

**PRARANCANGAN PABRIK  
BENZONITRIL DARI AMONIA DAN TOLUENA  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Yosef Budiman

Nama : Niti Bagus Wirotomo

NIM : 19521006

NIM : 19521118

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA**

**2023**



# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

## PRARANCANGAN PABRIK BENZONITRIL DARI AMONIA DAN TOLUENA KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Yosef Budiman

Nama : Niti Bagus Wirotomo

NIM : 19521006

NIM : 19521118

Yogyakarta, 3 Agustus 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Mahasiswa 1



Yosef Budiman

Mahasiswa 2



Niti Bagus Wirotomo

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRARANCANGAN PABRIK BENZONITRIL DARI AMONIA DAN TOLUENA KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

### PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Niti Bagus Wirotomo

No. Mahasiswa : 19521118

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

Yogyakarta, 9 Oktober 2023

Tim Penguji,

Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

Ketua

Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D.

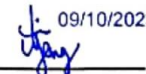
Anggota I

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

Anggota II

 11-10-2023

 11/10/23

 09/10/2023

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

NIP. 995200445

## KATA PENGANTAR

*Assalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.*

Segala puji bagi Allah *Subhanahu Wa Ta'ala.* yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. *Shalawat* dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad *Shallallahu 'alaihi wa sallam.*, sahabat serta para pengikutnya. Penyusunan tugas akhir yang berjudul **“PRARANCANGAN PABRIK BENZONITRIL DARI AMONIA DAN TOLUENA DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN”**, merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan tugas akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
2. Ibu Dr. Ifa Puspasari, ST., M.Eng. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia sekaligus selaku Dosen Pembimbing, atas bimbingan serta waktu yang telah diberikan.
4. Kedua orang tua kami tercinta atas doa, kasih sayang, dan bimbingannya.
5. *Partner* saya atas kerjasama dan kekompakannya.
6. Teman-teman Teknik Kimia 2019 atas segala *supportnya*.

Kami menyadari bahwa di dalam penyusunan laporan tugas akhir ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi pembaca dan khususnya bagi mahasiswa Teknik Kimia, *Aamiin Ya Rabbal Alamin.*

*Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.*



Yogyakarta, 5 September 2023

Penyusun

## DAFTAR ISI

<b>LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING</b> .....	2
<b>LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL</b> .....	3
<b>LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI</b> .....	4
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	5
<b>DAFTAR ISI</b> .....	7
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	11
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	14
<b>DAFTAR LAMPIRAN</b> .....	15
<b>DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN</b> .....	16
<b>ABSTRAK</b> .....	18
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.2.1. <i>Supply</i> .....	2
1.2.2. <i>Demand</i> .....	4
1.3. Tinjauan Pustaka .....	6
1.3.1. Benzonitril .....	6
1.3.2. Macam-macam Proses .....	7
1.3.3. Pemilihan Proses .....	9
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika .....	11
1.4.1. Tinjauan Termodinamika .....	11
1.4.2. Tinjauan Kinetika .....	14
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK</b> .....	16
2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....	16
2.2. Pengendalian Kualitas .....	18
2.2.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	18
2.2.2. Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung .....	18
2.2.3. Pengendalian Kualitas Produk .....	19
2.2.4. Pengendalian Proses Produksi .....	19

2.2.5. Pengendalian Proses Transportasi .....	20
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES</b> .....	<b>21</b>
3.1. Diagram Alir Proses dan Material .....	21
3.1.1. Diagram Alir Kualitatif.....	21
3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif.....	22
3.2. Uraian Proses.....	23
3.2.1. Unit Penyimpanan Bahan Baku .....	23
3.2.2. Unit Sintesis.....	24
3.2.3. Unit Pemurnian .....	24
3.3. Spesifikasi Alat.....	25
3.3.1. Spesifikasi Reaktor .....	25
3.3.2. Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah.....	27
3.3.3. Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	34
3.3.4. Spesifikasi <i>Expansion Valve, Blower, dan Kompresor</i> .....	36
3.3.5. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan.....	39
3.3.6. Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	46
3.4. Neraca Massa .....	59
3.4.1. Neraca Massa <i>Mix-Point 1</i> .....	59
3.4.2. Neraca Massa <i>Vaporizer (VP-01)</i> .....	60
3.4.3. Neraca Massa <i>Separator (SP-01)</i> .....	60
3.4.4. Neraca Massa <i>Mix-Point 2</i> .....	60
3.4.5. Neraca Massa <i>Vaporizer (VP-02)</i> .....	60
3.4.6. Neraca Massa <i>Separator (SP-02)</i> .....	61
3.4.7. Neraca Massa <i>Mixed-Point 3</i> .....	61
3.4.8. Neraca Massa Reaktor (R-01).....	61
3.4.9. Neraca Massa Kondensor Parsial (CDP-01).....	62
3.4.10. Neraca Massa <i>Separator (SP-03)</i> .....	62
3.4.11. Neraca Massa <i>Absorber (ABS-01)</i> .....	63
3.4.12. Neraca Massa <i>Stripper (STP-01)</i> .....	63
3.4.13. Neraca Massa <i>Decanter (DC-01)</i> .....	64
3.4.14. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....	64
3.5. Neraca Panas .....	64



3.5.1. Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (VP-01).....	64
3.5.2. Neraca Panas <i>Separator</i> (SP-01) .....	65
3.5.3. Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (VP-02).....	65
3.5.4. Neraca Panas <i>Separator</i> (SP-02) .....	65
3.5.5. Neraca Panas Reaktor (R-01) .....	66
3.5.6. Neraca Panas Kondensor Parsial (CDP-01).....	66
3.5.7. Neraca Panas <i>Separator</i> (SP-03) .....	66
3.5.8. Neraca Panas <i>Absorber</i> (ABS-01) .....	67
3.5.9. Neraca Panas <i>Stripper</i> (STP-01).....	67
3.5.10. Neraca Panas <i>Decanter</i> (DC-01) .....	67
3.5.11. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01).....	68
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK</b> .....	69
4.1. Penentuan Lokasi Pabrik .....	69
4.1.1. Keterjangkauan Bahan Baku .....	69
4.1.2. Keterjangkauan Pemasaran Produk .....	69
4.1.3. Keterjangkauan Energi dan Sumber Daya.....	69
4.1.4. Ketersediaan Tenaga Kerja.....	69
4.1.5. Kondisi Geografis dan Sosial .....	69
4.2. Tata Letak Pabrik .....	71
4.3. Tata Letak Peralatan .....	75
4.4. Organisasi Perusahaan.....	77
4.4.1. Bentuk Organisasi Perusahaan.....	77
4.4.2. Struktur Organisasi Perusahaan.....	78
4.4.3. Tugas dan Wewenang.....	78
4.4.4. Status Karyawan dan Jam Kerja Karyawan.....	86
4.4.5. Jam Kerja Karyawan.....	86
4.4.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Gaji, dan Hak Karyawan .....	88
4.4.7. Manajemen Produksi .....	92
4.4.8. Perencanaan Produksi .....	93
4.4.9. Pengendalian Produksi.....	94
<b>BAB V UTILITAS</b> .....	96
5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	96

5.1.1. Air Proses.....	97
5.1.2. Air Sanitasi .....	97
5.1.3. Unit Desalinasi.....	100
5.1.4. Unit Demineralisasi .....	102
5.2. Unit Pembangkit <i>Steam (Steam Generation System)</i> .....	103
5.3. Unit Penyedia <i>Dowtherm A</i> .....	105
5.4. Unit Penyedia Udara <i>Instrument</i> .....	107
5.5. Unit Pembangkit Listrik .....	107
5.6. Unit Pengolahan Limbah.....	111
5.6.1. Fase Cair .....	111
5.6.2. Fase Gas.....	112
5.7. Unit Penyedia Bahan Bakar .....	112
5.8. Spesifikasi Alat Utilitas .....	114
<b>BAB VI EVALUASI EKONOMI</b> .....	136
6.1. Penaksiran Harga Peralatan .....	137
6.2. Perhitungan Biaya .....	147
6.3. Komponen Biaya .....	147
6.3.1. Modal ( <i>Capital Investment</i> ) .....	147
6.3.2. Biaya Produksi ( <i>Manufacturing Cost</i> ).....	149
6.3.3. Pengeluaran Umum ( <i>General Expense</i> ) .....	151
6.4. Analisis Keuntungan .....	151
6.5. Analisis Kelayakan.....	152
6.5.1. <i>Return On Investment (ROI)</i> .....	152
6.5.2. <i>Pay Out Time (POT)</i> .....	153
6.5.3. <i>Break Even Point (BEP)</i> .....	153
6.5.4. <i>Shut Down Point (SDP)</i> .....	155
6.5.5. <i>Discounted Cash Flow Rate (DCFR)</i> .....	156
<b>BAB VII PENUTUP</b> .....	158
7.1. Kesimpulan.....	158
7.2. Saran .....	159
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	160

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Impor Benzonitril dari Tahun 2017–2021 .....	3
Tabel 1.2. Ekspor Benzonitril dari Tahun 2017–2021 .....	4
Tabel 1.3. Data Kapasitas Produsen Benzonitril di Beberapa Negara.....	5
Tabel 1. 4. Perbandingan Proses Produksi Benzonitril.....	8
Tabel 1. 5. Kelebihan dan Kekurangan Proses Produksi Benzonitril .....	9
Tabel 1. 6. Perbandingan Rasio Mol Reaktan Pembuatan Benzonitril.....	10
Tabel 1. 7. Harga $\Delta H_0$ pada Masing-masing Komponen .....	11
Tabel 1. 8. Harga $\Delta G_0$ pada Masing-masing Komponen.....	12
Tabel 1. 9. Hasil Perhitungan Konstanta Kesetimbangan Panas .....	14
Tabel 1. 10. Nilai dari Parameter Persamaan Kinetika .....	15
Tabel 1. 11. Nilai dari Parameter Persamaan Kinetika Energi Aktivasi.....	15
Tabel 2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....	16
Tabel 3. 1. Spesifikasi Reaktor .....	25
Tabel 3. 2. Spesifikasi <i>Vaporizer</i> .....	27
Tabel 3. 3. Spesifikasi <i>Separator</i> .....	28
Tabel 3. 4. Spesifikasi Filter .....	29
Tabel 3. 5. Spesifikasi <i>Accumulator</i> .....	29
Tabel 3. 6. Spesifikasi <i>Decanter</i> .....	30
Tabel 3. 7. Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01) .....	30
Tabel 3. 8. Spesifikasi <i>Absorber</i> .....	32
Tabel 3. 9. Spesifikasi <i>Stripper</i> .....	32
Tabel 3. 10. Spesifikasi <i>Reflux Drum</i> .....	33
Tabel 3. 11. Spesifikasi Tangki Penyimpanan .....	34
Tabel 3. 12. Spesifikasi <i>Expansion Valve</i> .....	36
Tabel 3. 13. Spesifikasi <i>Blower</i> .....	37
Tabel 3. 14. Spesifikasi Kompresor .....	38
Tabel 3. 15. Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 1 .....	39
Tabel 3. 16. Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 2 .....	40
Tabel 3. 17. Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 3 .....	41
Tabel 3. 18. Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 4 .....	43
Tabel 3. 19. Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 5 .....	44
Tabel 3. 20. Spesifikasi Kondensor Parsial (CDP-01).....	46
Tabel 3. 21. Spesifikasi Kondensor (CD-01).....	47
Tabel 3. 22. Spesifikasi <i>Reboiler</i> .....	48
Tabel 3. 23. Spesifikasi <i>Heater 1</i> .....	49
Tabel 3. 24. Spesifikasi <i>Heater 2</i> .....	51
Tabel 3. 25. Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-01).....	52
Tabel 3. 26. Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-02).....	53
Tabel 3. 27. Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-03).....	54
Tabel 3. 28. Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-04).....	56
Tabel 3. 29. Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-05).....	57
Tabel 3. 30. Spesifikasi <i>Cooler</i> (CL-06).....	58
Tabel 3. 31. Neraca Massa <i>Mix-Point 1</i> .....	59

Tabel 3. 32. Neraca Massa <i>Vaporizer</i> (VP-01).....	60
Tabel 3. 33. Neraca Massa <i>Separator</i> (SP-01).....	60
Tabel 3. 34. Neraca Massa <i>Mix-Point 2</i> .....	60
Tabel 3. 35. Neraca Massa <i>Vaporizer</i> (VP-02).....	60
Tabel 3. 36. Neraca Massa <i>Separator</i> (SP-02).....	61
Tabel 3. 37. Neraca Massa <i>Mixed-Point 3</i> .....	61
Tabel 3. 38. Neraca Massa Reaktor (R-01).....	61
Tabel 3. 39. Neraca Massa Kondensor Parsial (CDP-01).....	62
Tabel 3. 40. Neraca Massa <i>Separator</i> (SP-03).....	62
Tabel 3. 41. Neraca Massa <i>Absorber</i> (ABS-01).....	63
Tabel 3. 42. Neraca Massa <i>Stripper</i> (STP-01).....	63
Tabel 3. 43. Neraca Massa <i>Decanter</i> (DC-01).....	64
Tabel 3. 44. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01).....	64
Tabel 3. 45. Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (VP-01).....	64
Tabel 3. 46. Neraca Panas <i>Separator</i> (SP-01).....	65
Tabel 3. 47. Neraca Panas <i>Vaporizer</i> (VP-02).....	65
Tabel 3. 48. Neraca Panas <i>Separator</i> (SP-02).....	65
Tabel 3. 49. Neraca Panas Reaktor (R-01).....	66
Tabel 3. 50. Neraca Panas Kondensor Parsial (CDP-01).....	66
Tabel 3. 51. Neraca Panas <i>Separator</i> (SP-03).....	66
Tabel 3. 52. Neraca Panas <i>Absorber</i> (ABS-01).....	67
Tabel 3. 53. Neraca Panas <i>Stripper</i> (STP-01).....	67
Tabel 3. 54. Neraca Panas <i>Decanter</i> (DC-01).....	67
Tabel 3. 55. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01).....	68
Tabel 4. 1. Jadwal Kerja Karyawan.....	87
Tabel 4. 2. Jabatan dan Prasyarat.....	88
Tabel 4. 3. Jumlah Gaji Karyawan.....	89
Tabel 5. 1. Kebutuhan Pendingin Dowtherm A.....	105
Tabel 5. 2. Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses.....	108
Tabel 5. 3. Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilitas.....	109
Tabel 5. 4. Total Kebutuhan Listrik.....	111
Tabel 5. 5. Spesifikasi Pompa Utilitas.....	124
Tabel 5. 6. Spesifikasi <i>Blower</i> Utilitas.....	134
Tabel 6. 1. Indeks Harga Alat pada Tahun 1991-2022.....	137
Tabel 6. 2. Harga Alat Proses.....	140
Tabel 6. 3. Harga Alat Utilitas.....	143
Tabel 6. 4. <i>Physical Plant Cost</i> (PPC).....	148
Tabel 6. 5. <i>Direct Plan Cost</i> (DPC).....	148
Tabel 6. 6. <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI).....	148
Tabel 6. 7. <i>Working Capital Investment</i> (WCI).....	149
Tabel 6. 8. <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC).....	150
Tabel 6. 9. <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	150
Tabel 6. 10. <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC).....	150
Tabel 6. 11. <i>Total Manufacturing Cost</i> .....	151
Tabel 6. 12. <i>General Expense</i> .....	151
Tabel 6. 13. <i>Total Production Cost</i> .....	151

Tabel 6. 14. <i>Annual Fixed Cost (Fa)</i> .....	154
Tabel 6. 15. <i>Annual Variable Value (Va)</i> .....	154
Tabel 6. 16. <i>Annual Regulated Expense (Ra)</i> .....	155
Tabel 6. 17. <i>Annual Sales Value (Sa)</i> .....	155



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1. Impor Benzonitril Tahun 2017 (tahun ke-0) s.d. 2021 (tahun ke-4) .	3
Gambar 3.1. Diagram Alir Kualitatif .....	21
Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif .....	22
Gambar 4. 1. Lokasi Pendirian Pabrik Benzonitril .....	71
Gambar 4. 2. Tata Letak Pabrik Benzonitril .....	74
Gambar 4. 3. Tata Letak Alat Proses Pabrik Benzonitril .....	76
Gambar 4. 4. Struktur Organisasi Perusahaan .....	85
Gambar 5. 1. Diagram Alir Proses Desalinasi .....	98
Gambar 5. 2. Diagram Alir Proses Demineralisasi .....	99
Gambar 5. 3. Diagram Alir Proses <i>Mixed Bed Ion Exchanger</i> .....	104
Gambar 5. 4. Diagram Alir Proses Unit Penyedia <i>Dowtherm A</i> .....	106
Gambar 5. 5. Diagram Alir Proses Penyedia Udara <i>Instrument</i> .....	107
Gambar 5. 6. Diagram Alir Proses Pengolahan Limbah secara <i>Ammocut</i> .....	113
Gambar 6. 1. Grafik Regresi Linear .....	139
Gambar 6. 2. Grafik Evaluasi Ekonomi .....	157



## DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A	Perancangan Reaktor.....	162
LAMPIRAN B	<i>Process Engineering Flow Diagram (PEFD)</i> .....	223
LAMPIRAN C	Kartu Konsultasi Prarancangan Pabrik.....	225



## DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
P	: Tekanan, atm
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
C <sub>p</sub>	: Kapasitas panas, Btu/lb.°F
K	: Konduktivitas termal, Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
$\Delta H$	: Entalpi, kJ/jam
k	: Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
r	: Jari-jari, in
V	: Volume, m <sup>3</sup>
m	: Massa, kg
t	: Waktu, jam
F <sub>v</sub>	: Laju volumetrik, m <sup>3</sup> /s
Q	: Kebutuhan kalor, kJ/jam
A	: Luas penampang, ft <sup>2</sup>
P	: <i>Power motor</i> , Hp
T <sub>s</sub>	: Tebal <i>shell</i> , in
T <sub>h</sub>	: Tebal <i>head</i> , in
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in
F	: <i>Allowable stress</i> , psia
E	: Efisiensi pengelasan
I <sub>cr</sub>	: Jari-jari sudut dalam, in
Re	: Bilangan <i>Reynold</i>
$\Delta P$	: <i>Pressure drop</i> , psia
F <sub>s</sub>	: Faktor friksi



- Ud : Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor,  $\text{Btu/jam.ft}^2\text{°F}$   
Uc : Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih,  $\text{Btu/jam.ft}^2\text{°F}$   
Rd : Faktor pengotor  
LMTD : *Long mean temperature different*,  $\text{°F}$   
jH : *Heat transfer factor*  
Hi : *Inside film coefficient*,  $\text{Btu/jam.ft}^2\text{°F}$   
Ho : *Outside film coefficient*,  $\text{Btu/jam.ft}^2\text{°F}$



## ABSTRAK

Bertambahnya industri manufaktur meningkatkan kebutuhan terhadap bahan baku, salah satunya adalah benzonitril. Hal tersebut tidak didukung dengan adanya produksi dalam negeri, sehingga diperlukan pendirian pabrik benzonitril. benzonitril dibuat dengan mereaksikan gas amonia dan toluena di dalam *bed* katalis Vanadium-Titanium-Oxide pada suhu 310-350°C dan tekanan 3 atm. Panas reaksi yang timbul dibawa oleh *gas inert* nitrogen, tetapi untuk menjaga suhu dalam batas aman dan efisien diperlukan cairan pendingin *Dowtherm A*. Gas yang keluar dari reaktor kemudian didinginkan hingga hidrokarbon sisa hasil benzonitril dan air terembunkan, sehingga terpisah dengan *non condensable gas*. Cairan yang terjadi dipisah antara fasa cair dan hidrokarbon. Fasa hidrokarbon kemudian didistilasi untuk mendapatkan produk benzonitril, sedangkan fasa cair yang mengandung amonia dipisahkan melalui *stripper* bersama cairan yang berasal dari *absorber* yang berfungsi menyerap amonia sisa yang terikut pada *non condensable gas*. Untuk mencapai kapasitas produksi 10.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku 2.291,44 kg/jam amonia, 1.527,62 kg/jam toluena, dan 9.162,99 kg/jam udara. Utilitas yang dibutuhkan meliputi air 80.892 kg/jam yang diperoleh dari air Laut Jawa, cairan pendingin *Dowtherm A* 377.038,75 kg/jam, 191.960,26 *steam*, bahan bakar UPL 11.785,89 kg/jam, udara tekan 29,91 m<sup>3</sup>/jam, dan listrik 3.315 Kw. Pabrik akan didirikan di daerah Lamongan, Jawa Timur di atas tanah seluas ±2 ha, termasuk perluasan. Hasil analisis menunjukkan bahwa pabrik benzonitril memiliki tingkat resiko rendah (*low risk*) dengan menganalisis besaran pajak sebesar 22%, didapatkan katategori ROI minimal sebesar 11%, nilai POT maksimal sebesar 5 tahun, dan BEP sebesar 40-60%. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan beberapa poin, di antaranya: 1). *Fixed Capital* sebesar Rp602.692.018.553,29, 2). *Working Capital* sebesar Rp526.521.967.298,74, 3). *Percent Return of Investment (ROI) Before Tax* sebesar 30,62%, 4). *Percent Return of Investment (ROI) After Tax* sebesar 23,89%, 5). *Pay Out Time (POT) Before Tax* selama 2,5 tahun, 6). *Pay Out Time (POT) After Tax* selama 3 tahun, 7). *Break Event Point (BEP)* sebesar 50,67%, 8). *Shut Down Point (SDP)* sebesar 29,73%, serta 9). *Discounted Cash Flow (DCF)* sebesar 17,79%. Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik benzonitril dari amonia dan toluena dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini cukup menarik bila didirikan di Indonesia.

