2011	585,7
9	2012	584,6
10	2013	567,3
11	2014	576,1
12	2015	556,8
13	2016	541,7
14	2017	567,5
15	2018	603,1
16	2019	607,2
17	2020	616,6
18	2021	626,0
19	2022	635,4
20	2023	644,9
21	2024	654,3

(Sumber : *Chemical Engineering Plant Cost Index*, 2024)

Karena nilai *cost index* tidak memenuhi untuk tahun-tahun terbaru, maka nilai *cost index* dapat diestimasi dengan ekstrapolasi dengan menggunakan persamaan linear.



Didapatkan hubungan regresi linear antara tahun dan indeks harga dari data tahun 2004 hingga 2024. Dengan menggunakan persamaan garis:

$$y = 8,0735x - 15691$$

Dimana:

y = indeks harga

x = tahun

Dengan Memasukan data tahun yang diinginkan (x), maka akan didapatkan cost index (y).

TahunIndeks	
2028	682,06
2014	569,03

Harga peralatan dan bahan kimia dijual dengan menggunakan satuan mata uang dollar Amerika (US\$), sehingga konversi mata uang dollar Amerika ke satuan rupiah.

1 US\$ = Rp 16.540,02 (tanggal 18 November 2025)

2. Harga Alat

- Alat Proses

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2014	Harga 2028	Total Harga
			(Unit)	\$	S	\$
1	TP-01	Tempat Penyimpanan Nitrobenzene	3	280.000	335.618	1.006.853
2	TP-02	Tempat Penyimpanan Hidrogen	3	530.700	636.116	1.908.347
3	TP-03	Tempat Penyimpanan Produk	6	28.700	34.401	206.405
4	VP-01	Vaporizer	1	14.200	17.021	17.021
5	KD-01	Knock Out Drum	1	47.200	56.576	56.576
6	CD-01	Kondensor	1	48.000	57.534	57.534
7	R-01	Reaktor	1	1.042.100	1.249.097	1.249.097
8	MD-01	Menara Destilasi	1	123.970	148.595	148.595
9	MD-02	Menara Destilasi	1	146.900	176.079	176.079
10	CL-01	Cooler	1	45.800	54.897	54.897
11	CL-02	Cooler	1	53.100	53.100	53.100
12	HE-01	Heat Exchanger	1	10.152	12.169	12.169
13	HE-02	Heat Exchanger	1	12.689	15.209	15.209
14	HE-03	Heat Exchanger	1	12.317	14.764	14.764
15	CD-02	Kondensor MD	1	31.700	37.997	37.997
16	CD-03	Kondensor MD	1	42.300	50.702	50.702
17	RB-01	Reboiler MD	1	25.200	30.206	30.206
18	RB-02	Reboiler MD	1	28.500	34.161	34.161

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2014	Harga 2028	Total Harga
			(Unit)	\$	\$	\$
19	ACC-01	Accumulator	1	5.400	6.473	6.473
20	ACC-02	Accumulator	1	5.530	6.628	6.628
21	PP-01	Pompa Proses	2	8.500	10.188	20.377
22	PP-02	Pompa Proses	2	8.500	10.188	20.377
23	PP-03	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
24	PP-04	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
25	PP-05	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
26	PP-06	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
27	PP-07	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
28	PP-08	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
29	PP-09	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
30	PP-10	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
31	PP-11	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
32	PP-12	Pompa Proses	2	9.700	11.627	23.254
33	K-01	Kompresor	1	59.400	71.199	71.199
34	K-02	Kompresor	1	56.100	67.243	67.243
35	K-03	Kompresor	1	54.000	64.726	64.726
36	K-04	Kompresor	1	54.800	65.685	65.685
37	K-05	Kompresor	1	53.800	64.487	64.487
Total			55	2.926.558	3.497.327	5.749.442

• Alat Utilitas

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2014	Harga 2028	Total Harga
			Unit	\$	\$	\$
1	CLU-01	Clarifier	1	17.699,00	21.214,64	21.214,64
2	TFU-01	Flokulator	1	11.957,39	14.332,55	14.332,55
3	DU-01	Deaerator	1	34.020,38	40.778,01	40.778,01
4	BL-01	Boiler	1	10.000,00	11.986,35	11.986,35
5	SF-01	Saringan pasir	1	2.380,90	2.853,83	2.853,83
6	BU-01	Bak pengendap awal	1	4.285,62	5.136,89	5.136,89
7	BU-02	Bak penampung air bersih	1	7.523,64	9.018,09	9.018,09
8	TU-03	Tangki air RT & kantor	1	44.655,05	53.525,10	53.525,10