Kata Kunci: amonia, toluena, benzonitril

## **ABSTRACT**

*The increase in the manufacturing industry increases the need for raw materials, one of which is benzonitrile. This is not supported by domestic production, so it is necessary to establish a benzonitrile factory. Benzonitrile is made by reacting ammonia and toluene gas in a Vanadium-Titanium-Oxide catalyst bed at a temperature of 310-350°C and a pressure of 3 atm. The heat of the reaction that arises is carried by inert nitrogen gas, but to maintain the temperature within safe and efficient limits Dowtherm A coolant is needed. The gas that comes out of the reactor is then cooled until the remaining hydrocarbons resulting from benzonitrile and water are condensed so that they are separated from the non-condensable gas. The liquid that occurs is separated between the liquid and hydrocarbon phases. The hydrocarbon phase is then distilled to obtain the benzonitrile product, while the liquid phase containing ammonia is separated via a stripper along with the liquid originating from the absorber which functions to absorb the remaining ammonia included in the non-condensable gas. To achieve a production capacity of 10.000 tons/year, the raw materials require 2.291,44 kg/hour of ammonia, 1.527,62 kg/hour of toluene, and 9.162,99 kg/hour of air. Utilities required include water 80.892 kg/hour obtained from Java Sea water, Dowtherm A coolant 377.038,75 kg/hour, 191.960,26 steam, UPL fuel 11.785,89 kg/hour, compressed air 29,91 m<sup>3</sup>/hour, and electricity 3.315 Kw. The factory will be established in the Lamongan area, East Java on ±2 ha of land, including expansion. The results of the analysis show that the benzonitrile factory has a low level of risk. By analyzing the tax amount of 22%, we get a minimum ROI category of 11%, a maximum POT value of 5 years, and a BEP of 40-60%. The results of the economic evaluation show several points, including: 1). Fixed Capital amounting to IDR602.692.018.553,29, 2). Working Capital amounting to IDR526.521.967.298,74, 3). Percent Return of Investment (ROI) Before Tax is 30,62%, 4). Percent Return of Investment (ROI) After Tax is 23,89%, 5). Pay Out Time (POT) Before Tax for 2.5 years, 6). Pay Out Time (POT) After Tax for 3 years, 7). Break Event Point (BEP) of 50,67%, 8). Shut Down Point (SDP) is 29,73%, and 9). Discounted Cash Flow (DCF) of 17,79%. From an economic perspective, this benzonitrile plant from ammonia and toluene with a capacity of 10.000 tons/year is quite attractive if it is established in Indonesia.*

*Keywords: ammonia, toluene, benzonitrile*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Dewasa ini, perkembangan industri manufaktur di Indonesia telah mampu menggeser peran basis komoditas menjadi basis manufaktur. Indonesia juga telah menjadi basis manufaktur terbesar se-ASEAN dengan kontribusi mencapai 20,27% pada perekonomian skala nasional (Suryana & Anggraeny, 2022). Pemerintah saat ini terus berupaya untuk melakukan transformasi perekonomian agar proses perkembangan industri non migas dapat terfokuskan. Industri pengolahan non-migas sendiri mencatatkan pertumbuhan sebesar 4,83% pada triwulan tiga tahun 2022, di mana lebih tinggi dibandingkan periode yang sama tahun lalu di angka 4,12%. Hal tersebut menandakan bahwa aktivitas pada sektor manufaktur di dalam negeri masih dapat berjalan walaupun di tengah kondisi ekonomi global yang tidak menentu.

Dari sekian banyak industri yang berkembang di Indonesia, industri kimia merupakan industri yang paling disoroti atas perkembangannya. Sebab, industri kimia berperan penting dalam pemenuhan kebutuhan bahan baku bagi sektor manufakturnya lainnya yang semakin meningkat, sehingga pemerintah terus mendorong tumbuhnya industri kimia di dalam negeri agar menjadi sektor penggerak perekonomian nasional. Untuk itu, diperlukan pendirian pabrik kimia baru yang dapat memenuhi kebutuhan di dalam negeri di mana salah satunya adalah pabrik benzonitril.

Benzonitril merupakan senyawa benzena dan nitril aromatik yang memiliki rumus kimia  $C_7H_5N$  atau  $C_6H_5CN$  paling sederhana dan sangat toksik. Benzonitril termasuk hidrogen sianida di mana hidrogen telah digantikan oleh gugus fenil. Bentuk benzonitril adalah cairan bening tidak berwarna dengan bau seperti almon. Benzonitril banyak digunakan sebagai bahan sekaligus pendukung bagi industri seperti melamin, *coating*, *molding resin*, polimer, dan tekstil. Selain itu, benzonitril juga digunakan sebagai

pelarut dan perantara dalam industri pembuatan obat-obatan, parfum, pewarna, karet, pernis khusus, pemutihan kain katun, prekursor untuk resin benzoguanamin, zat aditif pada pembasuhan plat-plat nikel, bahan bakar jet, aditif pengering untuk serat akrilik, pemisahan naftalena dan alkilnaftalena dari senyawa aromatik dengan destilasi azeotrop serta dalam penghilangan titanium tetraklorida dan vanadium oksitriklorida dari silikon tetraklorida (Nawaz *et al.*, 1992; Kirk-Othmer, 2004).

Benzonitril dapat dihasilkan melalui proses amoksidasi dengan mereaksikan amonia, toluena, dan udara dengan bantuan katalis vanadium-titanium-oksida. Bahan baku amonia dan toluena dapat diperoleh dari produsen di dalam negeri. Amonia telah diproduksi oleh beberapa industri di antaranya, yaitu PT. Pupuk Sriwijaya, PT. Pupuk Kujang, PT. Petrokimia Gresik, dan PT. Pupuk Kaltim. Sedangkan toluena diproduksi dari PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama (PT. TPPI), PT. Styrimdo Mono Indonesia, PT. Humpuss Aromatic, dan PT. Pertamina RU IV Cilacap. Hingga saat ini, belum terdapat pabrik benzonitril yang tercatat telah berdiri di Indonesia, sehingga untuk memenuhi kebutuhan konsumsi di dalam negeri yang besar dan diperkirakan akan terus meningkat, Indonesia masih perlu mengimpor dari negara lain.

Pabrik benzonitril perlu didirikan di Indonesia dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Untuk memenuhi kebutuhan konsumsi di dalam negeri serta menghemat APBN negara dengan cara mengurangi ketergantungan impor.
- b. Dapat membuka lapangan kerja bagi WNI dan meningkatkan taraf hidup.
- c. Mendorong berdirinya industri-industri lain yang menggunakan bahan baku benzonitril untuk memenuhi kebutuhan pasar di Indonesia.

## **1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik**

### **1.2.1. Supply**

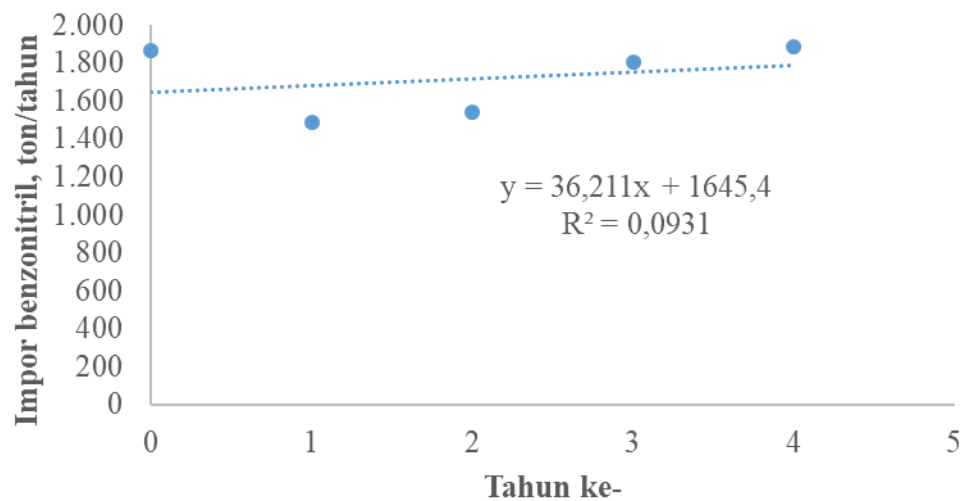
*Supply* atau jumlah dan ketersediaan bahan baku untuk produk diperoleh dari impor benzonitril dan produksi benzonitril dalam negeri.

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) RI, data impor benzonitril sebagai bahan kimia dari tahun 2017 sampai 2021 menurut data BPS RI pada tahun 2017–2021.

**Tabel 1.1.** Impor Benzonitril dari Tahun 2017–2021

Tahun	Impor (ton/tahun)
2017	1.864,83
2018	1.488,38
2019	1.544,11
2020	1.803,63
2021	1.888,25

Berdasarkan data di atas, dapat diketahui bahwa industri di Indonesia masih membutuhkan benzonitril dari luar negeri untuk memenuhi kebutuhan bahan baku dalam usahanya. Dari data impor di atas dapat dibuat grafik antara data tahun pada sumbu x dan data impor dari sumbu y yang ditunjukkan pada grafik berikut.



**Gambar 1. 1.** Impor Benzonitril Tahun 2017 (tahun ke-0) s.d. 2021 (tahun ke-4)

Perkiraan impor benzonitril di Indonesia pada tahun yang akan datang saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan  $y = 36,211x + 1645,4$  di mana nilai x sebagai tahun dan y

sebagai jumlah impor. Dengan persamaan di atas diperkirakan untuk tahun 2027 kebutuhan impor benzonitril di Indonesia sebesar:

$$y = 36,211x + 1645,4$$

$$y = 36,211(10) + 1645,49,3$$

$$y = 2.007,51 \text{ ton/tahun}$$

Sementara saat ini, belum terdapat perusahaan di Indonesia yang memproduksi benzonitril. Perusahaan di Indonesia seperti industri melamin, *coating*, *solvent*, dan tekstil yang menggunakan benzonitril sebagai bahan baku mendapatkan bahan benzonitril melalui impor dari negara lain seperti China, Jepang, Jerman, USA, Korea, India, dan beberapa negara lain untuk produksi di Indonesia.

### 1.2.2. Demand

Nilai *demand* didapatkan dari nilai ekspor dan konsumsi benzonitril. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) RI, data ekspor benzonitril sebagai bahan kimia dari tahun 2017–2021.

**Tabel 1.2.** Ekspor Benzonitril dari Tahun 2017–2021

Tahun	Ekspor (ton/tahun)
2017	14,88
2018	7,41
2019	0,28
2020	65,06
2021	1,30

Dari data diatas terlihat bahwa ekspor benzonitril di Indonesia sangatlah sedikit jumlahnya setiap tahunnya. Dari pencarian literatur, tidak didapatkan data riil untuk konsumsi produk benzonitril di Indonesia. Berdasarkan data konsumsi dari statistik industri manufaktur bahan baku industri BPS pada tahun 2017-2021, di mana penggunaan benzonitril sebagai *solvent*, *coating/resin*, dan *additive* tidak dapat ditentukan sebagai data utama konsumsi benzonitril. Hal tersebut dikarenakan data yang diperoleh tidak sepenuhnya digunakan untuk produk benzonitril, tetapi juga digunakan untuk produk kimia lainnya.

Oleh karena itu, pada penentuan *demand* ini tidak dapat ditunjukkan grafik dan persamaan perkiraan kebutuhan ekspor dan konsumsi untuk tahun 2027, seperti halnya penentuan *supply*.

Penentuan kapasitas produksi pabrik benzonitril pada tahun 2027 ditentukan dengan meninjau dari kapasitas pabrik yang telah berdiri. Adapun beberapa produsen benzonitril dari mancanegara yang telah berdiri disajikan dalam tabel 1.4.

**Tabel 1.3.** Data Kapasitas Produsen Benzonitril di Beberapa Negara

No.	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)	Referensi
1.	Anami Organics	India	30	anamiorganics.com
2.	Henan Tianfu Chemical Co., Ltd.	China	100	tianfuchem.net
3.	Hebei Zebo Biotechnology Co., Ltd.	China	500	hbzebo.com
5.	Shaanxi Bloom Tech Co., Ltd.	China	500	bloomtechz.com
6.	Zhejiang Yuanjin Chemical Co., Ltd.	China	500	zhejiangyuanjintrading.com
7.	Yangzhou Shuangding Chem Co., Ltd.	China	2.000	shuangdingchem.com
8.	Amitychem	China	5.000	amitychem.com
9.	Shanghai United Chemicals Co., Ltd.	China	5.000	unitedchemicals-co.com
10.	Hebei Bocao Biological Technology Co., Ltd.	China	10.000	hbbocao.com



**Tabel 1.4.** Data Kapasitas Produsen Benzonitril di Beberapa Negara  
(Lanjutan)

11.	Hefei TNJ Chemical Industry Co., Ltd.	China	12.000	tnjchem.com
12.	Hebei Yanxi Chemical Co., Ltd.	China	50.000	yanxichemical.com
13.	Shaanxi Dideu Medichem Co. Ltd	China	100.000	dideu.com

Berdasarkan kapasitas terkecil sampai terbesar pabrik benzonitril yang telah berdiri yakni sebesar 30–100.000 ton/tahun dengan rata-rata produksi 14.279,23 ton/tahun, maka ditentukan kapasitas perancangan pabrik benzonitril yang akan dibangun pada tahun 2027 ini dengan kapasitas sebesar 10.000 ton/tahun.

### 1.3. Tinjauan Pustaka

#### 1.3.1. Benzonitril

Benzonitril ( $C_7H_5N$ ) merupakan senyawa nitrit dari gugus aromatik yang paling sederhana dan sangat beracun. Benzonitril digunakan sebagai pelarut kuat yang digunakan untuk melarutkan senyawa organik maupun anorganik. Umumnya, benzonitril diaplikasikan sebagai salah satu bahan aktif herbisida yang banyak digunakan dalam bidang pertanian, seperti bromoksinil, dichlobenil, ioksinil, dan buktril. Penggunaan herbisida secara luas dapat mengakibatkan terjadinya pencemaran lingkungan yang dapat berdampak negatif bagi kesehatan. Metode yang dapat diterapkan dalam menghilangkan sifat beracun yaitu dengan biotransformasi menggunakan mikroba (Sulistinah, *et al.*, 2002). Menurut Sunarko (2022), sistem detoksifikasi senyawa nitril dilakukan dengan melibatkan bakteri *Mycobacterium* sp., *Bacillus* sp., *Corynebacterium* sp., dan

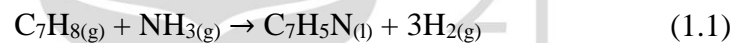
*Flexibacter* sp yang mampu mendegradasi sifat toksik sebesar (10 % v/v). Proses tersebut dapat beroperasi baik dalam suhu 5–40°C (optimum pada 30°C), antara pH 3–pH 11 (optimum pada pH 6,5–7,5), pada kondisi aerob maupun anaerob.

### 1.3.2. Macam-macam Proses

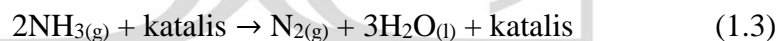
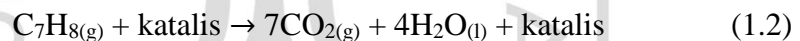
Terdapat dua metode yang digunakan untuk menghasilkan benzonitril dari bahan amonia dan toluena. Kedua metode tersebut, di antaranya sebagai berikut:

#### a. Reaksi Toluena dan Amonia Tanpa Udara (O<sub>2</sub>)

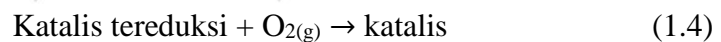
Menurut Denton *et al.*, (1950), reaksi toluena dan amonia tanpa udara dapat berlangsung dalam fase gas-gas dengan bantuan katalisator molibdenum-oksida (Mo-O) pada kondisi suhu 524–552°C dan pada tekanan 10–12 atm. Reaksi pembentukan berlangsung dalam reaksi sebagai berikut:



Selain reaksi pembentukan benzonitril, pada reaksi ini juga berlangsung proses oksidasi dengan udara dalam katalis, sehingga membentuk senyawa tereduksi sebagai berikut:



Katalis yang telah direduksi akan diaktivasi kembali ke dalam reaktor dengan mengalirkan udara ke dalam reaktor yang ditunjukkan pada reaksi sebagai berikut:



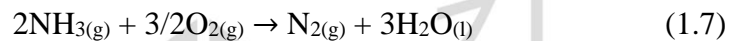
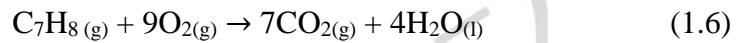
*Yield* maksimum benzonitril yang diperoleh yakni sebesar 61% dengan selektivitas amonia terhadap benzonitril sebesar 60–85%. Dikarenakan *yield* yang cukup rendah serta suhu operasi yang cukup tinggi, maka proses ini kurang menarik untuk diaplikasikan di industri, sehingga sangat tidak ekonomis.

b. Reaksi Amoksidasi

Berbeda dengan proses sebelumnya, reaksi amoksidasi antara toluena dan amonia berlangsung dengan melibatkan oksigen yang dibantu oleh katalisator Vanadium-Titanium-Oksida (V-Ti-O) pada kondisi suhu 250–360°C dan pada tekanan 3 atm. Reaksi pembentukan benzonitril menurut Cavalli *et al.*, (1997), berlangsung pada reaksi sebagai berikut:



Sehingga, menghasilkan reaksi samping, yaitu:



*Yield* maksimum benzonitril yang diperoleh yakni mencapai >90% apabila dilakukan *recycle* dengan *yield* yang sama. Menurut Denton, *et al.*, (1950) demi meminimalisir produk samping proses amoksidasi dijalankan pada suhu >482°C. Selektivitas toluena terhadap benzonitril juga dapat ditingkatkan hingga 100% (Niwa, *et al.*, 1981). Selanjutnya, perbandingan mengenai kedua metode tersebut disajikan dalam Tabel 1.5 dan Tabel 1.6.

**Tabel 1. 4.** Perbandingan Proses Produksi Benzonitril

Pembanding	Reaksi Tanpa Udara	Reaksi Amoksidasi
Katalis	Mo-O	V-Ti-O
Suhu Reaksi	524–552°C	250–360°C
Tekanan Reaksi	10–12 atm	3 atm
<i>Yield</i>	61%	>90%
Reduksi Katalis	Terjadi	Tidak terjadi
Aplikasi di Industri	-	Shaanxi Dideu Medichem (100.000/tahun)

**Tabel 1. 5.** Kelebihan dan Kekurangan Proses Produksi Benzonitril

<b>Jenis Proses</b>	<b>Kelebihan</b>	<b>Kekurangan</b>
Reaksi toluena dan amonia tanpa oksigen (O <sub>2</sub> )	Tidak memerlukan tambahan udara dalam reaksinya	Suhu dan tekanan operasi yang dibutuhkan lebih tinggi dibandingkan reaksi amoksidasi
Reaksi amoksidasi	a) Proses amoksidasi sudah banyak diaplikasikan dalam industri b) Suhu operasi lebih rendah c) <i>Yield</i> yang dihasilkan lebih tinggi	Diperlukan <i>pretreatment</i> terhadap katalis agar kinerja katalis lebih maksimal

### 1.3.3. Pemilihan Proses

Berdasarkan perbandingan kedua metode proses produksi benzonitril, dapat disimpulkan bahwa reaksi amoksidasi dapat menghasilkan *yield* yang lebih tinggi dengan kondisi operasi suhu yang lebih rendah, sehingga memiliki potensi *margin* dengan keuntungan yang lebih optimal. Dengan pertimbangan bahwa metode amoksidasi telah banyak diterapkan dalam industri besar di dunia, maka proses amoksidasi dipilih sebagai proses produksi benzonitril dalam perancangan pabrik ini.

### 1.3.4. Proses *Pretreatment* Katalis

Proses *pretreatment* katalis diawali dengan pembuatan katalis yang dibuat dengan mencampurkan dan memekatkan dua larutan encer *vanadyl* oksalat dan TiOC<sub>12</sub> dengan kandungan 25% berat vanadium sebagai V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, sedangkan CsCl ditambahkan sebagai promotor (V/Cs 36, w/w). Solusi panas disebarkan di atas pelet Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> yang berbentuk silinder (dikalsinasi pada 1000°C), masing-masing memiliki lubang aksial pusat sebesar diameter luar 0,45 cm, diameter dalam (id) 0,18 cm,

dan tinggi (h) 0,45 cm. Setelah larutan mengering pada 150°C diperoleh lapisan tipis (60 pm) fasa aktif.

Katalis dikarakterisasi melalui analisis difraksi sinar-X, analisis kimia, dan pengukuran luas permukaan BET. Spektrum inframerah dan pola difraksi sinar-X menunjukkan adanya campuran TiO<sub>2</sub> dalam bentuk anatase, V<sub>2</sub>O<sub>5</sub>, dan V<sub>2</sub>O<sub>4</sub> dalam fase aktif. Pelet katalisnya adalah kemudian dikalsinasi di dalam reaktor, dalam aliran udara pada suhu 400°C. Setelah prosedur ini, katalis yang dikalsinasi diolah dengan larutan amonia (pH = 10) untuk melarutkan vanadium oksida yang tidak berinteraksi kuat dengan bahan pendukung. Sisa padatan kemudian dilarutkan dalam asam sulfat pekat panas. Kedua larutan tersebut dianalisis secara terpisah, dengan metode manganometri, untuk mengetahui jumlah vanadium dalam sampel (Cavalli, *et al.*, 1987).