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2014	Harga 2028	Total Harga
			Unit	\$	\$	\$
9	TU-07	Tangki air umpan boiler	1	15.449,38	18.518,16	18.518,16
10	CTU-01	Cooling Tower	1	86.558,84	103.752,45	103.752,45
11	TU-02	Tangki Larutan Soda Abu	1	8.147,96	9.766,43	9.766,43
12	TU-01	Tangki tawas	1	8.147,96	9.766,43	9.766,43
13	TU-05	Tangki larutan H ₂ SO ₄	1	2.010,54	2.409,90	2.409,90
14	TU-06	Tangki larutan NaOH	1	2.010,54	2.409,90	2.409,90
15	TU-10	Tangki bahan bakar	1	6.772,33	8.117,55	8.117,55
16	TU-11	Tangki kondensat	1	9.841,04	11.795,82	11.795,82
17	GU-01	Generator	1	20.729,68	24.847,32	24.847,32
18	AE-01	Ion Exchanger	1	1.200,00	1.438,36	1.438,36
19	PU-01	Pompa-01	2	2.380,90	2.853,83	5.707,65
20	PU-02	Pompa-02	2	4.761,79	5.707,65	11.415,31
21	PU-03	Pompa-03	2	4.761,79	5.707,65	11.415,31
22	PU-04	Pompa-04	2	4.761,79	5.707,65	11.415,31
23	PU-05	Pompa-05	2	4.761,79	5.707,65	11.415,31
24	PU-06	Pompa-06	2	3.068,71	3.678,27	7.356,53
25	PU-07	Pompa-07	2	3.068,71	3.678,27	7.356,53
26	PU-08	Pompa-08	2	3.068,71	3.678,27	7.356,53
27	PU-09	Pompa-09	2	3.068,71	3.678,27	7.356,53
Total			36	327.093,15	392.065,25	432.462,75

Contoh perhitungan untuk menentukan harga alat pada tahun 2028, diambil contoh menghitung harga alat Vaporizer:

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{Indeks tahun 2028}}{\text{Indeks tahun 2014}} \times \text{harga tahun 2014} \\
 &= \frac{682,06}{569,03} \times \text{US\$ } 14.200 \\
 &= \text{US\$ } 17.021
 \end{aligned}$$

- **Utilitas**

Harga alat-alat = \$ 432.462,75

Biaya Pengapalan dan bea cukai (15%PEC)	=	\$ 1.180.647,92
Biaya pembongkaran + penyimpanan + transportasi samapi ke lokasi abrik (10%PEC)	=	\$ 787.098,61
Total		\$ 2.400.209,28
Biaya Instalasi	=	43% PEC
	=	\$ 3.384.524,02
Total Biaya Utilitas	=	\$ 5.784.733,30

3. Tanah dan Bangunan

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1	Bengkel	20 X 15	300
2	Pemadam Kebakaran	20 X 15	300
3	Area Proses Utama	38 X 25	950
4	Area Utilitas	10 X 10	100
5	Control Room	15 X 10	150
6	Kantor	25 X 10	250
7	Kantin Dan Ruang Makan	7 X 15	105
8	Gudang	40 X 30	1200
9	Mess	20 X 20	400
10	Klinik	12 X 10	120
11	Masjid Dan Gereja	40 X 23	920
12	Laboratorium	25 X 10	250
13	Parkiran Kantor	40 X 20	800
14	Parkiran Truk	50 X 30	1500
15	Pos Keamanan	10 X 6	60
16	Aula	20 X 15	300
17	Garasi	10 X 10	100
18	Area Perluasan	50 X 50	2500
19	Jalan		3000
20	Taman Dan Halaman		4000
Total			17305

- Lahan

Harga Tanah di Cilegon, Banten

Tahun 2025 Rp 2.000.000 / m²

Luas Tanah 17.305 m²

1 US \$ Rp16.540,02

Biaya Pembelian Tanah	Rp	34.610.000.000
	\$	2.092.500,49

Bangunan dan Perlengkapan = 25% PEC
= \$ 1.967.746,53

Inflasi 10% pada kenaikan 1 tahun

Tahun	Tahun ke-
2025	\$ 2.092.500,49
2026	\$ 2.301.750,54
2027	\$ 2.531.925,60
2028	\$ 2.785.118,16
2029	\$ 3.063.629,97
2030	\$ 3.369.992,97

Sehingga biaya untuk lahan pada tahun 2028 mencapai
\$ 2.785.118,16

Total Pembelian tanah, bangunan, dan perlengkapan = \$ 4.752.864,68

Biaya Teknik dan Konstruksi (*Engineering and Construction*)

PPC < \$1.000.000 = 30% PPC

PPC = 1.000.000 - 5.000.000 = 25% PPC

PPC > 5.000.000 = 20% PPC

Rincian Modal Tetap (FCI)