### 1.3.5. Perbandingan Rasio Mol Reaktan

**Tabel 1. 6.** Perbandingan Rasio Mol Reaktan Pembuatan Benzonitril

<b>Pembanding</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
Toluena (mol)	1	1	1	1
Amonia (mol)	1,5	1,5	2–6	2–6
Oksigen (mol)	2,2–6	2,5–4,5	2,2–6	2,5–4,5
Suhu (°C)	300–550	375–475	300–550	375–475

(Sumber: *Patent* US2828325)

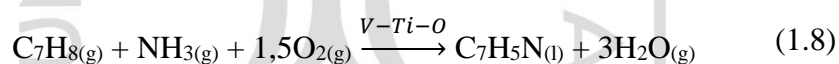
Berdasarkan perbandingan rasio mol reaktan pembuatan produk benzonitril di atas dan kondisi suhu operasi pada kinetika reaksi di reaktor yaitu 339°C, maka terdapat dalam perbandingan reaktan 1 dan 3 pada rentang suhu 300–550°C. Pada prarancangan ini, dipilih perbandingan mol reaktan antara toluena:amonia:oksigen yakni 1:1,5:6. Pada *Patent* US2828325 disebutkan jika pemilihan rasio mol oksigen terhadap toluena disarankan sekitar 2,5 sampai. 4.5:1, di mana terdapat beberapa keunggulan yang didapatkan. Pertama, secara substansial tidak ada produk sampingan yang dapat mengkontaminasi produk akhir. Selain itu, jumlah amonia yang jauh lebih besar dapat dengan mudah diperoleh kembali karena proses ini memungkinkan daur ulang sebagian amonia

dan toluena yang tidak bereaksi kembali ke dalam reaktor. Adapun mengingat konsentrasi oksigen yang lebih rendah, konsentrasi toluena yang lebih tinggi dapat digunakan tanpa menimbulkan bahaya ledakan. Semua faktor tersebut berkontribusi untuk menyediakan proses yang sederhana dan ekonomis untuk produksi hasil benzonitril murni yang sangat baik. Akan tetapi, pemilihan rasio mol oksigen terhadap toluena 2,5–4,5 tersebut tidak dapat digunakan dalam prarancangan ini karena pada sisa reaksi samping oksigen untuk pembentukan nitrogen hasilnya negatif, sehingga dipilih perbandingan rasio mol oksigen terhadap toluena yaitu 6:1.

## 1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.4.1. Tinjauan Termodinamika

Pada tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui apakah reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis atau endotermis serta mengetahui reaksi yang berlangsung spontan atau non-spontan. Untuk penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat diketahui dengan data entalpi ( $\Delta H^0$ ) pada suhu 298K. Reaksi utama:



Harga ( $\Delta H^0$ ) masing-masing komponen pada suhu 298 K berdasarkan sumber referensi Sumber: (Yaws, 1999) ditunjukkan pada Tabel 1.7. berikut.

**Tabel 1. 7.** Harga  $\Delta H^0$  pada Masing-masing Komponen

Komponen	Harga $\Delta H^0$ (kJ/mol)
Amonia (NH <sub>3</sub> )	-45,90
Toluena (C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> )	50
Benzonitril (C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N)	218,82
Oksigen (O <sub>2</sub> )	0
Air (H <sub>2</sub> O)	-241,80

Setelah mengetahui nilai harga ( $\Delta H^0$ ) pada masing-masing komponen, kemudian menghitung nilai entalpi reaksi.

$$\Delta H^0 = \Delta H^0 \text{Produk} - \Delta H^0 \text{Reaktan} \quad (1.9)$$

$$\Delta H^0 = [\Delta H^0(\text{C}_7\text{H}_5\text{N}) + \Delta H^0(3\text{H}_2\text{O})] - [\Delta H^0(\text{C}_7\text{H}_8) + \Delta H^0(\text{NH}_3) + \Delta H^0(1,5\text{O}_2)]$$

$$\Delta H^0 = [(218,82) + (3 \times (-241,80))] - [(50) + (-45,9) + (1,5 \times 0)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H^0 = -510,68 \text{ kJ/mol} = -510.680 \text{ J/mol}$$

Setelah mengetahui nilai entalpi reaksi, kemudian menghitung nilai Gibbs pada reaksi yang sama dengan suhu 298 K, berikut merupakan tabel harga energi Gibbs ( $\Delta G^0$ ) pada masing-masing komponen, di antaranya adalah sebagai berikut:

**Tabel 1. 8.** Harga  $\Delta G^0$  pada Masing-masing Komponen

Komponen	Harga $\Delta G^0$ (kJ/mol)
Amonia ( $\text{NH}_3$ )	-16,40
Toluena ( $\text{C}_7\text{H}_8$ )	122,01
Benzonitril ( $\text{C}_7\text{H}_5\text{N}$ )	260,87
Oksigen ( $\text{O}_2$ )	0
Air ( $\text{H}_2\text{O}$ )	-228,60

$$\Delta G^0 = \Delta G^0 \text{Produk} - \Delta G^0 \text{Reaktan} \quad (1.10)$$

$$\Delta G^0 = [\Delta G^0(\text{C}_7\text{H}_5\text{N}) + \Delta G^0(3\text{H}_2\text{O})] - [\Delta G^0(\text{C}_7\text{H}_8) + \Delta G^0(\text{NH}_3) + \Delta G^0(1,5\text{O}_2)]$$

$$\Delta G^0 = [(260,87) + (3 \times (-228,60))] - [(122,01) + (-16,40) + (1,5 \times 0)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G^0 = -530,54 \text{ kJ/mol} = -530.540 \text{ J/mol}$$

Reaksi dari proses pembuatan benzonitril merupakan reaksi eksotermis dengan kesetimbangan reaksi mengarah ke kiri. Hal ini ditunjukkan dengan nilai Entalpi reaksi ( $\Delta H^0$ ) = -510,68 kJ/mol di mana hasilnya negatif yang artinya pada reaksi terdapat pelepasan kalor dari sistem ke lingkungan, sehingga kalor dari sistem akan berkurang. Sedangkan pada nilai energi Gibbs yang didapatkan adalah sebesar  $\Delta G^0$  = -530,54 kJ/mol di mana pada energi Gibbs juga menghasilkan nilai negatif, sehingga reaksi ini termasuk reaksi spontan ( $\Delta G^0 < 0$ ).

Persamaan sebelumnya dapat ditata ulang sehingga memfaktorkan  $K$  menjadi masing-masing tiga suku mewakili kontribusi dasar untuk nilainya. Berdasarkan persamaan konstanta kesetimbangan yang terdapat pada (Smith, *et al.*, 2018), maka:

$$K = K_0 \cdot K_1 \cdot K_2 \quad (1.11)$$

Faktor pertama  $K_0$  mewakili konstanta kesetimbangan pada suhu referensi  $T_0$ :

$$\ln K_0 = \left( \frac{-\Delta G^0}{R \cdot T} \right) \quad (1.12)$$

$$\ln K_0 = \frac{1}{T} \times \left( \frac{-(-530,54)}{8,314} \right) \quad (1.13)$$

$$K_0 = \exp \frac{1}{T} \times \left( \frac{-(-530,54)}{8,314} \right) \quad (1.14)$$

$$K_0 = 1,238$$

Faktor kedua  $K_1$  adalah pengali yang memperhitungkan pengaruh utama suhu, seperti bahwa produk  $K_0$  dan  $K_1$  adalah konstanta kesetimbangan pada suhu  $T$  ketika panas reaksi adalah diasumsikan tidak bergantung pada temperatur:

$$K_1 = \left( \frac{\Delta H^0}{R \cdot T_0} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right) \quad (1.15)$$

$$K_1 = \left( \frac{-510,68}{8,314 \cdot 298} \left( 1 - \frac{298}{612} \right) \right)$$

$$K_1 = 0,899$$

Faktor ketiga  $K_2$  memperhitungkan pengaruh suhu yang jauh lebih kecil yang dihasilkan dari perubahan  $\Delta H^0$  dengan suhu. Pada suhu 612 K, besarnya konstanta kesetimbangan ( $K_2$ ) dapat dihitung dengan persamaan:

$$K_2 = \exp \left( -\frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^0}{R} dT + \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^0}{R} \frac{dT}{T} \right) \quad (1.16)$$

Dengan kapasitas panas yang diberikan oleh Persamaan. (4.4), ekspresi untuk  $K_2$  dapat disederhanakan menjadi:



$$K_2 = \exp \left\{ \Delta A \left[ \ln \frac{T}{T_0} - \frac{T-T_0}{T} \right] + \frac{1}{2} \Delta B \frac{(T-T_0)^2}{T} + \frac{1}{6} \Delta C \frac{(T-T_0)^2(T+2T_0)}{T} + \frac{1}{2} \Delta D \frac{(T-T_0)^2}{T^2-T_0^2} \right\} \quad (1.17)$$

$$K_2 = 0,00048$$

Dengan nilai-nilai tersebut, hasil diperoleh data yang disajikan dalam tabel 1.9.

**Tabel 1. 9.** Hasil Perhitungan Konstanta Kesetimbangan Panas

T/K	K <sub>0</sub>	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K
298	1,238	1	1	1,238
612	1,238	0,899	4,369 x 10 <sup>-4</sup>	4,869 x 10 <sup>-4</sup>

Berdasarkan perhitungan nilai konstanta kesetimbangan termodinamika, didapatkan hasil nilai kesetimbangan K sebesar 4,869x10<sup>-4</sup>. Hal ini menunjukkan bahwa reaksi berjalan searah atau *irreversible* karena berada di luar range 10<sup>-3</sup> < K < 10<sup>3</sup>.

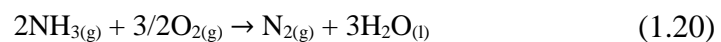
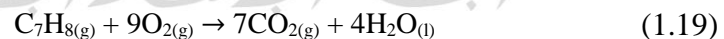
#### 1.4.2. Tinjauan Kinetika

Tinjauan secara kinetika bertujuan untuk mengetahui faktor-faktor yang mempengaruhi laju reaksi kimia, seperti laju kinetika. Reaksi kimia yang terjadi pada proses amoksidasi toluena dengan adanya oksigen menghasilkan tiga reaksi, di mana dua di antaranya merupakan reaksi samping. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

a. Reaksi Utama (pembentukan benzonitril)



b. Reaksi Samping



Reaksi tersebut dapat disederhanakan melalui inisial sebagai berikut:

a. Reaksi Utama



b. Reaksi Samping





Di mana:

A	: Toluena	E	: Air
B	: Amonia	F	: Karbon dioksida
C	: Oksigen	G	: Nitrogen
D	: Benzonitril	H	: N-Heptana

Persamaan kinetika untuk reaksi diatas :

$$(-r_1) = \frac{k \cdot P_{C_7H_8}}{1 + K_{C_7H_8} \cdot P_{C_7H_8} + K_{NH_3} \cdot P_{NH_3}} \quad (1.24)$$

$$(-r_2) = \frac{k' \cdot P_{C_7H_8}}{1 + K_{C_7H_8} \cdot P_{C_7H_8} + K_{NH_3} \cdot P_{NH_3}} \quad (1.25)$$

$$(-r_3) = \frac{k'' \cdot P_{C_7H_8}}{1 + K_{NH_3} \cdot P_{NH_3}} \quad (1.26)$$

Didapatkan data kinetika menurut (Cavalli, *et al.*, 1987) sebagai berikut:

**Tabel 1. 10.** Nilai dari Parameter Persamaan Kinetika

Simbol	Satuan	Parameter Persamaan Kinetika		
		pada temperatur, °C		
		310	325	339
$k$	$\text{mol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}.\text{atm}^{-1}$	482,2	613,3	759,5
$k'$	$\text{mol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}.\text{atm}^{-1}$	358,5	504,6	683,7
$k''$	$\text{mol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}.\text{atm}^{-1}$	22,1	27,9	34,2
$K_{C_7H_8}$	$\text{atm}^{-1}$	350,0	254,6	191,9
$K_{NH_3}$	$\text{atm}^{-1}$	37,6	29,7	24,1
$K''_{NH_3}$	$\text{atm}^{-1}$	5,15	3,85	3,08

**Tabel 1. 11.** Nilai dari Parameter Persamaan Kinetika Energi Aktivasi

Simbol	Satuan	Parameter Persamaan Kinetika		
		$E_a$	$\Delta H^\circ$	$\Delta S^\circ$
		kcal/mol	kcal/mol	kcal/mol.K
$k$	$\text{mol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}.\text{atm}^{-1}$	11,1		
$k'$	$\text{mol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}.\text{atm}^{-1}$	15,8		
$k''$	$\text{mol.m}^{-3}.\text{s}^{-1}.\text{atm}^{-1}$	10,6		
$K_{C_7H_8}$	$\text{atm}^{-1}$		-14,7	-13,6
$K_{NH_3}$	$\text{atm}^{-1}$		-10,9	-11,5
$K''_{NH_3}$	$\text{atm}^{-1}$		-12,6	-18,3

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai spesifikasi dan target pada perancangan ini, maka proses pembuatan benzonitril dengan menggunakan amonia dan toluena sebagai bahan baku utamanya dapat dirancang berdasarkan variabel-variabel utama, yaitu spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan bahan pembantu serta pengendalian kualitas.

**Tabel 2.1.** Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Spesifikasi	Bahan Baku			Bahan Pendukung		Produk
	Amonia <sup>^)</sup>	Toluena <sup>^)</sup>	Oksigen <sup>*)</sup>	Vanadium (V) Oksida <sup>*)</sup>	Titanium (II) Oksida <sup>*)</sup>	Benzonitril <sup>^)</sup>
Rumus molekul	NH <sub>3</sub>	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	O <sub>2</sub>	V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	TiO <sub>2</sub>	C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N
Berat molekul (g/mol)	17,03	92,14	32	181,9	79,9	103,12
Titik didih (°C)	-33,35	111	-183	1750	2972 (pada 0,760 mmHg)	191
Titik lebur (°C)	-77,7	-95	-218,4	690	1843	-12,9
Titik kritis (°C)	132,4	319	-118,15	N/A	N/A	426,3
Flash point (°C)	132	4,4	N/A	N/A	N/A	70
Tekanan kritis (atm)	111,32	40,54	49,77	N/A	N/A	41,6

**Tabel 2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk (Lanjutan)**

Spesifikasi	Bahan Baku			Bahan Pendukung		Produk
	Amonia <sup>^)</sup>	Toluena <sup>^)</sup>	Oksigen <sup>*)</sup>	Vanadium (V) Oksida <sup>*)</sup>	Titanium (II) Oksida <sup>*)</sup>	Benzonitril <sup>^)</sup>
Tekanan uap (mmHg)	335,28 (pada 20°C)	28,4 (pada 25°C)	N/A	0,0332 (pada 700°C)	N/A	1 (pada 20°C)
Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	900 (pada 20°C)	865 (pada 25°C)	1,4289 (pada 21,1°C)	3650 (pada 21,7°C)	4230	1010 (pada 15°C)
Viskositas (cP)	0,266 (pada 33,5°C)	0,56 (pada 25°C)	N/A	N/A	N/A	1,24 (pada 25°C)
Kemurnian (%)	99,5	99,8	N/A	N/A	N/A	≥ 99
Kelarutan	Larut dengan etanol (95%), kloroform, eter, metanol, Air	Larut dalam Air 0,58 g/l (pada 25°C) sampai dengan larut sebagian	Larut dalam Air 0.039 g/l	Larut dalam Air 8 g/l	Tidak larut di dalam Air	Larut dengan pelarut organik, tetapi tidak dapat bercampur dengan Air, 5g/l (pada 23°C)
<i>Specific gravity</i>	0,682	0,87 ( <i>liquid</i> )	1,105	3,36 (pada 18°C)	N/A	1,01 (pada 25°C)
Fasa	Cair	Cair	Gas	Padat	Padat	Cair

(Sumber: <sup>^)</sup> Dean, 1999, <sup>^)</sup> Perry, 2008, <sup>\*)</sup> Pubchem.com)

## **2.2. Pengendalian Kualitas**

Kualitas merupakan salah satu daya tarik bagi konsumen terhadap sebuah produk. Jaminan mutu sebuah produk menjadi hal yang sangat penting dan memerlukan perhatian khusus dari perusahaan. Untuk memenuhi kualitas produk yang berkualitas dibutuhkan standar proses yang telah diriset dan ditetapkan. Demi menghasilkan produk yang memenuhi standar, maka diperlukan pengendalian kualitas. Pengendalian kualitas merupakan upaya yang dilakukan demi menjaga proses agar tetap menghasilkan produk yang memenuhi standar mutu. Pengendalian kualitas diterapkan berdasarkan spesifikasi bahan baku serta produk yang dihasilkan.

Mengingat pentingnya pengendalian kualitas, maka diperlukan suatu bagian dari pabrik yang bertugas mengoperasikan pengendalian mutu. Bagian tersebut adalah Divisi Kimia yang bekerja pada Seksi Laboratorium di bawah naungan Bagian Operasi. Beberapa tugas dari Divisi Kimia, di antaranya:

- a. Melakukan pengujian komposisi dan kualitas bahan
  - b. Mengevaluasi, mengkoreksi dan melakukan pencegahan penyimpangan pada bahan baku
  - c. Melakukan uji bahan dan produk akhir serta memberikan status inspeksi
- Uji bahan dan produk akhir melalui inspeksi kimia yang meliputi:

### **2.2.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Sebelum memasuki tahapan produksi, pengujian dilakukan terhadap bahan baku. Bahan baku dalam proses ini berupa amonia, toluena, dan oksigen. Tujuan dilakukannya pengujian demi mendapatkan kesesuaian bahan baku yang digunakan dengan spesifikasi yang ditentukan dalam desain produksi. Pengujian yang dilakukan berupa pengujian kadar Air, konsentrasi, kelarutan dalam Air, densitas, titik lebur, dan lain sebagainya.

### **2.2.2. Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung**

Selain bahan baku, pengujian terhadap bahan pendukung merupakan salah satu hal yang perlu diperhatikan juga sebagai langkah

pengendalian kualitas. Bahan pendukung yang digunakan dalam proses ini berupa katalis V-Ti-O yang merupakan hasil reaksi antara  $V_2O_5$  dan  $TiO_2$ . Secara umum, pengujian yang dilakukan terhadap bahan pendukung berupa pengujian reaktivitas terhadap bahan baku demi mempercepat proses reaksi.

### 2.2.3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian terhadap kualitas produk dilakukan sejak dari bahan baku, produk setengah jadi, hingga menjadi produk. Pengawasan tersebut dipantau melalui alat kontrol serta dilakukan analisis secara kimiawi di laboratorium.

### 2.2.4. Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi dilakukan meliputi pemantauan sistem kontrol. Pengawasan dan pengendalian keberlangsungan proses operasi dilakukan dalam alat pengendali yang dilakukan dalam *control room*. Sistem kontrol dioperasikan secara *autonomous* maupun manual menggunakan parameter indikator. Penyimpangan parameter indikator yang distandarkan dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang berfungsi sebagai aktuator berupa nyala lampu, bunyi alarm, dan lain sebagainya. Demi mempermudah penyesuaian parameter indikator dengan standarnya, maka diperlukan alat kontrol. Beberapa alat kontrol yang umum digunakan, di antaranya:

#### a. *Temperature Control* (TC)

*Temperatur Control* merupakan sistem kontrol yang memiliki fungsi sebagai pengatur suhu dalam alat proses demi menyesuaikan suhu dengan standar yang ditetapkan.

#### b. *Flow Control* (FC)

*Flow Control* merupakan sistem kontrol yang memiliki fungsi sebagai pengatur kecepatan aliran fluida dalam *pipe line* atau unit proses lainnya demi menyesuaikan kecepatan aliran dengan

standar yang ditetapkan. Umumnya, pengukuran kecepatan aliran fluida diambil dari *output* alat.

c. *Level Control* (LC)

*Level Control* merupakan sistem kontrol yang memiliki fungsi sebagai pengatur ketinggian fluida dalam sebuah alat, agar tidak terjadi *flooding* (tumpah). Pengukuran tinggi fluida dilakukan dengan mengatur laju cairan masuk atau keluar proses.

d. *Level Indicator* (LI)

*Level Indicator* digunakan untuk memberikan informasi visual dan menunjukkan level cairan dalam tangki.

e. *Pressure Safety Valve* (PSV)

*Pressure Safety Valve* atau katup keamanan tekanan adalah komponen penting dalam sistem penyimpanan tangki bertekanan tinggi. PSV berfungsi untuk melindungi tangki dari peningkatan tekanan yang berlebihan yang dapat mengakibatkan kegagalan atau ledakan.

f. *Pressure Control* (PC)

*Pressure Control* merupakan sistem kontrol yang memiliki fungsi sebagai pengatur tekanan dengan mengatur *set pressure*. Umumnya, *control valve* dihubungkan dengan saklar. Apabila melebihi standar tekanan yang diizinkan, maka saklar akan aktif dan mematikan *control valve*.

#### 2.2.5. Pengendalian Proses Transportasi

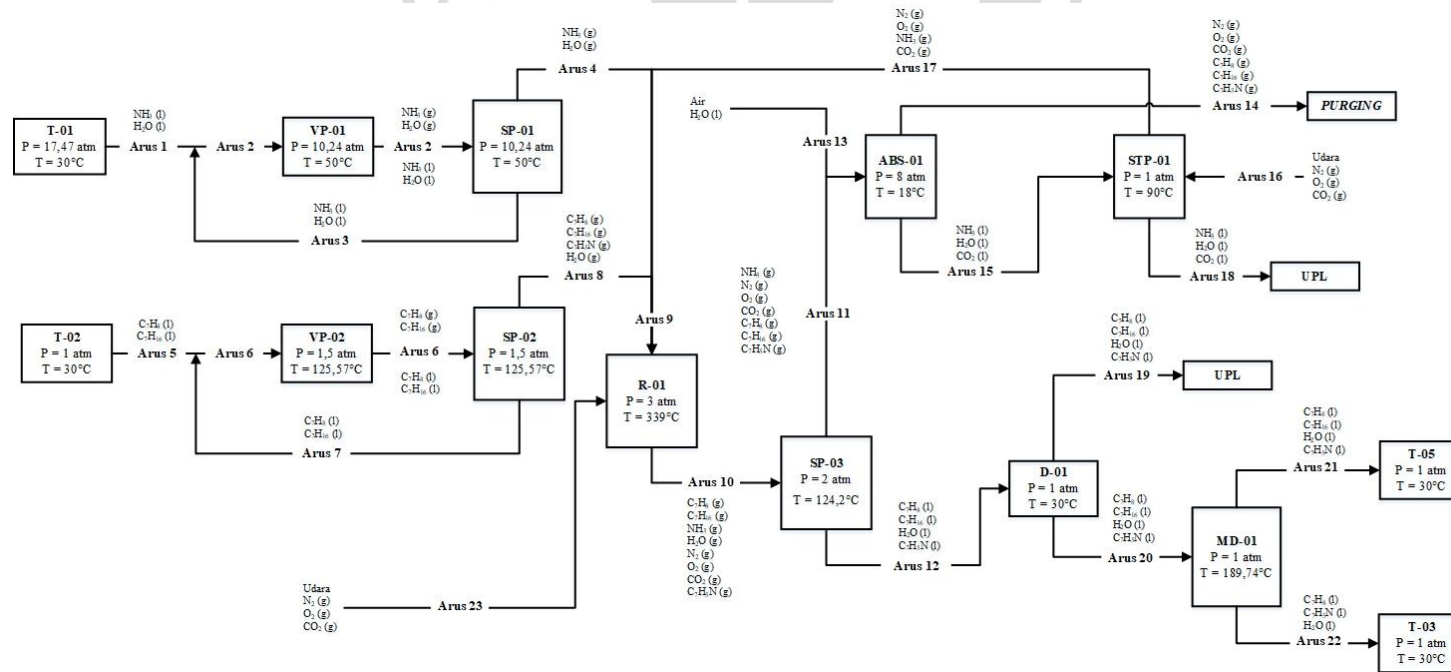
Pengendalian ini dilakukan demi memastikan pemindahan produk dari lokasi satu menuju lokasi lainnya berjalan dengan baik. Oleh karena itu, dibutuhkan pengawasan produk saat pemindahan dari tangki penyimpanan menuju alat transportasi. Sebelum dilakukan proses pemindahan, dilakukan pengecekan kualitas (*quality checking*) terlebih dahulu untuk memastikan kualitas produk telah memenuhi spesifikasi yang diharapkan.