No	Komponen	Presentase		Biaya
1	Equipment Cost (EC)			\$ 5.749.442,00
2	Biaya pengangkutan sampai pelabuhan	15 %	EC	\$ 862.416,30
3	Asuransi Pengangkutan(0.5-0.75%% EC)	50 %	EC	\$ 2.874.721,00
4	Provisi Bank (0,02-0,05% EC)	2%	EC	\$ 114.988,84
5	EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal laut) (1% EC)	1%	EC	\$ 57.494,42
6	Pajak Bea Masuk Barang (20% EC)	20 %	EC	\$ 1.149.888,40
PURCHASED EQUIPMENT COST				\$ 10.808.950,96

7	Instalasi Alat Proses (EI)	43 %	PEC	\$ 3.384.524,02
8	Piping	57 %	PEC	\$ 4.486.462,08
9	Instrumentasi	30 %	PEC	\$ 2.361.295,83
10	Insulation	8%	PEC	\$ 629.678,89
11	Electrical	15 %	PEC	\$ 1.180.647,92
12	Pembelian tanah, bangunan			\$ 7.117.921,68
13	Alat Utilitas			\$ 5.784.733,30
PHYSICAL PLANT COST (PPC)				\$ 35.754.214,67
14	Engineering and construction	20 %	PPC	\$ 7.150.842,93
DIRECT PLANT COST (DPC)				\$ 42.905.057,61
15	Contractor's Fee	10 %	DP C	\$ 4.290.505,76
16	Contingency	25 %	DP C	\$ 10.726.264,40
17	Environmental Cost	20 %	EC	\$ 574.944,20
18	Plant Start UP	10 %	PEC	\$ 756.626,57
TOTAL INDIRECT COST (IPC)				\$ 16.348.340,93
FIX CAPITAL INVESTMENT (FCI)				\$ 105.816.564,17

4. Biaya Produksi Per Tahun (*Manufacturing Cost*)

Penentuan Jumlah Karyawan

1. Penentuan Jumlah Karyawan Proses

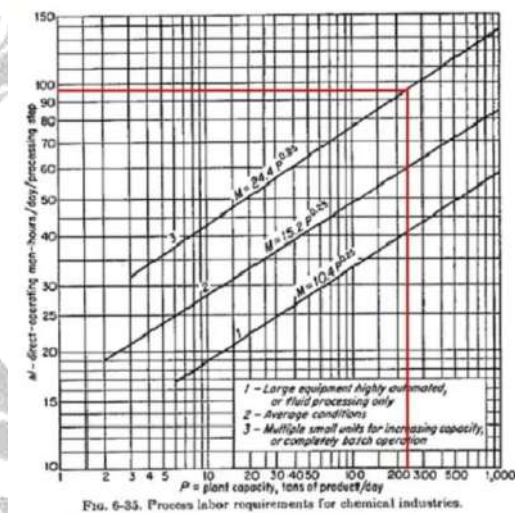
Hari operasi dalam 1 tahun = 330 hari
 Jam Operasi dalam 1 hari = 24 jam
 Kapasitas Produksi = 40.000 ton/thn
 = 121,21 ton/hari

2. Perhitungan total tahapan proses

Tahap Proses Utama		
Tahap Persiapan Bahan Baku TP-1, TP-2, HE-1, HE-2, VP-1	=	5
Tahap Reaksi Reaktor	=	1
Tahap Pemisahan	=	5

C-1, CD-1, KD, HE-3, MD-1		
Tahap Pemurnian MD-2	=	1
Tahap Penanganan TP-3, Packaging	=	2
Total Tahap Proses Utama		14
Tahap Penunjang		
Laboratorium	=	1
Utilitas	=	6
Pengolahan Air, Boiler, Listrik, Pengolahan Limbah, Pemeliharaan		
Total Tahap Penunjang		7
Total Tahap Proses		21

3. Menentukan Jumlah Karyawan Proses Berdasarkan Grafik
Grafik beroperasi secara kontinyu maka dipilih garis ke-2



Grafik Penentuan Jumlah Karyawan Proses (Vilbrant dan Dryden, 1959)

Berdasarkan grafik diatas diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{Karyawan Proses} &= 50 \text{ orang.jam} \\
 &\text{hari.tahapan proses} \\
 &= 50 \text{ orang.jam} \times 2 \\
 &\text{hari.tahapan proses} \\
 &= 105 \\
 &0 \text{ orang.jam} \\
 &\text{hari}
 \end{aligned}$$

Menghitung Total Karyawan

$$\text{Jumlah Shift dalam 1 hari} = 3 \text{ shift}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah regu dalam 1 hari} &= 4 \text{ regu} \\
 \text{Jam kerja 1 shift} &= 8 \text{ jam} \\
 \text{Jumlah karyawan proses/regu} &= 1050 \text{ orang.jam} \times \frac{1 \text{ hari}}{3 \text{ shift}} \times \frac{1 \text{ shift}}{4 \text{ regu}} \\
 &= 88 \text{ orang}
 \end{aligned}$$

• Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji perbulan (Rp/Orang)	Jumlah Gaji (Rupiah)	Gaji Pertahun (Rupiah)
1	Direktur Utama	1	Rp45.000.000	Rp45.000.000	Rp540.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp35.000.000	Rp35.000.000	Rp420.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp35.000.000	Rp35.000.000	Rp420.000.000
4	Staf Ahli	3	Rp20.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
5	Kepala Bagian Produksi	1	Rp17.000.000	Rp17.000.000	Rp204.000.000
6	Kepala Bagian Teknik	1	Rp17.000.000	Rp17.000.000	Rp204.000.000
7	Kepala Bagian R&D	1	Rp17.000.000	Rp17.000.000	Rp204.000.000
8	Kepala Bagian Administrasi, Keuangan, dan Umum	1	Rp17.000.000	Rp17.000.000	Rp204.000.000
9	Kepala Bagian Pemasaran dan Pembelian	1	Rp17.000.000	Rp17.000.000	Rp204.000.000
10	Kepala Bagian K3	1	Rp17.000.000	Rp17.000.000	Rp204.000.000
11	Seksi Utilitas	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
12	Seksi Pemeliharaan	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
13	Seksi Proses	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
14	Seksi Pengendalian	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
15	Seksi Laboratorium	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
16	Seksi Litbang	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
17	Seksi administrasi & Keuangan	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
18	Seksi Personalia	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
19	Seksi Humas	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
20	Seksi Keamanan	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
21	Seksi Pemasaran	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
22	Seksi K3	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
23	Seksi UPL	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
24	Seksi Pembelian	1	Rp14.000.000	Rp14.000.000	Rp168.000.000
25	Karyawan Utilitas	7	Rp12.500.000	Rp87.500.000	Rp1.050.000.000
26	Karyawan Pemeliharaan	3	Rp11.000.000	Rp33.000.000	Rp396.000.000
27	Karyawan Proses	88	Rp13.000.000	Rp1.144.000.000	Rp13.728.000.000

28	Karyawan Pengendalian	4	Rp11.000.000	Rp44.000.000	Rp528.000.000
29	Karyawan Laboratorium	3	Rp11.000.000	Rp33.000.000	Rp396.000.000
30	Karyawan Litbang	3	Rp11.000.000	Rp33.000.000	Rp396.000.000
31	Karyawn administrasi	4	Rp11.000.000	Rp44.000.000	Rp528.000.000
32	Karyawan Keuangan	2	Rp11.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
33	Karyawan Personalia	2	Rp11.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
34	Karyawan Humas	3	Rp11.000.000	Rp33.000.000	Rp396.000.000
35	Karyawan Keamanan	2	Rp11.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
36	Karyawan Pembelian	2	Rp11.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
37	Karyawan Pemasaran	3	Rp11.000.000	Rp33.000.000	Rp396.000.000
38	Karyawan K3	3	Rp11.000.000	Rp33.000.000	Rp396.000.000
39	Karyawan UPL	2	Rp11.000.000	Rp22.000.000	Rp264.000.000
40	Medis	2	Rp17.000.000	Rp34.000.000	Rp408.000.000
41	Paramedis	5	Rp11.000.000	Rp55.000.000	Rp660.000.000
42	Sopir	3	Rp5.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
43	Satpam	4	Rp5.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
44	Cleaning Service	5	Rp5.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
TOTAL		176	Rp644.500.000	Rp2.249.500.000	Rp26.994.000.000

• Bahan Baku Proses

No	Komponen	Kebutuhan (kg/tahun)	Kebutuhan	Harga (US\$)	Harga/tahun (US\$)
1	C ₆ H ₅ NO ₂	52.980.394,90	52.980,39	36,5	1.933.784,41
2	H ₂	3.001.714,85	3.001,71	11,38	34.159,51
3	CuSiO ₂	27.401,00	27,40	7,19	197,01
Total					1.968.140,94