# BAB III

## PERANCANGAN PROSES

### 3.1. Diagram Alir Proses dan Material

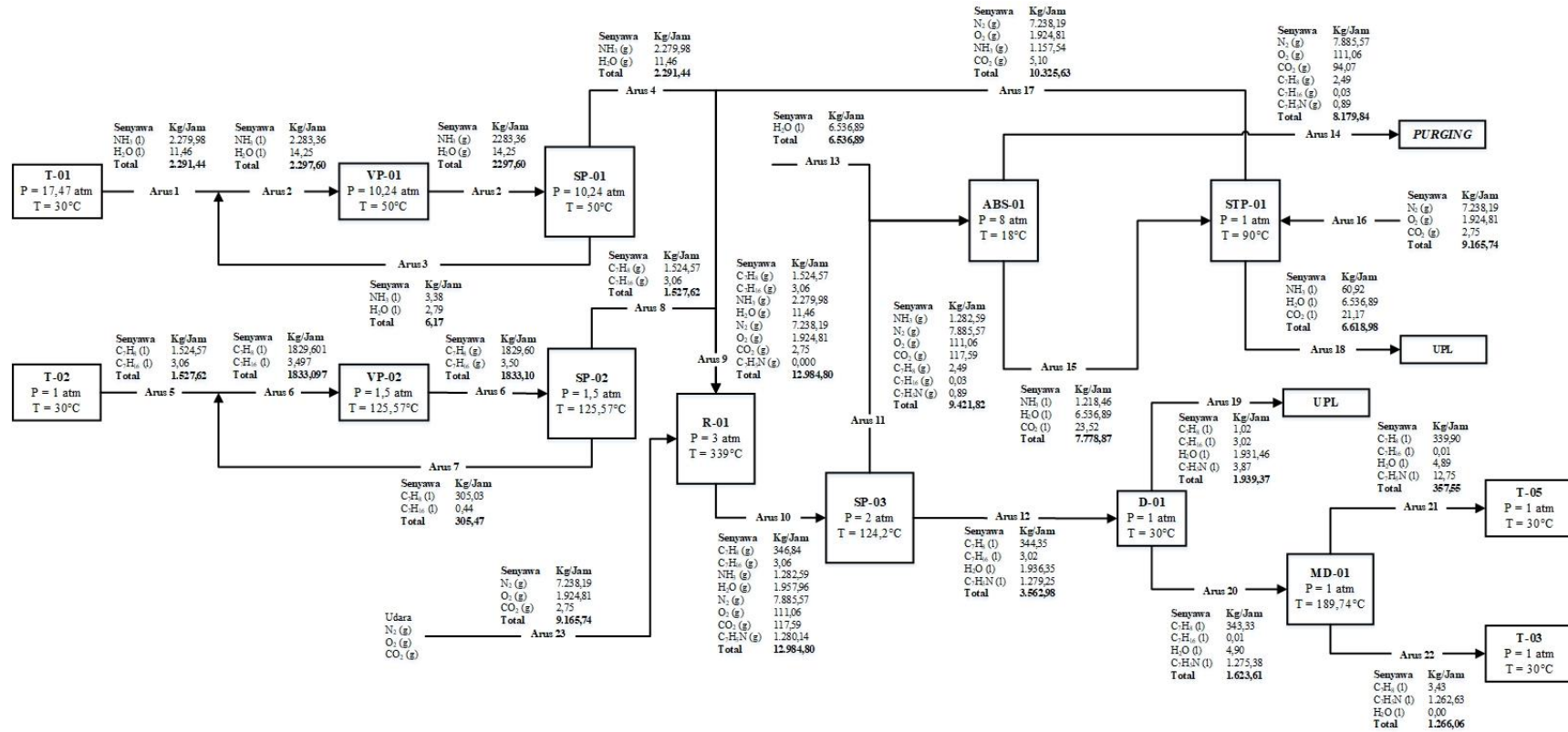
#### 3.1.1. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1. Diagram Alir Kualitatif



### 3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif

## 3.2. Uraian Proses

### 3.2.1. Unit Penyimpanan Bahan Baku

Unit penyimpanan bahan baku merupakan unit yang berisi bahan baku pembuatan benzonitril yang disimpan dalam masing-masing *storage tank* (tangki penyimpanan). Terdapat dua tangki yang memuat masing-masing bahan baku, yaitu T-01 yang berisi amonia dan T-02 yang berisi toluena. Amonia disimpan dalam fasa cair di bawah titik didih dengan kondisi suhu 30°C dan tekanan 17,47 atm. Kondisi penyimpanan amonia didesain dengan suhu lingkungan dan tekanan tinggi mengingat bahwa amonia merupakan senyawa dengan volatilitas tinggi yang dapat mudah menguap melebihi suhu -33,5°C, sedangkan penyimpanan toluena didesain dengan suhu lingkungan dan tekanan atmosfer. Hal tersebut dilakukan karena toluena merupakan senyawa dengan volatilitas rendah, sehingga tidak membutuhkan tekanan tinggi maupun sistem refrigerasi. Fasa penyimpanan kedua bahan tersebut dilakukan pada kondisi cair mempertimbangkan kemudahan dalam meningkatkan tekanan dalam proses sintesis menjadi 3 atm dan agar tangki dapat memuat lebih banyak volume dari masing-masing bahan baku. Bahan baku amonia dialirkan menggunakan pompa (P-02) dan diturunkan tekanannya dengan *Expansion Valve* (EXV-01) menjadi 10,24 atm. Kemudian diuapkan menggunakan *Vaporizer* (VP-01) dengan suhu 50°C untuk merubah fasa cair menjadi gas. Sedangkan untuk bahan baku toluena tekanannya dinaikkan melalui pompa (P-05) menjadi 1,5 atm dan diuapkan menggunakan *Vaporizer* (VP-02) dengan suhu 125,57°C. Selanjutnya, bahan baku keluaran *Vaporizer* dipisahkan dengan *Separator* (SP-01) dan *Separator* (SP-02) untuk memisahkan bahan baku antara fasa gas dan cair. Bahan baku yang masih dalam fasa cair akan dikembalikan kembali menuju *Vaporizer*.

### 3.2.2. Unit Sintesis

Unit sintesis merupakan unit yang bekerja dengan menghasilkan produk benzonitril yang dihasilkan melalui Reaktor (R-01) pada kondisi suhu 339°C dan tekanan 3 atm. Jenis reaktor yang digunakan dalam proses ini adalah *fixed bed multitube reactor* yang dioperasikan secara adiabatik. Suhu gas keluaran dari reaktor yakni 341,13°C, kemudian dialirkan menggunakan *Blower* (BL-02) dan diturunkan tekanannya dengan *Expansion Valve* (EXV-03) menjadi 2 atm. Komponen gas tersebut diturunkan suhunya hingga 145°C menggunakan *Cooler* (CL-01) lalu diembunkan dengan Kondensor Parsial (CDP-01) pada suhu 124,20°C dan tekanan 2 atm.

### 3.2.3. Unit Pemurnian

Unit pemurnian merupakan unit yang bekerja dengan tujuan menghasilkan produk benzonitril dengan konsentrasi yang lebih tinggi. Dalam hal ini produk benzonitril yang dihasilkan mencapai kemurnian 99%. Arus keluaran dari Kondensor Parsial (CDP-01) diteruskan menuju *Separator* (SP-03) pada kondisi operasi 124,20°C dan tekanan 2 atm untuk memisahkan antara fase gas ( $\text{NH}_3$ ,  $\text{C}_7\text{H}_8$ ,  $\text{C}_7\text{H}_{16}$ ,  $\text{C}_7\text{H}_5\text{N}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ) dan *non-condensable* gas ( $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$ , dan  $\text{CO}_2$ ) pada arus atas dan fase cair ( $\text{C}_7\text{H}_8$ ,  $\text{C}_7\text{H}_{16}$ ,  $\text{C}_7\text{H}_5\text{N}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ) pada arus bawah.

Arus atas dialirkan dan dinaikkan tekanannya menggunakan Kompresor (K-03) menjadi 8 atm, kemudian didinginkan suhunya dengan *Cooler* (CL-02) menjadi 18°C sebelum menuju *Absorber* (ABS-01) untuk menyerap amonia ( $\text{NH}_3$ ) dan karbondioksida ( $\text{CO}_2$ ) menggunakan pelarut air yang dialirkan dari Tangki Penyimpanan (T-04), sedangkan gas yang tidak terserap pada *absorber* dibuang melalui *purging*. Gas  $\text{NH}_3$  dan  $\text{CO}_2$  yang terserap akan diumpungkan menuju *Stripper* (STP-01) dan dikontakkan dengan udara ( $\text{N}_2$ ,  $\text{O}_2$ , dan  $\text{CO}_2$ ) sebagai *solvent* pada kondisi operasi 90°C dan tekanan 1 atm. Pada hasil atas *Stripper* (STP-01) yang membawa sejumlah besar gas amonia akan

dialirkan menuju reaktor sebagai arus *recycle*, sedangkan hasil bawah yang menghasilkan sedikit amonia dan karbon dioksida yang tercampur dengan air akan diteruskan menuju unit pembuangan limbah (UPL).

Pada arus bawah keluaran *Separator* (SP-03) yang berupa cairan dialirkan menggunakan pompa (P-07) dan diturunkan tekanannya menggunakan *Expansion Valve* (EXV-04) menjadi 1 atm. Kemudian komponen cairan didinginkan dengan *Cooler* (CL-03) menjadi 30°C menuju *Decanter* (D-01) untuk memisahkan komponen berdasarkan perbedaan massa jenis dan kelarutan antara fase berat dengan fase ringan. Keluaran atas *Decanter* (D-01) berupa fase ringan akan dibuang menuju unit pembuangan limbah (UPL). Sedangkan hasil bawah *Decanter* (DC-01) diteruskan menuju Menara Distilasi (MD-01) untuk memisahkan antara komponen *Heavy Key* (benzonitril) dan *Light Key* (toluena). Kondisi operasi umpan Menara Distilasi (MD-01) yaitu berlangsung pada suhu 152,35°C dan tekanan 1 atm. Hasil keluaran atas Menara Distilasi (MD-01) akan dialirkan menuju tangki penyimpanan bahan baku pasca produksi berupa toluena (T-05) dan disimpan pada suhu lingkungan dan tekanan atmosferis, sedangkan hasil bawah akan dialirkan menuju tangki penyimpanan produk berupa benzonitril (T-03) dan disimpan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

### 3.3. Spesifikasi Alat

#### 3.3.1. Spesifikasi Reaktor

##### a. Reaktor (R-01)

**Tabel 3. 1.** Spesifikasi Reaktor

Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan $C_7H_8$ dan $NH_3$ menjadi $C_7H_5N$ dengan katalis V-Ti-O
Jenis reaktor	<i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 8 Type 309</i>
Mode operasi	Kontinyu
Jumlah	1

**Tabel 3. 1. Spesifikasi Reaktor (Lanjutan)**

<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu umpan masuk (°C)	339	
Suhu umpan keluar (°C)	341,13	
Tekanan (atm)	3	
Fase	Gas	
Kondisi proses	Eksotermis	
<b>Dimensi Reaktor</b>		
Diameter <i>shell</i> (m)	0,95	
Tebal <i>shell</i> (in)	0,5	
Tebal <i>head</i> (in)	0,5	
Tinggi <i>head</i> (m)	0,25	
Jenis <i>head</i>	<i>Torispherical head</i>	
Tinggi reaktor (m)	6,59	
Volume reaktor (m <sup>3</sup> )	4,47	
Waktu tinggal (s)	0,0018	
<b>Insulasi</b>		
Bahan	Asbestos	
Konduktivitas panas (W/m. °C)	0,1575	
Tebal isolasi (m)	0,12	
<b>Spesifikasi Khusus</b>		
Jenis katalis	V-Ti-O	
Wujud katalis	Padatan	
Bentuk katalis	Bola	
Porositas	0,48	
Densitas katalis (kg/m <sup>3</sup> )	3350	
Densitas <i>bulk</i> (kg/m <sup>3</sup> )	1313,52	
Ukuran katalis	<i>Inside diameter</i> (m)	0,0018
	<i>Outside diameter</i> (m)	0,0045
<i>Pressure drop</i> (atm)	0,09	
Dimensi <i>tube</i>	Panjang <i>tube</i> (m)	6,10
	Tinggi <i>tube</i> (m)	6,10
	Jumlah <i>tube</i>	525
	Tipe <i>tube</i>	<i>Triangular pitch</i>
	Ukuran <i>pitch</i> (in)	1 4/7
	ID <i>tube</i> (in)	37,59
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>	
Kebutuhan pendingin (kg/jam)	68476,01	
<b>Nozzle</b>		
Diameter saluran gas umpan	OD (in)	20
	ID (in)	19,25

**Tabel 3. 1. Spesifikasi Reaktor (Lanjutan)**

Diameter saluran gas keluar	OD (in)	20
	ID (in)	19,25
Diameter pendingin masuk	OD (in)	6,625
	ID (in)	6,065
Diameter pendingin keluar	OD (in)	6,625
	ID (in)	6,065
Harga	Rp1.379.344.843	

**3.3.2. Spesifikasi Alat Pendukung dan Pemisah****a. Vaporizer****Tabel 3. 2. Spesifikasi Vaporizer**

Kode alat	VP-01	VP-02
Fungsi	Menguapkan bahan baku amonia dari Tangki (T-01) sebelum masuk Reaktor (R-01) dengan media pemanas <i>steam</i> pada suhu 50°C dan tekanan 10,24 atm	Menguapkan bahan baku toluena dari Tangki (T-02) sebelum masuk Reaktor (R-01) dengan media pemanas <i>steam</i> pada suhu 125,57°C dan tekanan 10,24 atm
Tipe alat	<i>Double Pipe</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
Tekanan (atm)	10,24	1,5
<i>Annulus</i>		
Suhu masuk (°C)	28,30	30,00
Suhu keluar (°C)	50,00	125,57
<i>Inner pipe</i>		
Suhu masuk (°C)	100	150
Suhu keluar (°C)	100	150
<b>Spesifikasi</b>		
Jumlah <i>hairpins</i>	24	36
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	12	12
Luas permukaan, A (ft <sup>2</sup> )	113,09	169,632
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	45,88	28,78
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	122,00	47,88
Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,0136	0,0139
Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,002	0,002
<b>Hot fluid : Steam (Annulus)</b>		
IPS (in)	4	4
Flow area, Aa (ft <sup>2</sup> )	0,022	0,022
OD (in)	4,5	4,5

**Tabel 3. 2.** Spesifikasi *Vaporizer* (Lanjutan)

ID (in)	4,03	4,03
<i>Surface area</i> , a (ft <sup>2</sup> /ft)	1,178	1,178
<i>Pressure drop</i> , ΔPa (psi)	0,0049	0,0021
<b><i>Cold Fluid : Light organics (Inner pipe)</i></b>		
IPS (in)	3	3
Flow area, Ap (ft <sup>2</sup> )	0,051	0,051
OD (in)	3,5	3,5
ID (in)	3,07	3,07
<i>Surface area</i> , a (ft <sup>2</sup> /ft)	0,917	0,917
<i>Pressure drop</i> , ΔPp (psi)	0,0096	0,0092
Harga	Rp53.708.025	Rp62.915.115

**b. Separator**

**Tabel 3. 3.** Spesifikasi *Separator*

Kode alat	SP-01	SP-02	SP-03
Fungsi	Memisahkan komponen fase uap dan fase cair umpan amonia teruapkan yang keluar dari VP-01 sebelum masuk R-01	Memisahkan komponen fase uap dan fase cair umpan toluena teruapkan yang keluar dari VP-02 sebelum masuk R-01	Memisahkan komponen fase uap dan fase cair keluaran CDP-01
Tipe alat	Silinder <i>Vertical Torispherical Head</i>		
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>		
<b>Kondisi Operasi</b>			
Suhu (°C)	50	125,57	124,20
Tekanan (atm)	10,24	1,5	2
<b>Spesifikasi</b>			
Tebal <i>shell</i> (in)	0,625	0,438	0,438
Tebal <i>head</i> (in)	0,75	0,44	0,50
Tinggi <i>head</i> (m)	0,18	0,16	0,22
Tinggi <i>separator</i> (m)	1,41	1,87	2,92
Diameter <i>separator</i> (m)	0,66	0,51	0,86
Harga	Rp138.106.350	Rp115.088.625	Rp165.866.400

**c. Filter**

**Tabel 3. 4.** Spesifikasi Filter

Kode alat	FL-01	FL-02
Fungsi	Menyaring udara untuk mendapatkan bahan baku berupa oksigen (N <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> ) waktu pertama kali melakukan <i>running system</i>	Menyaring udara untuk mendapatkan bahan baku berupa oksigen (N <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> ) yang menjadi <i>solvent</i> di <i>Stripper</i> (STP-01)
Jenis filter	<i>Bag filter</i>	
Kapasitas (kg/jam)	10.998,89	10.998,89
<i>Flow area</i> (m <sup>2</sup> )	56,06	56,06
Harga	Rp123.380.480	Rp123.380.480

**d. Accumulator (ACC-01)**

**Tabel 3. 5.** Spesifikasi Accumulator

Kode alat	ACC-01
Fungsi	Sebagai penampung arus masuk ke Reaktor (R-01) dan untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran masuk
Tipe alat	Silinder <i>Vertical Drum</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	280
Tekanan (atm)	3
<b>Spesifikasi Alat</b>	
Volume tangki (m <sup>3</sup> )	710,17
Diameter tangki (m)	5,49
Tinggi tangki (m)	31,36
Tebal <i>shell</i> (m)	0,02
Tebal <i>head</i> (m)	0,03
Tinggi <i>head</i> (m)	1,13
Tinggi tangki total (m)	17,36
Jumlah	1
Harga	Rp328.011.520



e. *Decanter* (DC-01)

Tabel 3. 6. Spesifikasi *Decanter*

Kode alat	DC-01
Fungsi	Memisahkan fase ringan dan fase berat yang keluar dari <i>Separator</i> (SP-03) dengan prinsip perbedaan densitas dan kelarutannya
Tipe alat	<i>Horizontal Cylinder Vessel Torispherical Head</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	30
Tekanan (atm)	1
<b>Dimensi <i>Decanter</i></b>	
Diameter <i>decanter</i> (m)	0,532
Tebal <i>shell</i> (in)	0,1875
Tebal <i>head</i> (in)	0,1875
Tinggi <i>head</i> (m)	0,152
Panjang <i>decanter</i> (m)	1,595
Panjang total <i>decanter</i> (m)	1,90
Volume <i>decanter</i> (m <sup>3</sup> )	0,35
Tinggi cairan (m)	1,60
Waktu tinggal (menit)	6
<b>Diameter Pipa</b>	
Pipa umpan (in)	0,84
Pipa fase berat (in)	1,66
Pipa fase ringan (in)	1,66
<b>Tinggi Pipa</b>	
Pipa umpan (in)	9,42
Pipa fase berat (in)	19,16
Pipa fase ringan (in)	18,84
Jumlah alat	1
Harga	Rp230.370.000

f. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 7. Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)

Kode alat	MD - 01
Fungsi	Untuk memisahkan komponen C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> sebagai keluaran <i>top</i> (distilat) serta C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N sebagai keluaran <i>bottom</i> (residu)
Tipe alat	<i>Plate tower (sieve tray)</i> berbentuk <i>torispherical roof</i>
Jumlah alat	1

**Tabel 3. 7.** Spesifikasi Menara Distilasi (Lanjutan)

<b>Kondisi Operasi Umpan Menara</b>	
Suhu (°C)	152,35
Tekanan (atm)	1
<b>Kondisi Operasi Puncak Menara</b>	
Suhu (°C)	119,50
Tekanan (atm)	1
<b>Kondisi Operasi Dasar Menara</b>	
Suhu (°C)	189,74
Tekanan (atm)	1
<b>Spesifikasi Plate</b>	
Jumlah <i>plate</i>	6
Panjang <i>weir</i> (m)	0,34
Diameter <i>hole</i> (mm)	2,5
Tebal <i>tray</i> (mm)	3
Jumlah lubang	746,22
<b>Dimensi Menara</b>	
Tinggi menara (m)	4,18
Diameter (m)	0,4
Tebal <i>shell</i> (in)	0,1875
<b>Dimensi Head</b>	
Tebal <i>head</i>	0,1875
Tinggi <i>head</i>	5,0705
<b>Ukuran Pipa Pemasukan Umpan</b>	
ID (in)	0,824
OD (in)	1,05
<b>Ukuran Pipa Pengeluaran Uap Puncak</b>	
ID (in)	3,068
OD (in)	3,5
<b>Ukuran Pipa Pengeluaran Reflux Menara</b>	
ID (in)	0,622
OD (in)	0,84
<b>Ukuran Pipa Pengeluaran Dasar Menara</b>	
ID (in)	0,824
OD (in)	1,05
<b>Ukuran Pipa Pengeluaran Vapor Reboiler</b>	
ID (in)	10,02
OD (in)	10,75
Jumlah	1
Harga	Rp163.287.741