• Bahan Baku Utilitas

No	Komponen	Kebutuhan (kg/tahun)	Harga (\$/kg)	Harga/tahun (\$)
1	tawas	1.904,59	0,7	1.333,216
2	H ₂ SO ₄	1,166	2,88	3,359
3	NaOH	5,713	7,61	43,476
4	Kaporit	288,574	2,88	831,093
5	Soda Abu	1.904,594	1,26	2.399,788
6	NaH ₂ PO ₄	1,648	78	128,544
7	Hidrazin	0,549	5,99	3,290
8	minyak residu	330,680	1,01	333,987
9	Solar	2.607,450	0,52	1.355,874

10	Listrik (kWh)	56,24	0,15	kWh	8,44
Total					6.441,06

Menentukan *Manufacturing Cost* (MC)

No	Komponen	Presentase		Biaya (ton/tahun)	
1	Bahan Baku (Raw Material)			\$	1.968.140,94
2	Labor (Operating Labor) (OP)			\$	2.891.261,17
3	Supervision	10%	OP	\$	289.126,12
4	Maintenance (M)	10%	FCI	\$	9.962.011,48
5	Plant Supplies	15%	M	\$	1.494.301,72
6	Royalties and Patent	1%	SaleP	\$	727.170,63
7	Bahan Baku Utilitas			\$	6.441,06
DIRECT MANUFACTURING COST (DMC)				\$	17.338.453,13
8	Payroll Overhead	20%	OP	\$	578.252,23
9	Laboratory	10%	OP	\$	289.126,12
10	Plant Overhead	75%	OP	\$	2.168.445,88
11	Packaging and shipping	10%	SaleP	\$	7.271.706,30
INDERECT MANUFACTURING COST (IMC)				\$	10.307.530,53
12	Depreciation	6%	FCI	\$	5.977.206,89
13	Property Tax	1%	FCI	\$	996.201,15
14	Asurance	1%	FCI	\$	996.201,15
FIXED MANUFACTURING COST (FMC)				\$	7.969.609,19
MANUFACTURING COST (MC)				\$	36.615.593

5. Menentukan Modal Kerja (*Working Cost*)

a	<i>Raw Material Inventory</i>	\$	178.921,90
	Persediaan bahan baku selama 1 bulan		
b	<i>Improcess Inventory</i>	\$	17.807.796
	(Biaya (0,5*MC/bulan)		
c	<i>Product Inventory</i>	\$	3.237.781
	Biaya Penjualan produk selama 1 bulan		
d	<i>Extended credit</i>	\$	6.610.642,09
	Biaya Penjuualan produk selama 1 bulan		
e	<i>Available cash</i>	\$	3.237.781
	Biaya 1 bulan Produksi		
<i>Working Capital (WC)</i>			\$ 31.072.922,76

6. Menentukan *General Expanse*

No	Komponen	Presentase		Harga	
1	Administrasi			\$	1.634.459,93
2	Penjualan (Sales)	11%	SaleP	\$	7.998.876,93

3	Penelitian (Research)	3%	MC	\$	1.068.467,79
4	Biaya Pembelanjaan (Finance)	3%	FCI	\$	2.988.603,45
General Expense				\$	13.690.408

Menentukan Penjualan Produk

No	Produk	Harga (US\$)	Harga (US\$)	Produk/tahun (ton)	Total Harga (US\$)
		/ton(2014)	/ton (2030)		/tahun
1	C ₆ H ₅ NH ₂	\$ 1.500,00	\$ 1.817,93	40.000	\$ 72.717.063,01
					\$ 72.717.063,01

7. Analisa Kelayakan

a. Estimasi Kelayakan

No	Komponen		Harga
1	Sales (Penjualan Produk)		\$ 72.717.063,01
2	Biaya Produksi (MC)		\$ 35.615.593
3	Biaya Umum (GE)		\$ 13.690.408
4	Biaya Total	MC + GE	\$ 49.306.001
	Keuntungan sebelum pajak	PP – Biaya Total	\$ 23.411.062,06
5	Pajak Pendapatan	(30%*keuntungan sebelum pajak)	\$ 7.023.318,62
Keuntungan setelah pajak			\$ 15.609.971

Pajak : UU No. 36 Th 2008 (Badan Usaha dengan Pendapatan lebih dari Rp Rp 500.000.000, yaitu 30%)

b. Percent Profit on Sales

S = Jumlah harga satuan dari penjualan produk utama
 Kapasitas = 40.000 ton/tahun

- POS Sebelum Pajak

$$P_b = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Kapasitas/thn}}$$

$$= \$585,28$$

$$P_{sb} = \frac{P_b}{S} \times 100\%$$

$$= 32\%$$

- POS Setelah Pajak

$$Pa = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{Kapasitas/thn}}$$

$$= \$ 410$$

$$Psa = \frac{Pa}{S} \times 100\%$$

$$= 23\%$$

c. *Percent Return on Investment (ROI)*

- ROI Sebelum Pajak

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{FCI} \times 100\%$$

$$= 24\%$$

- ROI Setelah Pajak

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{FCI} \times 100\%$$

$$= 16\%$$

d. *Pay Out Time (POT)*

- Sebelum Pajak

$$POT = \frac{FCI}{(Pb + (0,1 \times FCI))} \times 100$$

$$= 3,39 \text{ tahun}$$

- Sesudah Pajak

$$POT = \frac{FCI}{(Pa + (0,1 \times FCI))} \times 100$$

$$= 4,45 \text{ tahun}$$

e. *Break Even Point (BEP)*

a *Fixed Cost (Fa)*

<i>Depresiasi</i>	= US \$	5.977.206,891
<i>Property Tax</i>	= US \$	996.201,148
<i>Asuransi</i>	= US \$	996.201,148
Total	= US \$	7.969.609,188

b *Variabel Cost (Va)*

<i>Bahan Baku</i>	= US \$	1.968.140,942
<i>Packaging and shipping</i>	= US \$	7.271.706,301
<i>Royalties and patents</i>	= US \$	727.170,630

Utilitas	=	US \$	6.441,063
Total	=	US \$	9.973.458,936

c *Regulated Cost (Ra)*

Gaji Karyawan	=	US \$	2.891.261,173
<i>Payroll Overhead</i>	=	US \$	578.252,235
Supervisor	=	US \$	289.126,117
Laboratorium	=	US \$	289.126,117
<i>General expense</i>	=	US \$	13.690.408,096
<i>Maintenance</i>	=	US \$	9.962.011,485
<i>Plant supplies</i>	=	US \$	1.494.301,723
Total	=	US \$	29.194.486,946

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + 0,3 \times \text{Ra}}{\text{S} - \text{Va} - 0,7 \times \text{Ra}}$$

(Aris&Newton, hal. 206)

= **40 %** (BEP antara 40-60%)

f. *Shut Down Point (SDP)*

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \times \text{Ra}}{\text{S} - \text{Va} - 0,7 \times \text{Ra}}$$

(Aris&Newton, hal. 206)

= **21%** Memenuhi SDP antara 20-30%

LAMPIRAN F MSDS BAHAN BAKU DAN PRODUK



SAC/MSDS/2020/03

DCM Shriram Ltd.
(Unit: Shriram Alkali & Chemicals)

MATERIAL SAFETY DATA SHEET

HYDROGEN GAS

SECTION 1: PRODUCT AND COMPANY IDENTIFICATION

Supplier : DCM Shriram Ltd.
Unit : Shriram Alkali & Chemicals
749, GIDC, Jhagadia-393110,
Dist- Bharuch, Gujarat.
Phone No: (+91 2645)226021/23
Fax No: (+91 2645)226037

Substance : Hydrogen

Trade Name/Synonyms : Dihydrogen, Parahydrogen, Refrigerant gas R702, Water gas

CAS number : 1333-74-0

Application : Industrial use. Use as directed.

SECTION 2: HAZARDS IDENTIFICATION

HAZARD PICTOGRAM:



NFPA RATING:

Health Rating : 0 - None
Flammability Rating : 4 - Severe
Reactivity Rating : 0 - None
Contact Rating : None

RISK PHRASE(S) R12 : Extremely flammable.

SAFETY PHRASE(S) S9 : Keep container in a well-ventilated place.
S16 : Keep away from sources of ignition – No smoking.
S33 : Take precautionary measures against static discharges.

SECTION 3: COMPOSITION/INFORMATION ON INGREDIENTS

Name : Hydrogen, compressed

Name	Product identifier	%
Hydrogen	(CAS No) 1333-74-0	99.5 - 100



Nitro Benzene
CAS No 98-95-3

MATERIAL SAFETY DATA SHEET
SDS/MSDS

SECTION 1: Identification of the substance/mixture and of the company/undertaking

1.1 Product identifiers

Product name : **Nitro Benzene**

CAS-No. : 98-95-3

1.2 Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against

Identified uses : Laboratory chemicals, Industrial & for professional use only.

1.3 Details of the supplier of the safety data sheet

Company : Central Drug House (P) Ltd
7/28 Vardaan House
New Delhi-10002
INDIA

Telephone : +91 11 49404040

Email : care@cdhfinechemical.com_

1.4 Emergency telephone number

Emergency Phone # : +91 11 49404040 (9:00am - 6:00 pm) [Office hours]

SECTION 2: Hazards identification

2.1 Classification of the substance or mixture

Classification according to Regulation (EC) No 1272/2008

Acute toxicity, Oral (Category 3), H301

Acute toxicity, Inhalation (Category 3), H331

Acute toxicity, Dermal (Category 3), H311

Carcinogenicity (Category 2), H351

Reproductive toxicity (Category 1B), H360F

Specific target organ toxicity - repeated exposure (Category 1), Blood, H372

Chronic aquatic toxicity (Category 3), H412

For the full text of the H-Statements mentioned in this Section, see Section 16.