**g. Absorber (ABS-01)**

**Tabel 3. 8.** Spesifikasi Absorber

Kode alat	ABS-01
Fungsi	Untuk menjerap bahan baku amonia (NH <sub>3</sub> ) menggunakan pelarut air (H <sub>2</sub> O) yang akan direcycle ke Reaktor (R-01)
Jenis alat	Silinder Vertikal <i>Torispherical Head</i>
Tipe alat	<i>Packed Column</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	18
Tekanan (atm)	8
<b>Dimensi Menara</b>	
Volume menara (m <sup>3</sup> )	1,326
Diameter menara (m)	0,957
Tinggi menara (m)	8,31
Tebal shell (in)	0,625
<b>Dimensi Head dan Bottom</b>	
Volume head (m <sup>3</sup> )	0,00380
Volume bottom (m <sup>3</sup> )	0,00380
<b>Packing</b>	
Jenis packing	<i>Random packing</i>
Tipe	<i>Intalox saddles</i>
Ukuran (in)	1
Diameter packing (m)	0,025
Tinggi packing (m)	4,71
Jumlah alat	1
Harga	Rp1.740.660.362

**h. Stripper (STP-01)**

**Tabel 3. 9.** Spesifikasi Stripper

Kode alat	STP-01
Fungsi	Untuk memisahkan solut (NH <sub>3</sub> ) dari cairan dan mengontakkan dengan <i>solvent</i> (udara) untuk diumpankan kembali sebagai umpan <i>recycle</i> ke Reaktor (R-01)
Jenis alat	Silinder Vertikal <i>Torispherical Head</i>
Tipe alat	<i>Packed Column</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	90
Tekanan (atm)	1

**Tabel 3. 9.** Spesifikasi *Stripper* (Lanjutan)

<b>Dimensi Menara</b>	
Volume menara (m <sup>3</sup> )	7,043
Diameter menara (m)	1,231
Tinggi menara (m)	5
Tebal <i>shell</i> (in)	0,4375
<b>Dimensi Head dan Bottom</b>	
Volume <i>head</i> (m <sup>3</sup> )	0,00631
Volume <i>bottom</i> (m <sup>3</sup> )	0,00631
<b>Packing</b>	
Jenis <i>packing</i>	<i>Random packing</i>
Tipe	<i>Intalox saddles</i>
Ukuran (in)	1
Diameter <i>packing</i> (m)	0,025
Tinggi <i>packing</i> (m)	0,42
Jumlah alat	1
Harga	Rp1.103.180.498

**i. Reflux Drum (RD-01)**

**Tabel 3. 10.** Spesifikasi Reflux Drum

Kode alat	RD-01
Fungsi	Sebagai penampung arus keluar kondensor pada Menara Distilasi (MD-01) dan untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar
Tipe alat	Silinder <i>Horizontal Drum</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	110,58
Tekanan (atm)	1
<b>Spesifikasi Alat</b>	
Volume tangki (m <sup>3</sup> )	0,938
Diameter tangki (m)	0,762
Panjang tangki (m)	2,131
Tebal <i>shell</i> (m)	0,005
Tebal <i>head</i> (m)	0,006
Tinggi <i>head</i> (m)	0,17
Panjang tangki total (m)	2,480
Jumlah	1
Harga	Rp303.937.280

### 3.3.3. Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 11. Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Kode alat	T-01	T-02	T-03	T-04	T-05
Fungsi	Menyimpan kebutuhan bahan baku amonia ( $\text{NH}_3$ )	Menyimpan kebutuhan bahan baku toluena ( $\text{C}_7\text{H}_8$ )	Menyimpan produk benzonitril ( $\text{C}_7\text{H}_5\text{N}$ )	Menyimpan bahan baku air ( $\text{H}_2\text{O}$ ) operasi atau <i>solvent Absorber</i> (ABS-01)	Menyimpan bahan baku toluena pasca produksi
Jenis tangki	Tangki silinder vertikal dengan dasar <i>flat bottom</i>	Tangki silinder vertikal dengan dasar <i>flat bottom</i>	Tangki silinder vertikal dengan dasar <i>flat bottom</i>	Tangki silinder vertikal dengan dasar <i>flat bottom</i>	Tangki silinder vertikal dengan dasar <i>flat bottom</i>
Jumlah tangki, unit	1	1	1	1	1
<b>Kondisi Operasi</b>					
Suhu ( $^{\circ}\text{C}$ )	30	30	30	30	30
Tekanan (atm)	17,47	1	1	1	1
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair
Waktu penyimpanan	15 hari	15 hari	15 hari	15 hari	15 hari
<b>Spesifikasi</b>					
Tipe atap tangki	<i>Hemispherical head</i>	<i>Torispherical Dished Head</i>	<i>Torispherical Dished Head</i>	<i>Torispherical Dished Head</i>	<i>Torispherical Dished Head</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 8 Type 309</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
<b>Dimensi Tangki</b>					
Kapasitas tangki (kg)	824.916,77	549.944,52	455.782,99	2.353.281,82	124.126,38

**Tabel 3. 11.** Spesifikasi Tangki Penyimpanan (Lanjutan)

Volume tangki	(m <sup>3</sup> )	2.052,31	981,43	981,43	3.943,47	268,12
	gal	542.161,58	214.193,51	214.193,51	863.493,85	317.090,40
Diameter standar tangki (m)	18,29	13,72	13,72	21,34	9,14	
Tinggi standar tangki (m)	7,32	5,49	5,49	9,1440	3,3528	
<i>Course plate</i>	4	3	3	5	10	
Tebal <i>shell</i> (in)	3/8	3/16	3/16	1/4	3/16	
<b>Dimensi Head</b>						
Tinggi puncak <i>head</i> (m)	3,19	2,39	2,39	3,68	1,61	
Tebal <i>head</i> standar (in)	0,625	0,6	0,5	0,875	0,4	
Tinggi total tangki (m)	10,502	7,875	7,872	12,829	4,961	
Diameter pipa pengisian (in)	25,250	16,876	16,876	33,250	18,814	
Diameter pipa pengeluaran (in)	1,610	1,380	1,049	2,067	0,824	
Harga	Rp11.620.334.720	Rp6.354.094.720	Rp6.354.094.720	Rp15.724.992.640	Rp8.198.783.360	


  
 الجامعة الإسلامية الاندونيسية

### 3.3.4. Spesifikasi *Expansion Valve*, *Blower*, dan *Kompresor*

#### a. *Expansion Valve*

**Tabel 3. 12.** Spesifikasi *Expansion Valve*

Kode alat	EXV-01	EXV-02	EXV-03	EXV-04	EXV-05	EXV-06	
Fungsi	Menurunkan tekanan umpan gas amonia keluaran dari <i>Separator</i> (SP-01) menuju Reaktor (R-01) dari 17,47 atm menjadi 10,24 atm	Menurunkan tekanan umpan gas amonia keluaran dari <i>Separator</i> (SP-01) menuju Reaktor (R-01) dari 10,24 atm menjadi 3 atm	Menurunkan tekanan keluaran dari Reaktor (R-01) menuju Kondensor Parsial (CDP-01) dari 3 atm menjadi 2 atm	Menurunkan tekanan keluaran dari <i>Separator</i> (SP-03) menuju <i>Decanter</i> (DC-01) dari 2 atm menjadi 1 atm	Menurunkan tekanan keluaran dari bawah <i>Absorber</i> (ABS-01) menuju <i>Stripper</i> (STP-01) dari 8 atm menjadi 1 atm	Menurunkan tekanan keluaran dari atas <i>Absorber</i> (ABS-01) menuju <i>Purging</i> dari 8 atm menjadi 1 atm	
Jenis <i>expansion valve</i>	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>	
Bahan konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Commercial Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Commercial Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Commercial Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Commercial Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Commercial Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	
Kondisi operasi	$T_{in}$ (°C)	30	50	341,13	124,20	18	18
	$T_{out}$ (°C)	28,30	48	341,12	124,16	20,13	19,31
	$P_{in}$ (atm)	17,47	10,24	3	2	8	8
	$P_{out}$ (atm)	10,24	3	2	1	1	1

**Tabel 3. 12.** Spesifikasi *Expansion Valve* (Lanjutan)

Ukuran pipa	OD (in)	1,32	6,625	18	1,32	1,66	8,625
	ID (in)	1,049	6,065	17,25	1,049	1,38	7,981
	Sch. No.	40	40	40	40	40	40
	IPS (in)	1	6	18	1	1 1/4	8
	Luas (in <sup>2</sup> )	0,864	28,9	234	0,864	1,5	50
Panjang ekuivalen, Le (m)	9,14	56,39	152,39	9,14	12,19	68,58	
Kecepatan linier fluida (m/s)	2,30	6,24	18,12	2,33	2,77	9,02	
NRe ( <i>Reynold Number</i> )	231.026,86	477.100,54	399.370,3	141.295,49	84.316,40	832.066,2	
Daya (Hp)	0,259	23,52	76,37	0,036	0,524	56,87	
Jumlah	1	1	1	1	1	1	
Harga	Rp4.453.734	Rp9.659.789	Rp17.754.752	Rp3.942.157	Rp5.356.518	Rp12.647.381	

**b. Blower**

**Tabel 3. 13.** Spesifikasi *Blower*

Kode alat	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04
Fungsi	Mengalirkan umpan gas amonia (NH <sub>3</sub> ) keluaran dari <i>Separator</i> (SP-01) menuju Reaktor (R-01)	Mengalirkan umpan gas keluaran dari Reaktor (R-01) menuju Kondensor Parsial (CDP-01)	Mengalirkan gas keluaran dari <i>Absorber</i> (ABS-01) menuju <i>Purging</i>	Menghisap dan mengalirkan udara (N <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> ) menuju filter (FL-02)
Jenis blower	<i>Centrifugal Blower</i>	<i>Centrifugal Blower</i>	<i>Centrifugal Blower</i>	<i>Centrifugal Blower</i>



**Tabel 3. 13.** Spesifikasi *Blower* (Lanjutan)

Bahan konstruksi		<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Kondisi operasi	T (°C)	50	341,13	18	30
	P (atm)	10,24	3	8	1
Kapasitas (m <sup>3</sup> /menit)		348,92	8.202,45	872,67	7.927,65
Efisiensi (%)		80	80	80	80
Daya (Hp)		1/6	1	1/8	1
Jumlah		1	1	1	1
Harga		Rp19.560.320	Rp15.648.256	Rp156.482.560	Rp153.473.280

**c. Kompresor**

**Tabel 3. 14.** Spesifikasi Kompresor

Kode alat	K-01	K-02	K-03	K-04
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan umpan gas toluena (C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> ) keluaran dari <i>Separator</i> (SP-02) menuju Reaktor (R-01) dari 1,5 atm menjadi 3 atm	Menghisap udara (N <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> ) dan menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 3 atm menuju <i>Accumulator</i> (ACC-01)	Mengalirkan dan menaikkan tekanan umpan gas keluaran dari atas <i>Separator</i> (SP-03) menuju <i>Absorber</i> (ABS-01) dari 2 atm menjadi 8 atm	Mengalirkan dan menaikkan tekanan gas amonia dan udara dari atas <i>Stripper</i> (STP-01) menuju Reaktor (R-01) dari 1 atm menjadi 3 atm
Jenis kompresor	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>	<i>Centrifugal multistage</i>	<i>Centrifugal single stage</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>

**Tabel 3. 14.** Spesifikasi Kompresor (Lanjutan)

Kondisi operasi	$T_{in}$ (°C)	125,57	30	124,20	90,00
	$T_{out}$ (°C)	151,94	207,39	404,23	278,40
	$P_{in}$ (atm)	2	1	2	1
	$P_{out}$ (atm)	3	3	8	3
Jumlah <i>stage</i>	1	1	1	1	1
Power (Hp)	21,78	613,89	1.180,14	835,37	
Harga	Rp85.764.480	Rp278.207.936	Rp854.785.984	Rp726.347.109	

### 3.3.5. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

**Tabel 3. 15.** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 1

Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan bahan baku amonia (NH <sub>3</sub> ) dari truk pengangkut menuju tangki penyimpanan (T-01)	Mengalirkan bahan baku amonia (NH <sub>3</sub> ) dari tangki penyimpanan (T-01) menuju Vaporizer (VP-01)	Mengalirkan keluaran hasil bawah <i>Separator</i> (SP-01) menuju <i>Vaporizer</i> (VP-01)
Jenis pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Jenis <i>impeller</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
<b>Spesifikasi Pompa</b>			
Viskositas (cP)	0,12	0,13	0,31
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	4,73	4,61	0,01
<i>Pump head</i> (m)	12,81	2,56	1,39
Suhu fluida (°C)	39,67	30	50
Laju volumetrik (m <sup>3</sup> /s)	0,001	0,001	0,000

**Tabel 3. 15.** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 1 (Lanjutan)

Kecepatan aliran (m/s)	0,46	0,45	0,07
<b>Spesifikasi Pipa</b>			
NPS (in)	2	2	0,125
Sch. Number	40	40	40
OD (in)	2,067	2,067	0,405
ID (in)	2,380	2,380	0,269
<b>Spesifikasi Daya</b>			
Efisiensi pompa (%)	45	44	38
Daya pompa (Hp)	0,29	0,80	0,000003
Daya motor (Hp)	1/2	1	1/20
Kecepatan putar, Ns (rpm)	967,92	3.196,59	231,68
Harga	Rp40.625.280	Rp40.625.280	Rp9.027.840

**Tabel 3. 16.** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 2

Kode	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan bahan baku toluena (C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> ) dari truk pengangkut menuju tangki penyimpanan (T-02)	Mengalirkan bahan baku toluena (C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> ) dari tangki penyimpanan (T-02) menuju Vaporizer (VP-02)	Mengalirkan keluaran hasil bawah Separator (SP-02) menuju Vaporizer (VP-02)
Jenis pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Jenis impeller	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
<b>Spesifikasi Pompa</b>			
Viskositas (cP)	0,52	0,52	0,23

**Tabel 3. 16.** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 2 (Lanjutan)

Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	2,13	2,13	0,48
<i>Pump head</i> (m)	10,97	3,32	2,32
Suhu fluida (°C)	30	30	125,57
Laju volumetrik (m <sup>3</sup> /s)	0,0006	0,0006	0,00013
Kecepatan aliran (m/s)	0,61	0,61	0,39
<b>Spesifikasi Pipa</b>			
NPS (in)	1,25	1,25	0,75
Sch. Number	40	40	40
OD (in)	1,66	1,66	1,05
ID (in)	1,380	1,380	0,824
<b>Spesifikasi Daya</b>			
Efisiensi pompa (%)	38	38	38
Daya pompa (Hp)	0,19	0,06	0,01
Daya motor (Hp)	1/4	1/12	1/20
Kecepatan putar, Ns (rpm)	729,90	1.788,87	1.109,01
Harga	Rp33.102.080	Rp33.102.080	Rp22.569.600

**Tabel 3. 17.** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 3

Kode	P-07	P-08	P-09
Fungsi	Mengalirkan umpan keluaran <i>Separator</i> (SP-03) menuju <i>Decanter</i> (DC-01)	Mengalirkan keluaran <i>Decanter</i> (DC-01) fase ringan menuju UPL	Mengalirkan keluaran <i>Decanter</i> (DC-01) fase berat menuju Menara Distilasi (MD-01)
Jenis pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Jenis <i>impeller</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>

**Tabel 3. 17.** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 3 (Lanjutan)

Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade</i> 3 Type 304	<i>Stainless Steel SA 167 Grade</i> 3 Type 304	<i>Stainless Steel SA 167 Grade</i> 3 Type 304
<b>Spesifikasi Pompa</b>			
Viskositas (cP)	0,30	0,81	1,00
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	4,71	2,28	2,01
<i>Pump head</i> (m)	2,46	3,60	6,73
Suhu fluida (°C)	124,20	30	30
Laju volumetrik (m <sup>3</sup> /s)	0,0013	0,0006	0,0006
Kecepatan aliran (m/s)	0,61	0,66	0,58
<b>Spesifikasi Pipa</b>			
NPS (in)	2	1,25	1,25
<i>Sch. Number</i>	40	40	40
OD (in)	2,38	1,66	1,66
ID (in)	2,067	1,380	1,380
<b>Spesifikasi Daya</b>			
Efisiensi pompa (%)	44	39	38
Daya pompa (Hp)	0,09	0,08	0,13
Daya motor (Hp)	1/8	1/8	1/6
Kecepatan putar, Ns (rpm)	3.328,28	1.740,57	1.023,38
Harga	Rp46.643.840	Rp33.102.080	Rp33.102.080

الجامعة الإسلامية  
الاستاذ الدكتور

**Tabel 3. 18.** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 4

Kode	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan umpan dari <i>Reboiler</i> (RB-02) menuju Tangki Penyimpanan (T-03)	Mengalirkan keluaran hasil distilat dari <i>Reflux Drum</i> (RD-02) menuju Tangki Penyimpanan Pasca Produksi (T-05)	Mengalirkan produk dari Tangki Penyimpanan (T-03) menuju truk pengangkut
Jenis pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Jenis <i>impeller</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Radial flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
<b>Spesifikasi Pompa</b>			
Viskositas (cP)	0,28	0,27	1,13
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	1,79	0,55	1,53
<i>Pump head</i> (m)	9,90	7,09	2,12
Suhu fluida (°C)	189,74	110,58	30
Laju volumetrik (m <sup>3</sup> /s)	0,0005	0,00015	0,00042
Kecepatan aliran (m/s)	0,52	0,44	0,44
<b>Spesifikasi Pipa</b>			
NPS (in)	1,25	0,75	1,25
Sch. <i>Number</i>	40	40	40
OD (in)	1,66	1,05	1,66
ID (in)	1,380	0,824	1,380
<b>Spesifikasi Daya</b>			
Efisiensi pompa (%)	37	30	30
Daya pompa (Hp)	0,15	0,04	0,04
Daya motor (Hp)	1/4	1/12	1/12

**Tabel 3. 18.** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 4 (Lanjutan)

Kecepatan putar, Ns (rpm)	722,97	512,11	2.116,16
Harga	Rp33.102.080	Rp22.569.600	Rp33.102.080

**Tabel 3. 19.** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 5

Kode	P-13	P-14	P-15
Fungsi	Mengalirkan keluaran hasil bawah <i>Absorber</i> (ABS-01) menuju <i>Stripper</i> (STP-01)	Mengalirkan umpan air pendingin ( <i>solvent</i> ) menuju <i>Absorber</i> (ABS-01)	Mengalirkan keluaran hasil bawah <i>Stripper</i> (STP-01) menuju UPL
Jenis pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
Jenis <i>impeller</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
<b>Spesifikasi Pompa</b>			
Viskositas (cP)	0,93	0,82	0,28
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	3,83	7,67	4,92
<i>Pump head</i> (m)	6,21	10,61	2,50
Suhu fluida (°C)	18	30	100
Laju volumetrik (m <sup>3</sup> /s)	0,0011	0,0021	0,0014
Kecepatan aliran (m/s)	0,49	0,69	0,63
<b>Spesifikasi Pipa</b>			
NPS (in)	2	2,5	2
Sch. <i>Number</i>	40	40	40
OD (in)	2,38	2,88	2,38
ID (in)	2,067	2,469	2,067

**Tabel 3. 19.** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan 5 (Lanjutan)

<b>Spesifikasi Daya</b>			
Efisiensi pompa (%)	42	52	45
Daya pompa (Hp)	0,50	0,59	0,16
Daya motor (Hp)	3/4	3/4	1/4
Kecepatan putar, Ns (rpm)	1.497,12	1.418,64	3.360,75
Harga	Rp46.643.840	Rp54.167.040	Rp46.643.840

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
الجامعة الإسلامية  
الاستدراة الاندونية



### 3.3.6. Spesifikasi Alat Penukar Panas

#### a. Kondensator Parsial (CDP-01)

**Tabel 3. 20.** Spesifikasi Kondensator Parsial (CDP-01)

Kode alat	CDP-01		
Fungsi	Mendinginkan dan mengembunkan gas keluaran <i>Cooler</i> (CL-01) sebelum diumpankan ke <i>Separator</i> (SP-03)		
Jenis alat	<i>Shell and Tube Partial Condenser</i>		
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>		
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>		
<b>Kondisi Operasi</b>			
Fluida panas	Suhu masuk (°C)	145	
	Suhu keluar (°C)	124,20	
	Tekanan (atm)	2	
Fluida dingin	Media Pendingin	<i>Dowtherm A</i>	
	Suhu masuk (°C)	80	
	Suhu keluar (°C)	130	
	Massa pendingin (kg/jam)	1.964,21	
	Beban panas, Q (kJ/jam)	363.182,42	
<b>Spesifikasi</b>			
Dimensi <i>shell</i>	ID (in)	12	
	<i>Baffle space</i> (in)	2,4	
	<i>Passes</i>	1	
	$\Delta P$ (psi)	0,34	
Dimensi <i>tube</i>	Panjang (ft)	16	
	ID (in)	0,87	
	OD (in)	1	
	BWG	16	
	<i>Well thickness</i> (in)	0,065	
	<i>Flow area per tube</i> (in <sup>2</sup> )	0,594	
	<i>Surface per lin ft</i>	<i>Outside</i> (ft <sup>2</sup> )	0,2618
		<i>Inside</i> (ft <sup>2</sup> )	0,2277
	<i>Weight per lin ft</i> (lb steel)	0,71	
	Jumlah <i>tube</i> , Nt	52	
	<i>Pitch</i> (in)	1 1/4	
	<i>Layout</i>	<i>Triangular pitch</i>	
	<i>Passes</i>	2	
$\Delta P$ (psi)	0,872		