2.2 Label elements

Labelling according Regulation (EC) No 1272/2008

Pictogram



SAFETY DATA SHEET

Revision Date 24-Dec-2025

Revision Number 4

This safety data sheet was created pursuant to the requirements of: US OSHA Hazard Communication Standard 2024 (29 CFR 1910.1200)

1. Identification

Product Name	Copper silicide
Cat No. :	12844
CAS No	12159-07-8
Synonyms	No information available
Recommended Use	Laboratory chemicals.
Uses advised against	Food, drug, pesticide or biocidal product use.

Details of the supplier of the safety data sheet

Company

Thermo Fisher Scientific Chemicals, Inc.
30 Bond Street
Ward Hill, MA 01835-8099
Tel: 800-343-0660
Fax: 800-322-4757

Emergency Telephone Number

For information US call: 001-800-227-8701 / Europe call: +32 14 57 52 11
Emergency Number US:001-201-796-7100 / Europe: +32 14 57 52 99
CHEMTREC Tel. No. US:001-800-424-9300 / Europe:001-703-527-3887

2. Hazard(s) identification

Classification

This chemical is considered hazardous according to [US] OSHA (29 CFR 1910.1200, 2024)

Skin Corrosion/Irritation	Category 2
Serious Eye Damage/Eye Irritation	Category 2
Specific target organ toxicity (single exposure)	Category 3
Target Organs - Respiratory system.	

Label Elements

Signal Word
Warning

Hazard Statements
Causes skin irritation



Aniline CAS No 62-53-3	MATERIAL SAFETY DATA SHEET SDS/MSDS
---	--

SECTION 1: Identification of the substance/mixture and of the company/undertaking

1.1 Product identifiers

Product name : **Aniline**

CAS-No. : 62-53-3

1.2 Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against

Identified uses : Laboratory chemicals, Industrial & for professional use only.

1.3 Details of the supplier of the safety data sheet

Company : Central Drug House (P) Ltd
7/28 Vardaan House
Ansari Road Daryaganj
New Delhi-110002
INDIA

Telephone : +91 11 49404040

Email : care@cdhfinechemical.com

1.4 Emergency telephone number

Emergency Phone # : +91 11 49404040 (9:00am - 6:00 pm) [Office hours]

SECTION 2: Hazards identification

2.1 Classification of the substance or mixture

Classification according to Regulation (EC) No 1272/2008

Acute toxicity, Oral (Category 3), H301

Acute toxicity, Inhalation (Category 3), H331

Acute toxicity, Dermal (Category 3), H311

Serious eye damage (Category 1), H318

Skin sensitisation (Category 1), H317

Germ cell mutagenicity (Category 2), H341

Carcinogenicity (Category 2), H351

Specific target organ toxicity - repeated exposure (Category 1), H372

Specific target organ toxicity - repeated exposure (Category 1), Blood, H372

Acute aquatic toxicity (Category 1), H400

Chronic aquatic toxicity (Category 1), H410

For the full text of the H-Statements mentioned in this Section, see Section 16.