**Tabel 3. 20.** Spesifikasi Kondensor Parsial (CDP-01) (Lanjutan)

<b>Koefisien Perpindahan Panas</b>	
Luas transfer panas, A (ft <sup>2</sup> )	217,818
ho (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	62,40
hio (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	119,78
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	41,03
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	32,49
Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,006
Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,003
Harga	Rp367.132.160

**b. Kondensor (CD-01)**

**Tabel 3. 21.** Spesifikasi Kondensor (CD-01)

Kode alat	CD-01
Fungsi	Mengembunkan uap hasil keluaran atas Menara Distilasi (MD-01)
Jenis alat	<i>Double Pipe Total Condenser</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu masuk (°C)	119,50
Suhu keluar (°C)	110,58
Tekanan (atm)	1,01
<b>Spesifikasi</b>	
Jumlah <i>hairpins</i>	18
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	20
Luas permukaan, A (ft <sup>2</sup> )	141,360
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	31,10
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	36,05
Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,0044
Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,0015
<b>Hot fluid : Light organics (Annulus)</b>	
IPS (in)	4
Flow area, Aa (ft <sup>2</sup> )	0,022
OD (in)	4,5
ID (in)	4,03
Surface area, a (ft <sup>2</sup> /ft)	1,178
Pressure drop, ΔPa (psi)	0,1455
<b>Cold Fluid : Dowtherm A (Inner pipe)</b>	
IPS (in)	3

**Tabel 3. 21.** Spesifikasi Kondensor (CD-01) (Lanjutan)

<i>Flow area, Ap</i>	0,051
OD (in)	3,5
ID (in)	3,07
<i>Surface area, a (ft<sup>2</sup>/ft)</i>	0,917
<i>Pressure drop, ΔPp (psi)</i>	0,1370
Jumlah alat	1
Harga	Rp535.545.735

**c. Reboiler**

**Tabel 3. 22.** Spesifikasi *Reboiler*

Kode alat	RB-01	RB-02
Fungsi	Menguapkan hasil bawah keluaran Menara Distilasi (MD-01)	Menguapkan hasil bawah keluaran <i>Stripper</i> (STP-01)
Jenis alat	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jenis pemanas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu masuk (°C)	189,74	90
Suhu keluar (°C)	190,25	100
Tekanan (atm)	1,01	1
<b>Spesifikasi</b>		
Jumlah <i>hairpins</i>	20	22
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	15	20
Luas permukaan, A (ft <sup>2</sup> )	113,088	169,63
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	123,97	100,55
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	298,61	148,37
Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,0047	0,0032
Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,002	0,002
<b>Hot fluid : Steam (Annulus)</b>		
IPS (in)	4	0,022
<i>Flow area, Aa (ft<sup>2</sup>)</i>	0,022	4,5
OD (in)	4,5	4,03
ID (in)	4,03	1,178
<i>Surface area, a (ft<sup>2</sup>/ft)</i>	1,178	0,0212

**Tabel 3. 22.** Spesifikasi *Reboiler* (Lanjutan)

<i>Pressure drop, ΔPa</i> (psi)	0,0151	0,022
<b><i>Cold Fluid : Light organics (Inner pipe)</i></b>		
IPS (in)	3	3
<i>Flow area, Ap</i>	0,051	0,051
OD (in)	3,5	3,5
ID (in)	3,07	3,07
<i>Surface area, a (ft<sup>2</sup>/ft)</i>	0,917	0,917
<i>Pressure drop, ΔPp</i> (psi)	0,0233	0,1415
Jumlah alat	1	1
Harga	Rp494.113.830	Rp573.908.610

**d. Heater**

**Tabel 3. 23.** Spesifikasi *Heater* 1

Kode alat	HE-01	HE-02	HE-03
Fungsi	Menaikkan suhu bahan baku amonia dari <i>Expansion Valve</i> (EXV-02) menuju Akumulator (ACC-01) dari suhu 48°C sampai 280°C	Menaikkan suhu bahan baku toluena menuju Akumulator (ACC-01) dari suhu 151,94°C sampai 280°C	Menaikkan suhu campuran umpan Akumulator (ACC-01) menuju R-01 dari suhu 280°C sampai 339°C
Jenis alat	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jenis pemanas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
<b>Kondisi operasi</b>			
Suhu masuk (°C)	48	151,94	280
Suhu keluar (°C)	280	280	339
Tekanan (atm)	3	3	3
<b>Spesifikasi</b>			
Jumlah <i>hairpins</i>	15	15	15
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	20	20	20
Luas permukaan, A (ft <sup>2</sup> )	113,09	113,09	113,09

**Tabel 3. 23.** Spesifikasi *Heater 1* (Lanjutan)

Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	63,25	25,83	161,88
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	251,21	90,47	357,24
Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,0118	0,0277	0,0034
Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,011	0,0015	0,0015
<b><i>Hot fluid : Steam (Annulus)</i></b>			
IPS (in)	4	4	4
Flow area, Aa (ft <sup>2</sup> )	0,022	0,022	0,022
OD (in)	4,5	4,5	4,5
ID (in)	4,03	4,03	4,03
Surface area, a (ft <sup>2</sup> /ft)	1,178	1,178	1,178
Pressure drop, ΔPa (psi)	0,0585	0,0060	0,1783
<b><i>Cold Fluid : Light organics (Inner pipe)</i></b>			
IPS (in)	3	3	3
Flow area, Ap	0,051	0,051	0,051
OD (in)	3,5	3,5	3,5
ID (in)	3,07	3,07	3,07
Surface area, a (ft <sup>2</sup> /ft)	0,917	0,917	0,917
Pressure drop, ΔPp (psi)	0,0140	0,0051	0,2888
Jumlah alat	1	1	1
Harga	Rp494.113.830	Rp494.113.830	Rp494.113.830

الجمعة الإسلامية الأندلسية

**Tabel 3. 24.** Spesifikasi *Heater 2*

Kode alat	HE-04	HE-05
Fungsi	Menaikkan suhu campuran <i>liquid</i> dari <i>Decanter</i> (DC-01) menuju Menara Distilasi (MD-01) dari suhu 30°C sampai 152,35°C	Menaikkan suhu campuran <i>liquid</i> dari <i>Expansion Valve</i> (EXV-05) menuju <i>Stripper</i> (STP-01) dari suhu 20,13°C sampai 90°C
Jenis alat	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jenis pemanas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
<b>Kondisi operasi</b>		
Suhu masuk (°C)	30	20,13
Suhu keluar (°C)	152,35	90
Tekanan (atm)	1	1
<b>Spesifikasi</b>		
Jumlah <i>hairpins</i>	18	22
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	20	20
Luas permukaan, A (ft <sup>2</sup> )	141,360	169,632
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	23,40	128,23
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	24,73	174,68
Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,0023	0,0021
Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,002	0,002
<b>Hot fluid : Steam (Annulus)</b>		
IPS (in)	4	4
Flow area, Aa (ft <sup>2</sup> )	0,022	0,022
OD (in)	4,5	4,5
ID (in)	4,03	4,03
Surface area, a (ft <sup>2</sup> /ft)	1,178	1,178
Pressure drop, ΔPa (psi)	0,0038	0,1184
<b>Cold Fluid : Light organics (Inner pipe)</b>		
IPS (in)	3	3
Flow area, Ap	0,051	0,051
OD (in)	3,5	3,5

**Tabel 3. 24.** Spesifikasi *Heater 2* (Lanjutan)

ID (in)	3,07	3,07
Surface area, a (ft <sup>2</sup> /ft)	0,917	0,917
Pressure drop, ΔPp (psi)	0,0118	0,2093
Jumlah alat	1	1
Harga	Rp535.545.735	Rp572.374.095

**e. Cooler (CL-01)**

**Tabel 3. 25.** Spesifikasi *Cooler (CL-01)*

Kode alat	CL-01	
Fungsi	Menurunkan suhu campuran gas dari <i>Expansion Valve</i> (EXV-03) dari suhu 341,12°C sampai 145°C	
Jenis alat	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
Fluida panas	Suhu masuk (°C)	341,12
	Suhu keluar (°C)	145
	Tekanan (atm)	2
Fluida dingin	Media Pendingin	<i>Dowtherm A</i>
	Suhu masuk (°C)	30
	Suhu keluar (°C)	100
	Massa pendingin (kg/jam)	14.394,232
	Beban panas, Q (kJ/jam)	3.602.707,079
<b>Spesifikasi</b>		
Dimensi <i>shell</i>	ID (in)	15 1/4
	<i>Baffle space</i> (in)	3,05
	<i>Passes</i>	1
	ΔP (psi)	6,34
Dimensi <i>tube</i>	Panjang (ft)	16
	ID (in)	0,87
	OD (in)	1
	BWG	16
	<i>Well thickness</i> (in)	0,065
	<i>Flow area per tube</i> (in <sup>2</sup> )	0,594
	<i>Surface per lin ft</i>	<i>Outside</i> (ft <sup>2</sup> )
	<i>Inside</i> (ft <sup>2</sup> )	0,2277

**Tabel 3. 25.** Spesifikasi Cooler (CL-01) (Lanjutan)

	<i>Weight per lin ft (lb steel)</i>	0,71
	<i>Jumlah tube, Nt</i>	86
	<i>Pitch (in)</i>	1 1/4
	<i>Layout</i>	<i>Triangular pitch</i>
	<i>Passes</i>	2
	$\Delta P$ (psi)	0,3832
<b>Koefisien Perpindahan Panas</b>		
Luas transfer panas, A (ft <sup>2</sup> )	360,237	
ho (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	439,10	
hio (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	664,67	
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	264,42	
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	40,15	
Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,021	
Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,003	
Harga	Rp710.190.080	

**f. Cooler (CL-02)**

**Tabel 3. 26.** Spesifikasi Cooler (CL-02)

Kode alat	CL-02	
Fungsi	Menurunkan suhu gas keluaran dari Kompresor (K-03) dari suhu 404,23°C sampai 18°C	
Jenis alat	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
Fluida panas	Suhu masuk (°C)	404,23
	Suhu keluar (°C)	18
	Tekanan (atm)	8
Fluida dingin	Media Pendingin	<i>Dowtherm A</i>
	Suhu masuk (°C)	16
	Suhu keluar (°C)	25
	Massa pendingin (kg/jam)	146.838,93
	Beban panas, Q (kJ/jam)	4.525.750,64
Dimensi <i>shell</i>	ID (in)	31
	<i>Baffle space</i> (in)	6,2
	<i>Passes</i>	1



**Tabel 3. 26.** Spesifikasi *Cooler* (CL-02) (Lanjutan)

	$\Delta P$ (psi)	6,54	
	Panjang (ft)	16	
	ID (in)	0,62	
	OD (in)	1	
	BWG	16	
	<i>Well thickness</i> (in)	0,065	
	<i>Flow area per tube</i> (in <sup>2</sup> )	0,87	
	<i>Surface per lin ft</i>	<i>Outside</i> (ft <sup>2</sup> )	0,2618
		<i>Inside</i> (ft <sup>2</sup> )	0,2277
	<i>Weight per lin ft (lb steel)</i>	0,71	
	Jumlah <i>tube</i> , Nt	220	
	<i>Pitch</i> (in)	1 4/7	
	<i>Layout</i>	<i>Square pitch</i>	
	<i>Passes</i>	2	
	$\Delta P$ (psi)	0,0309	
<b>Koefisien Perpindahan Panas</b>			
	Luas transfer panas, A (ft <sup>2</sup> )	921,536	
	ho (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	123,87	
	hio (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	118,31	
	Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	60,51	
	Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	35,96	
	Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,011	
	Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,003	
	Harga	Rp1.779.989.120	

**g. Cooler (CL-03)**

**Tabel 3. 27.** Spesifikasi *Cooler* (CL-03)

Kode alat	CL-03		
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran dari <i>Expansion Valve</i> (EXV-04) dari suhu 124,15°C sampai 30°C		
Jenis alat	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>		
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>		
<b>Kondisi Operasi</b>			
Fluida panas	Suhu masuk (°C)	124,16	
	Suhu keluar (°C)	30	
	Tekanan (atm)	1	

**Tabel 3. 27.** Spesifikasi *Cooler* (CL-03) (Lanjutan)

Fluida dingin	Media Pendingin	<i>Dowtherm A</i>		
	Suhu masuk (°C)	25		
	Suhu keluar (°C)	40		
	Massa pendingin (kg/jam)	39.683,22		
	Beban panas, Q (kJ/jam)	2.064.598,73		
<b>Spesifikasi</b>				
Dimensi <i>shell</i>	ID (in)	23 1/4		
	<i>Baffle space</i> (in)	4,65		
	<i>Passes</i>	1		
	$\Delta P$ (psi)	9,98		
Dimensi <i>tube</i>	Panjang (ft)	16		
	ID (in)	0,87		
	OD (in)	1		
	BWG	16		
	<i>Well thickness</i> (in)	0,065		
	<i>Flow area per tube</i> (in <sup>2</sup> )	0,594		
	<i>Surface per lin ft</i>	<i>Outside</i> (ft <sup>2</sup> )	0,2618	
		<i>Inside</i> (ft <sup>2</sup> )	0,2277	
	<i>Weight per lin ft (lb steel)</i>	0,71		
	Jumlah <i>tube</i> , Nt	232		
	<i>Pitch</i> (in)	1 1/4		
	<i>Layout</i>	<i>Triangular pitch</i>		
	<i>Passes</i>	2		
	$\Delta P$ (psi)	0,0196		
<b>Koefisien Perpindahan Panas</b>				
Luas transfer panas, A (ft <sup>2</sup> )	971,802			
ho (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	251,39			
hio (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	91,77			
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	67,23			
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	46,94			
Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,006			
Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,003			
Harga	Rp1.874.781.440			

#### h. Cooler (CL-04)

**Tabel 3. 28.** Spesifikasi Cooler (CL-04)

Kode alat	CL-04		
Fungsi	Menurunkan temperatur produk keluaran dari Menara Distilasi (MD-01) yang dialirkan melalui P-08 menuju Tangki Penyimpanan Produk (T-03) dari suhu 189,74°C sampai 30°C		
Jenis alat	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>		
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>		
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>		
<b>Kondisi Operasi</b>			
Fluida panas	Suhu masuk (°C)	189,74	
	Suhu keluar (°C)	30	
	Tekanan (atm)	1	
Fluida dingin	Media Pendingin	<i>Dowtherm A</i>	
	Suhu masuk (°C)	25	
	Suhu keluar (°C)	40	
	Massa pendingin (kg/jam)	7.373,35	
	Beban panas, Q (kJ/jam)	383.613,28	
<b>Spesifikasi</b>			
Dimensi <i>shell</i>	ID (in)	15 1/4	
	<i>Baffle space</i> (in)	3,05	
	<i>Passes</i>	1	
	$\Delta P$ (psi)	1,43	
Dimensi <i>tube</i>	Panjang (ft)	12	
	ID (in)	0,62	
	OD (in)	1	
	BWG	16	
	<i>Well thickness</i> (in)	0,065	
	<i>Flow area per tube</i> (in <sup>2</sup> )	0,87	
	<i>Surface per lin ft</i>	<i>Outside</i> (ft <sup>2</sup> )	0,2618
		<i>Inside</i> (ft <sup>2</sup> )	0,2277
	<i>Weight per lin ft (lb steel)</i>	0,71	
	Jumlah <i>tube</i> , Nt	86	
	<i>Pitch</i> (in)	1 1/4	
	<i>Layout</i>	<i>Triangular pitch</i>	
	<i>Passes</i>	2	
$\Delta P$ (psi)	0,0128		

**Tabel 3. 28.** Spesifikasi *Cooler* (CL-04) (Lanjutan)

<b>Koefisien Perpindahan Panas</b>	
Luas transfer panas, A (ft <sup>2</sup> )	270,178
h <sub>o</sub> (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	159,98
h <sub>io</sub> (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	98,19
U <sub>c</sub> (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	60,85
U <sub>d</sub> (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	22,51
R <sub>d</sub> (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,028
R <sub>d</sub> min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,002
Harga	Rp535.651.840

**i. Cooler (CL-05)**

**Tabel 3. 29.** Spesifikasi *Cooler* (CL-05)

Kode alat	CL-05
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran dari hasil atas Menara Distilasi (MD-01) yang dialirkan melalui P-10 menuju Tangki Penyimpanan Pasca Produksi (T-05) dari suhu 110,58°C sampai 30°C
Jenis alat	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>
<b>Kondisi operasi</b>	
Suhu masuk (°C)	110,58
Suhu keluar (°C)	30
Tekanan (atm)	1
<b>Spesifikasi</b>	
Jumlah <i>hairpins</i>	24
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	15
Luas permukaan, A (ft <sup>2</sup> )	141,360
U <sub>d</sub> (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	7,94
U <sub>c</sub> (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	8,55
R <sub>d</sub> (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,0090
R <sub>d</sub> min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,002
<b>Hot fluid : Steam (Annulus)</b>	
IPS (in)	4
Flow area, A <sub>a</sub> (ft <sup>2</sup> )	0,022
OD (in)	4,5
ID (in)	4,03
Surface area, a (ft <sup>2</sup> /ft)	1,178

**Tabel 3. 29.** Spesifikasi Cooler (CL-05) (Lanjutan)

<i>Pressure drop, ΔPa (psi)</i>	0,0354
<b><i>Cold Fluid : Light organics (Inner pipe)</i></b>	
IPS (in)	3
<i>Flow area, Ap</i>	0,051
OD (in)	3,5
ID (in)	3,07
<i>Surface area, a (ft<sup>2</sup>/ft)</i>	0,917
<i>Pressure drop, ΔPp (psi)</i>	0,0074
Jumlah alat	1
Harga	Rp535.545.735

**j. Cooler (CL-06)**

**Tabel 3. 30.** Spesifikasi Cooler (CL-06)

Kode alat	CL-06	
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran dari hasil bawah <i>Stripper</i> (STP-01) yang dialirkan melalui P-14 menuju UPL dari suhu 90°C sampai 30°C	
Jenis alat	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>	
Jenis pendingin	<i>Dowtherm A</i>	
<b>Kondisi Operasi</b>		
Fluida panas	Suhu masuk (°C)	100
	Suhu keluar (°C)	30
	Tekanan (atm)	1
Fluida dingin	Media Pendingin	<i>Dowtherm A</i>
	Suhu masuk (°C)	20
	Suhu keluar (°C)	40
	Massa pendingin (kg/jam)	28.268,92
	Beban panas, Q (kJ/jam)	1.955.857,86
<b>Spesifikasi</b>		
Dimensi <i>shell</i>	ID (in)	21 1/4
	<i>Baffle space</i> (in)	4,25
	<i>Passes</i>	1
	ΔP (psi)	8,91
Dimensi <i>tube</i>	Panjang (ft)	20
	ID (in)	0,62
	OD (in)	1

**Tabel 3. 30.** Spesifikasi Cooler (CL-06) (Lanjutan)

	BWG	16	
	Well thickness (in)	0,065	
	Flow area per tube (in <sup>2</sup> )	0,87	
	Surface per lin ft	Outside (ft <sup>2</sup> )	0,2618
		Inside (ft <sup>2</sup> )	0,2277
	Weight per lin ft (lb steel)	0,71	
	Jumlah tube, Nt	188	
	Pitch (in)	1 1/4	
	Layout	Triangular pitch	
	Passes	2	
	ΔP (psi)	0,0390	
<b>Koefisien Perpindahan Panas</b>			
Luas transfer panas, A (ft <sup>2</sup> )	984,368		
ho (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	171,38		
hio (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	54,21		
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	41,18		
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	37,49		
Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,002		
Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,002		
Harga	Rp1.898.855.680		

### 3.4. Neraca Massa

#### 3.4.1. Neraca Massa Mix-Point 1

**Tabel 3. 31.** Neraca Massa Mix-Point 1

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 3	Arus 2
NH <sub>3</sub>	2.279,98	3,38	2.283,36
H <sub>2</sub> O	11,46	2,79	14,25
<b>Sub Total</b>	<b>2.291,44</b>	<b>6,17</b>	<b>2.297,60</b>
<b>Total</b>	<b>2.297,60</b>		<b>2.297,60</b>

### 3.4.2. Neraca Massa Vaporizer (VP-01)

Tabel 3. 32. Neraca Massa Vaporizer (VP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 2	Arus 2
NH <sub>3</sub>	2.283,36	2.283,36
H <sub>2</sub> O	14,25	14,25
<b>Total</b>	<b>2.297,60</b>	<b>2.297,60</b>

### 3.4.3. Neraca Massa Separator (SP-01)

Tabel 3. 33. Neraca Massa Separator (SP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Cair	Gas
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
NH <sub>3</sub>	2.283,36	3,38	2.279,98
H <sub>2</sub> O	14,25	2,79	11,46
<b>Sub Total</b>	<b>2.297,60</b>	<b>6,17</b>	<b>2.291,44</b>
<b>Total</b>	<b>2.297,60</b>	<b>2.297,60</b>	

### 3.4.4. Neraca Massa Mix-Point 2

Tabel 3. 34. Neraca Massa Mix-Point 2

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 5	Arus 7	Arus 6
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1.524,57	305,03	1.829,60
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	3,06	0,44	3,50
<b>Sub Total</b>	<b>1.527,62</b>	<b>305,47</b>	<b>1.833,10</b>
<b>Total</b>	<b>1.833,10</b>		<b>1.833,10</b>

### 3.4.5. Neraca Massa Vaporizer (VP-02)

Tabel 3. 35. Neraca Massa Vaporizer (VP-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 6	Arus 6
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1.829,60	1.829,60
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	3,50	3,50
<b>Total</b>	<b>1.833,10</b>	<b>1.833,10</b>

### 3.4.6. Neraca Massa Separator (SP-02)

Tabel 3. 36. Neraca Massa Separator (SP-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Cair	Gas
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1.829,60	305,03	1.524,57
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	3,50	0,44	3,06
<b>Sub Total</b>	<b>1.833,10</b>	<b>305,47</b>	<b>1.527,62</b>
<b>Total</b>	<b>1.833,10</b>	<b>1.833,10</b>	