Classification according to EU Directives 67/548/EEC or 1999/45/EC

T Toxic R23/24/25, R48/23/24/25

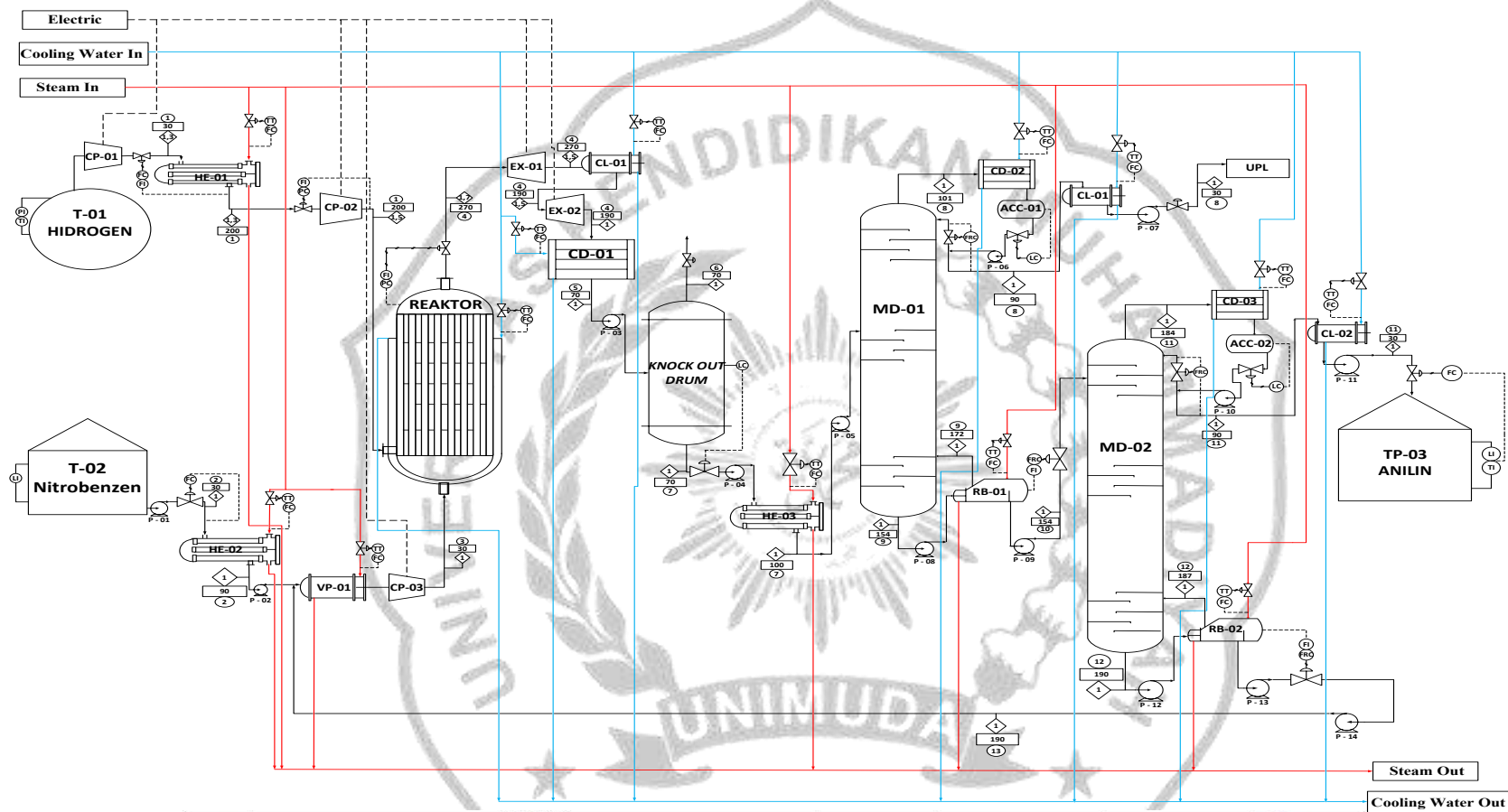
R40

R68

Xi Irritant

R41

R43



Komponen	Arus (kg/Jam)													Keterangan Simbol	Keterangan Alat	Keterangan Instrumen			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13						
C6H5NO2	-	6815,43	6815,43	135,73	135,73	-	135,73	0,08	135,05	135,05	0,00	132,36	132,36	○	Nomor arus	TP	Tangki Pendinginan	FC : Flow Controller	Disusun oleh : 1. Fransiska Maimasale 2. Inda Basma Purita 3. Winold Dwi Cahyani
C6H5NH2	-	-	25,00	1975,51	1975,51	-	1975,51	25,38	1950,13	1950,13	1950,13	25,00	25,00	□	Suhu, °C	VP	Vaporizer	F1 : Flow Controller	
H2O	-	9,97	8,57	1975,03	1975,03	-	1975,03	1975,28	195,25	195,25	22,04	0,20	0,20	△	Tekanan, atm	HE	Heat Exchanger	FRC : Flow Ratio Controller	
H2	332,46	-	-	6,62	6,62	6,62	-	-	-	-	-	-	-	✕	Control valve	R	Reaktor	LI : Level Indicator	Dosen Pembimbing 1. Yusra La Gsa, M.T. 2. Nita Indriani, M.T.
N2	46,54	-	-	53,12	53,12	53,12	-	-	-	-	-	-	-	—	Pneumatic	CP	Compressor	LC : Level Controller	
														—	Electrical	CD	Condenser	PC : Pressure Controller	
														—	Pipeline	KD	Knock Out Drum	PI : Pressure Indicator	
														—	Open Vent	MD	Menara Distilasi	TI : Temperature Transmitter	
																EX	Expander	TC : Temperature Controller	
																	CL	Cooler	
																	ACC	Accumulator	
																	RD	Reboiler	
																	P	Pompa	
Total	370,00	6825,40	6847,00	7226	7226,01	59,74	7166,27	1961,8	5204,73	5204,7	5047,17	157,56	157,56						