### 3.4.7. Neraca Massa Mixed-Point 3

Tabel 3. 37. Neraca Massa Mixed-Point 3

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 8	Arus 17	Arus 17	Arus 9
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,00	1.524,57	0,00	0,00	1.524,57
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00	3,06	0,00	0,00	3,06
NH <sub>3</sub>	1.122,44	0,00	0,00	1.157,54	2.279,98
H <sub>2</sub> O	11,46	0,00	0,00	0,00	11,46
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	7.238,19	7.238,19
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	1.924,81	1.924,81
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,40	2,35	2,75
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>Sub Total</b>	<b>1.133,90</b>	<b>1.527,62</b>	<b>0,40</b>	<b>10.322,88</b>	<b>12.984,80</b>
<b>Total</b>	<b>12.984,80</b>				<b>12.984,80</b>

### 3.4.8. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3. 38. Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 9	Arus 10
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1.524,57	346,84
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	3,06	3,06
NH <sub>3</sub>	2.279,98	1.282,59
H <sub>2</sub> O	11,46	1.957,96
N <sub>2</sub>	7.238,19	7.885,57
O <sub>2</sub>	1.924,81	111,06



**Tabel 3. 38.** Neraca Massa Reaktor (R-01) (Lanjutan)

CO <sub>2</sub>	2,75	117,59
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	0,00	1.280,14
<b>Total</b>	<b>12.984,80</b>	<b>12.984,80</b>

**3.4.9. Neraca Massa Kondensor Parsial (CDP-01)****Tabel 3. 39.** Neraca Massa Kondensor Parsial (CDP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 10	Arus 10
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	346,84	346,84
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	3,06	3,06
NH <sub>3</sub>	1.282,59	1.282,59
H <sub>2</sub> O	1.957,96	1.957,96
N <sub>2</sub>	7.885,57	7.885,57
O <sub>2</sub>	111,06	111,06
CO <sub>2</sub>	117,59	117,59
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	1.280,14	1.280,14
<b>Total</b>	<b>12.984,80</b>	<b>12.984,80</b>

**3.4.10. Neraca Massa Separator (SP-03)****Tabel 3. 40.** Neraca Massa Separator (SP-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Cair	Gas
	Arus 6	Arus 7	Arus 6
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	346,84	344,35	2,49
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	3,06	3,02	0,03
NH <sub>3</sub>	1.282,59	0,00	1.282,59
H <sub>2</sub> O	1.957,96	1.936,35	21,61
N <sub>2</sub>	7.885,57	0,00	7.885,57
O <sub>2</sub>	111,06	0,00	111,06
CO <sub>2</sub>	117,59	0,00	117,59
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	1.280,14	1.279,25	0,89
<b>Sub Total</b>	<b>12.984,80</b>	<b>3.562,98</b>	<b>9.421,82</b>
<b>Total</b>	<b>12.984,80</b>	<b>12.984,80</b>	

### 3.4.11. Neraca Massa Absorber (ABS-01)

Tabel 3. 41. Neraca Massa Absorber (ABS-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Umpan	Penjerap	Gas (Purging)	Cair
	Arus 11	Arus 13	Arus 14	Arus 15
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	2,49	0,00	2,49	0,00
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,03	0,00	0,03	0,00
NH <sub>3</sub>	1.282,59	0,00	64,13	1.218,46
H <sub>2</sub> O	21,61	6.536,89	21,61	6.536,89
N <sub>2</sub>	7.885,57	0,00	7.885,57	0,00
O <sub>2</sub>	111,06	0,00	111,06	0,00
CO <sub>2</sub>	117,59	0,00	94,07	23,52
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	0,89	0,00	0,89	0,00
<b>Sub Total</b>	<b>9.421,82</b>	<b>6.536,89</b>	<b>8.179,84</b>	<b>7.778,87</b>
<b>Total</b>	<b>15.958,72</b>		<b>15.958,72</b>	

### 3.4.12. Neraca Massa Stripper (STP-01)

Tabel 3. 42. Neraca Massa Stripper (STP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Umpan	Penjerap	Vapor (Recycle)	Liquid
	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18
NH <sub>3</sub>	1.218,46	0,00	1.157,54	60,92
H <sub>2</sub> O	6.536,89	0,00	0,00	6.536,89
N <sub>2</sub>	0,00	7.238,19	7.238,19	0,00
O <sub>2</sub>	0,00	1.924,81	1.924,81	0,00
CO <sub>2</sub>	23,52	2,75	5,10	21,17
<b>Sub Total</b>	<b>7.778,87</b>	<b>9.165,74</b>	<b>10.325,63</b>	<b>6.618,98</b>
<b>Total</b>	<b>16.944,61</b>		<b>16.944,61</b>	

### 3.4.13. Neraca Massa *Decanter* (DC-01)

Tabel 3. 43. Neraca Massa *Decanter* (DC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Fase Ringan	Fase Berat
	Arus 12	Arus 19	Arus 20
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	344,35	1,02	343,33
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	3,02	3,02	0,01
H <sub>2</sub> O	1.936,35	1.931,46	4,90
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	1.279,25	3,87	1.275,38
<b>Sub Total</b>	<b>3.562,98</b>	<b>1.939,37</b>	<b>1.623,61</b>
<b>Total</b>	<b>3.562,98</b>	<b>3.562,98</b>	

### 3.4.14. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 44. Neraca Massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Distilat	Bottom
	Arus 20	Arus 21	Arus 22
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	343,33	339,90	3,43
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,01	0,01	0,00
H <sub>2</sub> O	4,90	4,89	0,00
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	1.275,38	12,75	1.262,63
<b>Sub Total</b>	<b>1.623,61</b>	<b>357,55</b>	<b>1.266,06</b>
<b>Total</b>	<b>1.623,61</b>	<b>1.623,61</b>	

## 3.5. Neraca Panas

### 3.5.1. Neraca Panas *Vaporizer* (VP-01)

Tabel 3. 45. Neraca Panas *Vaporizer* (VP-01)

Komponen Energi	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q Masuk	16.027,21	0,00
Q Keluar (Fase Cair)	0,00	707,41
Q Keluar (Fase Gas)	0,00	122.136,68
Q Pemanas	106.816,88	0,00
<b>Total</b>	<b>122.844,09</b>	<b>122.844,09</b>

### 3.5.2. Neraca Panas Separator (SP-01)

**Tabel 3. 46.** Neraca Panas Separator (SP-01)

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Gas)	122.136,68	0,00
Q Masuk (Fase Cair)	707,41	0,00
Q Keluar (Fase Cair)	0,00	122.136,68
Q Keluar (Fase Gas)	0,00	707,41
<b>Total</b>	<b>122.844,09</b>	<b>122.844,09</b>

### 3.5.3. Neraca Panas Vaporizer (VP-02)

**Tabel 3. 47.** Neraca Panas Vaporizer (VP-02)

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk	10.720,62	0,00
Q Keluar (Fase Cair)	0,00	55.671,19
Q Keluar (Fase Gas)	0,00	207.140,44
Q Pemanas	252.091,02	0,00
<b>Total</b>	<b>262.811,63</b>	<b>262.811,63</b>

### 3.5.4. Neraca Panas Separator (SP-02)

**Tabel 3. 48.** Neraca Panas Separator (SP-02)

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Gas)	207.140,44	0,00
Q Masuk (Fase Cair)	55.671,19	0,00
Q Keluar (Fase Cair)	0,00	207.140,44
Q Keluar (Fase Gas)	0,00	55.671,19
<b>Total</b>	<b>262.811,63</b>	<b>262.811,63</b>

### 3.5.5. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3. 49. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen Energi	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q Umpan	5.493.343,75	0,00
Q Produk	0,00	5.607.798,71
Q Reaksi	6.227.839,22	0,00
Q Pendingin	0,00	6.113.384,25
<b>Total</b>	<b>11.721.182,96</b>	<b>11.721.182,96</b>

### 3.5.6. Neraca Panas Kondensor Parsial (CDP-01)

Tabel 3. 50. Neraca Panas Kondensor Parsial (CDP-01)

Komponen Energi	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q Masuk	2.045.832,99	0,00
Q Keluar (Fase Gas)	0,00	1.118.491,75
Q Keluar (Fase Cair)	0,00	564.158,82
Q Pendingin	0,00	363.182,42
<b>Total</b>	<b>2.045.832,99</b>	<b>2.045.832,99</b>

### 3.5.7. Neraca Panas Separator (SP-03)

Tabel 3. 51. Neraca Panas Separator (SP-03)

Komponen Energi	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q Masuk (Fase Gas)	1.118.491,75	0,00
Q Masuk (Fase Cair)	1.099.903,44	0,00
Q Keluar (Fase Cair)	0,00	1.118.491,75
Q Keluar (Fase Gas)	0,00	1.099.903,44
<b>Total</b>	<b>2.218.395,19</b>	<b>2.218.395,19</b>

### 3.5.8. Neraca Panas *Absorber* (ABS-01)

**Tabel 3. 52.** Neraca Panas *Absorber* (ABS-01)

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk Fase Gas	-77.994,63	0,00
Q Masuk Fase Cair	820.258,41	0,00
Q Keluar Fase Gas	0,00	85.542,51
Q Keluar Fase Cair	0,00	333.510,20
Q Diambil	0,00	323.211,07
<b>Total</b>	<b>742.263,78</b>	<b>742.263,78</b>

### 3.5.9. Neraca Panas *Stripper* (STP-01)

**Tabel 3. 53.** Neraca Panas *Stripper* (STP-01)

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk Fase Gas	605.536,44	0,00
Q Masuk Fase Cair	1.006.866,06	0,00
Q Keluar Fase Gas	0,00	46.456,23
Q Keluar Fase Cair	0,00	166.588,74
Q Diambil	0,00	1.399.357,54
<b>Total</b>	<b>1.612.402,50</b>	<b>1.612.402,50</b>

### 3.5.10. Neraca Panas *Decanter* (DC-01)

**Tabel 3. 54.** Neraca Panas *Decanter* (DC-01)

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk	105.016,29	0,00
Q Keluar Atas (Fase Ringan)	0,00	97.150,13
Q Keluar Bawah (Fase Berat)	0,00	7.866,16
<b>Total</b>	<b>105.016,29</b>	<b>105.016,29</b>

### 3.5.11. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3. 55. Neraca Panas Menara Distilasi (MD-01)

Komponen Energi	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q Umpan	87.840,40	0,00
Q Distilat	0,00	45.264,38
Q Bottom	0,00	394.344,26
Q Reboiler	798.889,18	0,00
Q Kondensor	0,00	447.120,94
<b>Total</b>	<b>886.729,57</b>	<b>886.729,57</b>



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1. Penentuan Lokasi Pabrik**

Penentuan lokasi pabrik direncanakan atas pemikiran secara praktis serta meninjau aspek keuntungan dari segi teknis maupun ekonomis. Terdapat beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik, di antaranya:

##### **4.1.1. Keterjangkauan Bahan Baku**

Pabrik yang baik adalah pabrik yang lokasinya sedekat mungkin dengan pemasok bahan baku demi menghemat biaya impor bahan baku melalui jalur darat. Selain itu, pabrik juga memiliki akses sedekat mungkin dengan pelabuhan demi mempermudah proses ekspor produk maupun impor bahan baku melalui jalur laut.

##### **4.1.2. Keterjangkauan Pemasaran Produk**

Pabrik didirikan sedekat mungkin dengan industri yang membutuhkan produk benzonitril baik sebagai bahan utama maupun bahan pendukung demi menghemat biaya ekspor melalui jalur darat.

##### **4.1.3. Keterjangkauan Energi dan Sumber Daya**

Air merupakan sarana utilitas yang penting demi mendukung proses produksi benzonitril, sehingga pabrik dirikan sedekat mungkin dengan sungai, danau, atau laut. Sedangkan, energi merupakan sarana utilitas demi mendukung operasional produksi benzonitril.

##### **4.1.4. Ketersediaan Tenaga Kerja**

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi.

##### **4.1.5. Kondisi Geografis dan Sosial**

a. Bencana Alam



Pabrik didirikan pada daerah yang aman dari bencana alam (banjir, gempa bumi, angin tornado, sambaran petir, dsb).

b. Regulasi Pemerintah

Diutamakan memilih daerah yang memiliki regulasi pendirian pabrik yang mudah untuk diakses.

c. Sosial Masyarakat

Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka pabrik benzonitril ini dalam perencanaannya akan didirikan di kawasan industri Kec. Paciran, Kab. Lamongan, Jawa Timur. Hal tersebut didukung dengan beberapa faktor, di antaranya:

1. Dekat dengan pelabuhan yang akan memudahkan impor barang – barang kebutuhan pabrik dan ekspor produk.
2. Dekat dengan Pantai Kemantren serta Pantai Putri Klayar sebagai sumber Air.
3. Dekat dengan sumber bahan baku, yaitu amonia yang dipasok dari PT. Petrokimia Gresik dan toluena dari PT. Trans-Pacific Petrochemical Indotama.
4. Sarana dan prasarana yang meliputi transportasi, jalan, dan listrik memadai.
5. Tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah di sekitarnya, baik tenaga terdidik maupun tenaga kasar.
6. Bukan daerah subur, sehingga tidak mengganggu lahan pertanian.
7. Regulasi pendirian pabrik dengan persyaratan yang mudah untuk diakses.



**Gambar 4. 1.** Lokasi Pendirian Pabrik Benzonitril

#### **4.2. Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik (*layout plant*) merupakan sebuah susunan fasilitas fisik yang terdiri atas perlengkapan, tenaga, bangunan, serta sarana lain demi mengoptimalkan hubungan antara pekerja, aliran informasi, aliran barang, serta tata cara yang diperlukan untuk mencapai tujuan perusahaan. Umumnya, tata letak pabrik merepretasikan posisi serta bentuk bangunan yang ada di lokasi pabrik, seperti:

1. Area Kumpul
2. Area Pembangkit
3. Area Proses
4. Area Utilitas
5. Bangunan Generator
6. Bangunan Kontrol
7. Bengkel Pemeliharaan
8. *Cooling Tower*
9. *Fitness Center*
10. Gedung Olahraga
11. Kantin GOR
12. *K3 Training Management*

13. Kantin
14. Kantor Administrasi
15. Kantor Pusat
16. Kantor Keamanan
17. Laboratorium Pengendalian Mutu
18. Masjid
19. Minimarket
20. *Mixed Exchanger*
21. Parkiran Gedung Olahraga
22. Pakiran Karyawan
23. Parkiran Manager
24. Penyimpanan Bahan Baku
25. Penyimpanan *Make Up Water*
26. Penyimpanan Produk
27. Poliklinik
28. Pos Jaga
29. *Power Plan Station*
30. Unit Pembangkit *Steam* Proses
31. Unit Pembangkit *Steam* Utilitas
32. Unit Penyedia Udara Proses
33. Unit Demineralisasi Air
34. Unit Desalinasi
35. Unit Pemadam Kebakaran
36. Unit Pengolahan Limbah Gas
37. Unit Pengolahan Limbah Cair
38. Unit Suplai Air
39. Taman
40. *Warehouse*

Susunan tata letak pabrik ini harus memungkinkan adanya distribusi bahan-bahan dengan baik, cepat dan efisien. Pabrik benzonitril ini

akan didirikan di Lamongan, Jawa Timur di atas tanah seluas  $\pm$  2 Ha yang meliputi:

1. Luas Tanah : 2 Ha
2. Luas Bangunan : 1,5 Ha

Secara umum, pengaturan tata letak yaitu untuk dapat mengatur area kerja serta segala fasilitas produksi yang ekonomis dan aman dalam proses produksi. Berikut tata letak pabrik benzonitril pada gambar 4.1 disertai dengan deskripsi penomoran sesuai urutan di atas.





**Gambar 4. 2.** Tata Letak Pabrik Benzointril

### 4.3. Tata Letak Peralatan

Tata letak peralatan proses dirancang dengan pertimbangan agar didapatkan proses seefisien mungkin demi menghasilkan produk yang optimum. Terdapat beberapa pertimbangan yang diperhatikan, di antaranya:

1. Ekonomi

Tata letak alat proses didesain sebaik mungkin demi memberikan biaya konstruksi dan biaya operasional seminimal mungkin. Biaya operasional dapat diminimalisir dengan mengatur jarak antar alat, sehingga menggunakan jalur pemipaan terpendek beserta bahan konstruksi yang ekonomis.

2. Kebutuhan Proses

Tata letak alat proses diharapkan dapat memberikan ruangan yang memadai bagi setiap alat agar mampu beroperasi tanpa hambatan, didukung dengan jalur distribusi utilitas yang memadai.

3. Pemantauan Khusus

Peralatan yang membutuhkan pemantauan lebih lanjut, diletakan sedekat mungkin dengan *control room*.

4. Aksebilitas Pekerja

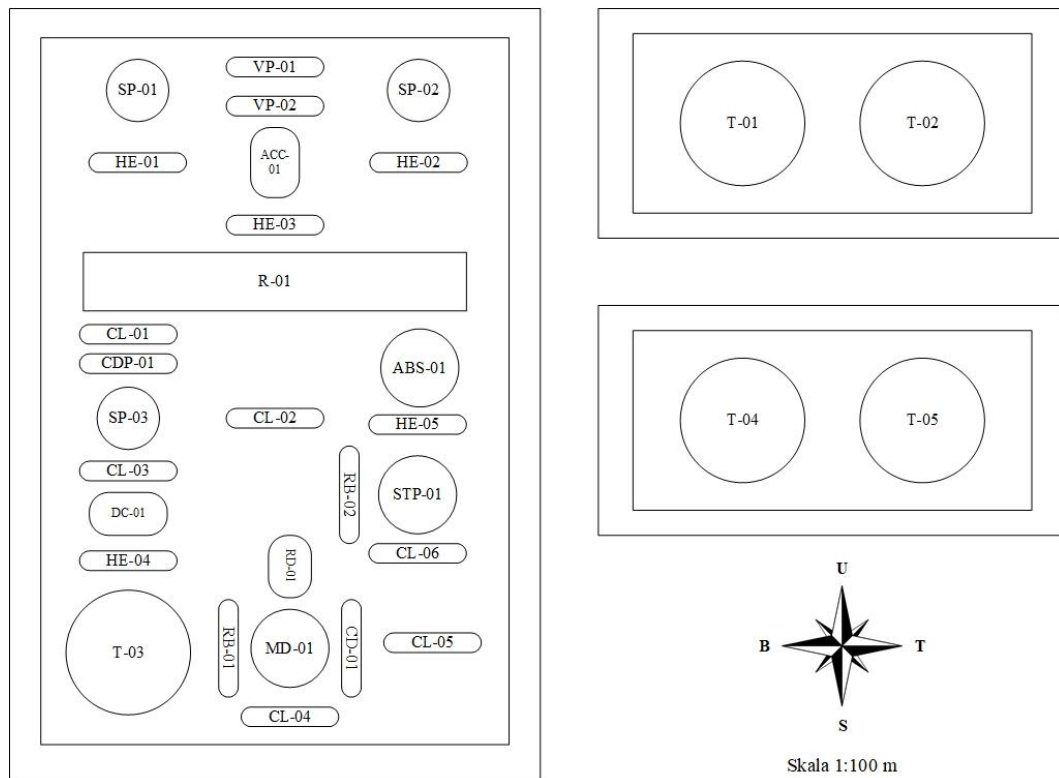
Beberapa alat yang memungkinkan pekerja dapat mengaksesnya secara langsung harus diletakan pada ketinggian serta kemiringan yang mudah dijangkau oleh operator.

5. Keamanan

Jauhkan peralatan yang memiliki resiko bahaya tinggi dari area para pekerja, serta berikan tanda peringatan khusus untuk meminimalisir terjadinya insiden.

6. Perluasan Area

Pabrik yang didirikan diharapkan memiliki tata letak yang mampu dikembangkan dengan menambah unit alat apabila diperlukan perluasan area.



**Gambar 4. 3.** Tata Letak Alat Proses Pabrik Benzonitril

Keterangan:

Kode Alat	Nama Alat
VP	<i>Vaporizer</i>
SP	<i>Separator</i>
HE	<i>Heater</i>
ACC	<i>Accumulator</i>
R	Reaktor
CL	<i>Cooler</i>
CDP	Kondensor Parsial
ABS	<i>Absorber</i>
STP	<i>Stripper</i>
DC	<i>Decanter</i>
MD	Menara Distilasi
CD	<i>Condensor</i>
RB	<i>Reboiler</i>
RD	<i>Reflux Drum</i>
T	Tangki

## **4.4. Organisasi Perusahaan**

### **4.4.1. Bentuk Organisasi Perusahaan**

Pabrik benzonitril yang didirikan memiliki bentuk perusahaan sebagai Perseroan Terbatas (PT). Menurut (Santoso, 2000) pendirian PT memiliki beberapa pertimbangan, sebagai berikut:

a. Kedudukan Mandiri Perseroan Terbatas

PT oleh hukum dipandang berdiri sendiri secara otonom terlepas dari perseorangan yang berada dalam PT tersebut.

b. Adanya Mobilitas Atas Hak Penyertaan

Dampak positif dari konstruksi tersebut adalah terjaganya keutuhan modal yang telah terkumpul, tanpa adanya kemungkinan dimintanya kembali bagian yang telah disetor ke perseroan.

c. Persyaratan Hukum

Banyak hukum positif Indonesia mensyaratkan bahwa kegiatan usaha atau bisnis tertentu harus dilakukan oleh badan hukum Indonesia berbentuk PT.

d. Kemudahan Mendapatkan Modal

Dimungkinkan pengerahan dana masyarakat untuk investasi bagi kepentingan perkembangan perusahaan.

e. Efisiensi Manajemen

PT terdiri dari banyak pemegang saham, jumlahnya yang amat banyak dari pemegang saham akan meningkatkan tanggung jawab sosial suatu PT serta sekaligus menunjukkan PT berada dalam pengamatan dan kontrol perusahaan melalui Dewan Komisaris dan Direktur yang cakap serta berpengalaman.

Beberapa ciri dari perusahaan berbentuk PT, di antaranya:

- a. Perusahaan yang didirikan didasarkan atas akta notaris berdasarkan UU Hukum Perdagangan.
- b. Pemilik perusahaan umumnya merupakan pemegang saham utama.
- c. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian serta terdiri dari beberapa saham.



- d. Direksi merupakan pemimpin perusahaan yang ditunjuk oleh para pemegang saham.
- e. Direksi mengakomodir pembinaan personalia secara keseluruhan dengan memperhatikan UU Buruh Kerja.

#### **4.4.2. Struktur Organisasi Perusahaan**

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penunjang kemajuan sebuah perusahaan. Untuk didapatkan sistem keorganisasian yang jelas, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman, di antaranya:

- a. Perumusan tujuan perusahaan jelas
- b. Pendelegasian wewenang dan pembagian tugas kerja yang jelas
- c. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- d. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- e. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman pada beberapa poin tersebut, akan diperoleh *system line and staff*, di mana garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis dengan pembagian tugas kerja. Sehingga, seorang karyawan hanya bertanggungjawab pada seorang atasan.

#### **4.4.3. Tugas dan Wewenang**

- a. Dewan Direksi

Dewan direksi adalah organ perusahaan yang berwenang dan bertanggung jawab penuh atas pengurusan perseroan untuk kepentingan perseroan. Sesuai dengan maksud dan tujuan perseroan serta mewakili perseroan, baik di dalam maupun di luar pengadilan sesuai ketentuan Anggaran Dasar.

- b. Direktur Utama

Direktur utama adalah pejabat eksekutif yang berperan sebagai jenjang tertinggi dalam perusahaan yang diberi tanggung jawab untuk mengatur keseluruhan suatu organisasi.

c. Direktur Keuangan

Direktur keuangan adalah jabatan yang bertanggung jawab dalam mengelola risiko keuangan korporasi, perencanaan keuangan dan pencatatan, serta pelaporan untuk manajemen yang lebih tinggi.

d. *General Manager*

*General Manager* adalah manajer yang memiliki tanggung jawab kepada seluruh bagian/fungsional pada perusahaan. *Senior Manager* memimpin beberapa unit bidang fungsi pekerjaan yang mengepalai seluruh manager fungsional.

e. Ahli Tata Kelola Pabrik

Fungsional Ahli Tata Kelola Pabrik bertugas dalam mengoptimalkan pengelolaan proses produksi, mengupayakan penyelesaian permasalahan pada pengelolaan proses produksi, serta melakukan pembinaan dan pengembangan kompetensi sesuai dengan standar dan kontrak kinerja yang ditetapkan dengan mengendalikan biaya, mutu, dan waktu secara efektif dan efisien.

f. *Auditor of Unit* dan *Assistant Analyst Auditor of Unit*

Jabatan *Auditor of Unit* dan *Assistant Analyst Auditor of Unit* bertanggung jawab langsung kepada *Department of Internal Audit Head Office*.

g. *Regional Assistant Analyst of Legal*

Jabatan *Regional Assistant Analyst of Legal* bertanggung jawab langsung kepada *Department of Corporate Legal Head Office*.

h. Kepala Bagian

Kepala Bagian dipimpin oleh Manajer, terdiri atas:

1) Operasi

Manajer operasi bertugas mengelola kegiatan perencanaan dan pengendalian operasi dan niaga, mengelola kegiatan pengoperasian alat proses, mengelola kimia, energi

primer dan material operasi, K3 dan lingkungan, serta mengelola manajemen proses produksi sesuai dengan standar dan kontrak kinerja yang ditetapkan dengan mengendalikan biaya, mutu, dan waktu secara efektif dan efisien. Kepala bagian operasi membawahi:

#### 1. Seksi Produksi dan Utilitas

Tugasnya meliputi:

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

#### 2. Seksi Teknikal

Tugasnya meliputi:

- Pengendalian operasi pabrik untuk mencapai produksi sesuai dengan yang dikehendaki.
- Bekerja sama dengan seksi produksi dan utilitas dalam menangani gangguan yang mungkin terjadi.

#### 3. Seksi Laboratorium

Tugasnya meliputi:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk.
  - Mengawasi kualitas buangan pabrik.

#### 2) Pemeliharaan

Manajer pemeliharaan bertugas mengelola kegiatan perencanaan pemeliharaan alat proses, perencanaan inventori, mengelola pemeliharaan alat bantu (BOP), bengkel dan *tools*, *outage*, instalasi energi primer, serta mengelola manajemen proses produksi sesuai dengan standar dan kontrak kinerja yang

ditetapkan dengan mengandalikan biaya, mutu, dan waktu secara efektif dan efisien. Kepala bagian pemeliharaan membawahi:

#### 1. Seksi Pengolahan Limbah

Tugasnya meliputi :

- Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan perusahaan.
- Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

#### 2. Seksi Penelitian

Tugasnya meliputi:

- Melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan efektifitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

#### 3. Seksi Pengembangan

Tugasnya meliputi:

- Merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan *plant*, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

### 3) *Engineering*

Manajer *engineering* bertugas mengelola kegiatan penyusunan RJP proses produksi, manajemen resiko, mutu dan kinerja dan *knowledge management*, mengelola program *improvement* proses produksi, mengelola *reliability*, berperan sebagai *technology owner* dan *system owner*, mengelola *life cycle* proses produksi yang berulang, mengelola sistem informasi proses produksi serta mengelola *improvement* dan investasi proses produksi untuk mendukung *performance*, keandalan dan kesiapan pabrik sesuai standar dan kontrak

kinerja yang ditetapkan. Kepala bagian *engineering* membawahi:

1. Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugasnya meliputi :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- Memperbaiki peralatan pabrik.

2. Seksi Pengadaan Peralatan

Tugasnya meliputi :

- Merencanakan penggantian alat.
- Menentukan spesifikasi peralatan pengganti/peralatan baru yang akan digunakan.

4) Administrasi

Manajer administrasi bertugas mengelola keuangan dan administrasi meliputi kegiatan anggaran dan keuangan, akuntansi dan perpajakan, sumber daya manusia, kesekretariatan dan pelayanan umum, kehumasan dan *community development*, dan pengamanan lingkungan kerja, pengelolaan konstruksi sipil, fasilitas, sarana, gedung, dan bangunan serta pengadaan barang dan jasa serta pergudangan yang bertujuan untuk mendukung pencapaian proses produksi sesuai standar dan kontrak kerja yang ditetapkan dengan mengendalikan biaya, mutu, dan waktu secara efektif dan efisien. Kepala bagian administrasi membawahi:

1. Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Tugasnya meliputi :

- Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
- Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.

- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
- Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

## 2. Seksi Kas

Tugasnya meliputi:

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- Menghitung penggunaan uang perusahaan, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

## 3. Seksi Personalia

Tugasnya meliputi:

- 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.

## 4. Seksi Humas dan Keamanan

Tugasnya meliputi :

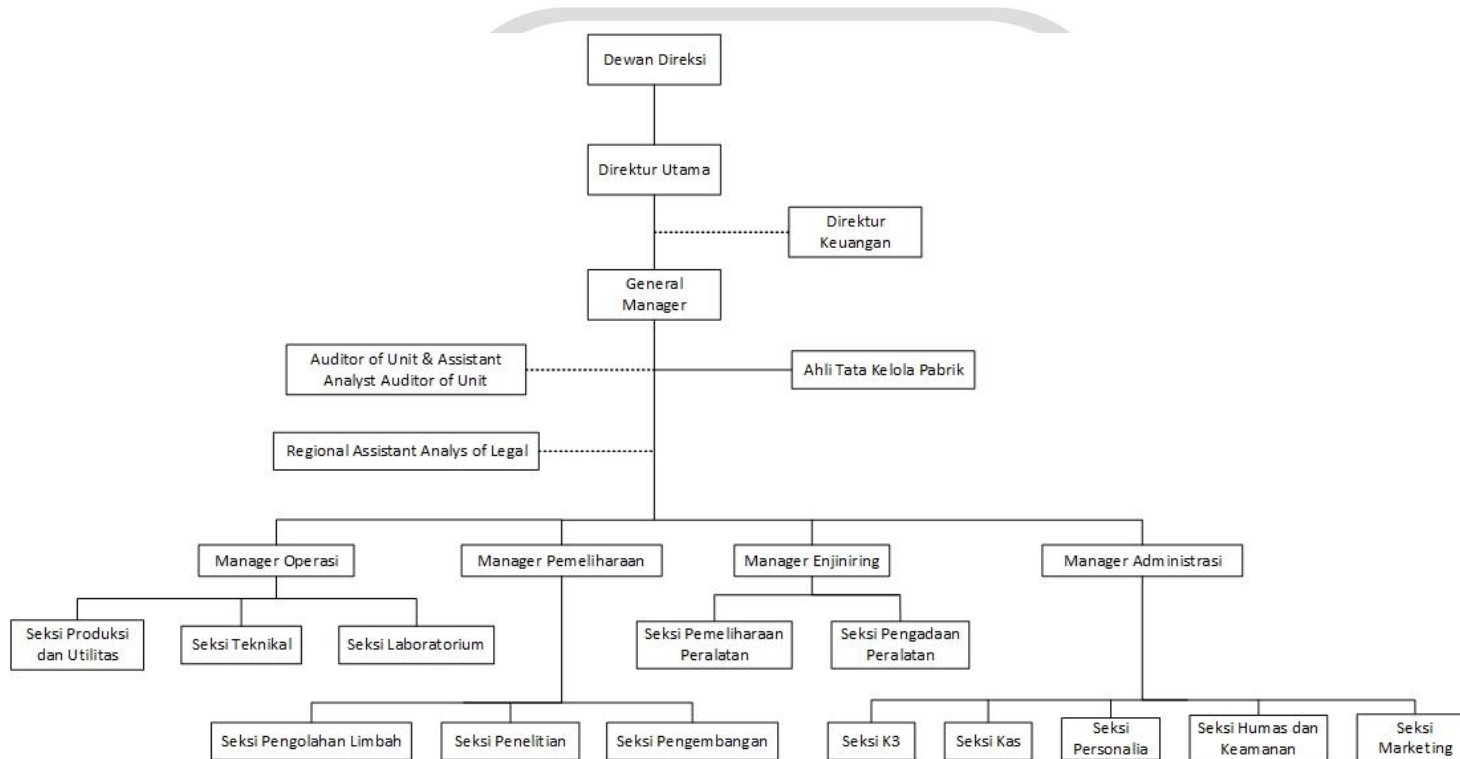
- Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.
- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan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

## 5. Seksi Marketing

Tugasnya meliputi :

- Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli
- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.
- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi barang dari gudang.





**Gambar 4. 4.** Struktur Organisasi Perusahaan



#### 4.4.4. Status Karyawan dan Jam Kerja Karyawan

Pembagian gaji karyawan dibagi berdasarkan status karyawan, kedudukan, pembagian jam kerja, serta keahlian.

##### a. Status Karyawan

###### 1) Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang memenuhi persyaratan yang ditentukan perusahaan serta diterima dalam masa bakti sebuah pekerjaan dalam jangka waktu yang tidak terbatas.

###### 2) Karyawan Tidak Tetap

Karyawan harian merupakan karyawan yang terikat dalam masa bakti sebuah pekerjaan dalam waktu yang dibatasi sesuai dengan kesepakatan perusahaan. Hubungan pekerjaan beserta hak-haknya ditetapkan atas Peraturan Menteri Tenaga Kerja No. PER 02/MEN/1993.

#### 4.4.5. Jam Kerja Karyawan

##### a. Karyawan Non-Shift

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak terlibat langsung dalam produksi. Umumnya, yang termasuk karyawan *non-shift* antara lain *manager*, *staff* ahli, kepala bagian, kepala seksi, *staff* administrasi, personalia dan umum. Hari kerja untuk jenis karyawan ini dilaksanakan selama 5 hari (Senin–Jumat) dalam satu minggu, dengan pembagian jam kerja pukul 08.00 – 16.00 WIB.

##### b. Karyawan Shift

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang terlibat secara langsung terhadap proses produksi. Oleh karena itu, perlu dilakukan pemantauan secara langsung terhadap proses produksi, sehingga diperlukan pembagian jam kerja secara bergilir pada empat hari sekali. Umumnya, yang termasuk dalam karyawan *shift* di antara lain,

yakni *staff* seksi dan keamanan. Pengaturan jam kerja karyawan *shift* dibagi sebagai berikut:

*Staff* Seksi:

- *Shift* Pagi (I) : Pukul 06.00 – 14.00 WIB
- *Shift* Siang (II) : Pukul 14.00 – 22.00 WIB
- *Shift* Malam (III) : Pukul 22.00 – 06.00 WIB

Karyawan Keamanan:

- *Shift* Pagi (I) : Pukul 07.00 – 15.00 WIB
- *Shift* Siang (II) : Pukul 15.00 – 23.00 WIB
- *Shift* Malam (III) : Pukul 23.00 – 07.00 WIB

**Tabel 4. 1.** Jadwal Kerja Karyawan

Hari ke Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
<b>A</b>	I	I	I	I	II	II	II	II	III	III	III	III				
<b>B</b>	II	II	II	II	III	III	III	III					I	I	I	I
<b>C</b>	III	III	III	III					I	I	I	I	II	II	II	II
<b>D</b>					I	I	I	I	II	II	II	II	III	III	III	III

Keterangan:

**A,B,C,D** : Regu kerja *shift* / **1,2,3,...** : Hari kerja | **■** : Hari libur | **I,II,III** :

*Shift*



#### 4.4.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Gaji, dan Hak Karyawan

##### a. Penggolongan Jabatan

**Tabel 4. 2.** Jabatan dan Prasyarat

<b>Jabatan</b>	<b>Prasyarat Minimal</b>
Dewan Direksi	Sarjana (Pengalaman Min. 20 Tahun)
Direktur Utama	Sarjana (Pengalaman Min. 15 Tahun)
Direktur Keuangan	Sarjana (Pengalaman Min. 15 Tahun)
<i>General Manager</i>	Sarjana (Pengalaman Min. 10 Tahun)
Ahli Tata Kelola Pabrik	Sarjana Teknik Kimia (Pengalaman Min. 10 Tahun)
<i>Auditor of Unit dan Assistant Analyst Auditor of Unit</i>	Sarjana (Pengalaman Min. 10 Tahun)
<i>Regional Assistant Analyst of Legal</i>	Sarjana Manajemen/Hukum (Pengalaman Min. 10 Tahun)
Kepala Bagian Operasi	Sarjana Teknik Kimia (Pengalaman Min. 5 Tahun)
Kepala Seksi Produksi dan Utilitas	Teknik Mesin (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Teknikal	Teknik Mesin (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Laboratorium	Teknik Kimia/Kimia Industri (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Bagian <i>Engineering</i>	Sarjana Teknik Mesin (Pengalaman Min. 5 Tahun)
Kepala Seksi Pemeliharaan Peralatan	Sarjana Teknik Mesin (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Pengadaan Peralatan	Sarjana Teknik Industri (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Bagian Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin (Pengalaman Min. 5 Tahun)
Kepala Seksi Pengolahan Limbah	Sarjana Teknik Lingkungan (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Penelitian	Sarjana Teknik Kimia (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Pengembangan	Sarjana Teknik Mesin (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Bagian Administrasi	Sarjana (Pengalaman Min. 5 Tahun)
Kepala Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja	Sarjana K3 (Pengalaman Min. 3 Tahun)

**Tabel 4.2.** Jabatan dan Prasyarat (Lanjutan)

Kepala Seksi Administrasi	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Personalia	Sarjana Humaniora (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Humas	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Keamanan dan Ketertiban	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Pembelian	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Regu	Sarjana/Sarjana Muda (Pengalaman Min. 2 Tahun)
Operator	STM/SMU sederajat
Sekretaris	Akademi Sekretaris
Medis	Dokter
Keamanan	SMU sederajat
Sopir & <i>Cleaning Service</i>	SMP/SMU

## b. Jumlah Gaji

**Tabel 4. 3.** Jumlah Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji	Gaji/Tahun
1	Dewan Direksi	1	Rp85.000.000	Rp85.000.000	Rp1.020.000.000
2	Direktur Utama	1	Rp60.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
3	Direktur Keuangan	1	Rp60.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
4	<i>General Manager</i>	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000	Rp360.000.000
5	Ahli Tata Kelola Pabrik	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
6	<i>Auditor of Unit dan Assistant Analyst Auditor of Unit</i>	2	Rp20.000.000	Rp40.000.000	Rp480.000.000
7	<i>Regional Assistant Analys of Legal</i>	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
8	Kepala Bagian Operasi	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000

**Tabel 4.3. Jumlah Gaji Karyawan (Lanjutan)**

9	Kepala Seksi Produksi dan Utilitas	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
10	Kepala Seksi Teknikal	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
11	Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
12	Kepala Bagian Engineering	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
13	Kepala Seksi Pemeliharaan Peralatan	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
14	Kepala Seksi Pengadaan Peralatan	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
15	Kepala Bagian Pemeliharaan	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
16	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
17	Kepala Seksi Penelitian	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
18	Kepala Seksi Pengembangan	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
19	Kepala Bagian Administrasi	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
20	Kepala Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
21	Kepala Seksi Administrasi	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
22	Kepala Seksi Kas	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
23	Kepala Seksi Personalia	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
24	Kepala Seksi Humas	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
25	Kepala Seksi Keamanan dan Ketertiban	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
26	Kepala Seksi Pembelian	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
27	Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
28	Kepala Regu	26	Rp6.000.000	Rp156.000.000	Rp1.872.000.000

**Tabel 4.3. Jumlah Gaji Karyawan (Lanjutan)**

29	<i>Staff Administrasi</i>	5	Rp5.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
30	Operator Operasi	12	Rp5.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
31	Operator Pemeliharaan	12	Rp5.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
32	Operator <i>Engineering</i>	8	Rp5.000.000	Rp40.000.000	Rp480.000.000
33	Sekretaris	2	Rp4.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
34	Dokter	2	Rp6.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
35	Perawat	2	Rp4.700.000	Rp9.400.000	Rp112.800.000
36	Keamanan	8	Rp4.700.000	Rp37.600.000	Rp451.200.000
37	Sopir	3	Rp4.700.000	Rp14.100.000	Rp169.200.000
38	<i>Cleaning Service</i>	5	Rp3.500.000	Rp17.500.000	Rp210.000.000
Total		113	Rp511.600.000	Rp917.600.000	Rp11.011.200.000

c. Hak Karyawan

Karyawan tetap merupakan karyawan yang memenuhi persyaratan yang ditentukan perusahaan serta diterima dalam masa bakti sebuah pekerjaan dalam jangka waktu yang tidak terbatas.

1. Tunjangan

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

2. Cuti

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

3. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang disebabkan oleh kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

#### 4. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,00 per bulan.

#### d. Fasilitas Penunjang

##### 1. Pakaian Kerja

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

##### 2. Mobilitas

Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.

##### 3. Sarana Ibadah

Sarana peribadatan seperti masjid.

##### 4. Alat Pengaman Diri

Peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata serta alat-alat keamanan lain seperti *masker*, *ear plug*, sarung tangan tahan api.

##### 5. *Medical Center*

Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

#### 4.4.7. Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan bagian dari manajemen perusahaan yang berperan sebagai penyelenggara semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi, sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan. Manajemen produksi meliputi pengendalian produksi dan manajemen perencanaan. Tujuan pengendalian produksi dan perencanaan adalah mengusahakan kualitas produksi yang sesuai

dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat terhindar dari penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini erat kaitannya dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolok ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dapat dikendalikan ke arah yang sesuai.

#### **4.4.8. Perencanaan Produksi**

Dalam menyusun rencana produksi, terdapat dua hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu faktor internal dan eksternal. Faktor internal adalah kemampuan pabrik, sedangkan faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan.

##### **a. Kemampuan Pasar**

Terbagi dalam dua kemungkinan:

- 1) Kemampuan pasar yang lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- 2) Kemampuan pasar yang lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Terdapat alternatif yang dapat diambil:

- 1) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan dengan menyesuaikan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- 2) Rencana produksi tetap dengan pertimbangan bahwa kelebihan produksi dapat disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- 3) Mencari daerah pemasaran lain.

##### **b. Kemampuan Pabrik**

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain:



1) Material (bahan baku)

Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.

2) Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilan meningkat.

3) Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

#### **4.4.9. Pengendalian Produksi**

Setelah perencanaan produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standart dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut:

1) Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor/analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

2) Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

3) Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

#### 4) Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.



## **BAB V**

### **UTILITAS**

Utilitas merupakan peralatan yang merupakan bagian dari proses yang memiliki fungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang produksi. Unit utilitas terdiri dari:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Penyedia Pendingin *Dowtherm A*
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
6. Unit Pengolahan Limbah (*Waste Water Treatment*)
7. Unit Penyedia Bahan Bakar (*Fuel Storage System*)

#### **5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

Kebutuhan air meliputi, air proses, air pendingin, dan air untuk keperluan kantor dan rumah tangga. Jumlah air yang diperlukan:

1. Air Sanitasi = 6.166 kg/jam
2. Air *Service* = 33.750 kg/jam
3. Air Proses = 2.583 kg/jam
4. Air *Steam* = 38.392 kg/jam

Demi memenuhi kebutuhan air dalam sebuah industri, umumnya digunakan air laut, air danau, maupun air sumur sebagai sumber air utilitas. Pada perancangan ini digunakan sumber air yang berasal dari laut disekitar area pabrik. Laut merupakan sumber air yang ketersediaannya relatif tinggi dan kecil kemungkinan untuk mengalami kekeringan, sehingga penyediaan air akan selalu terjaga. Air proses dibutuhkan di lingkungan pabrik, di antaranya:

### 5.1.1. Air Proses

Air proses yang meliputi air *steam* dan air umpan alat digunakan sebagai utilitas penunjang proses produksi benzonitril. Terdapat beberapa syarat yang diperhatikan, di antaranya:

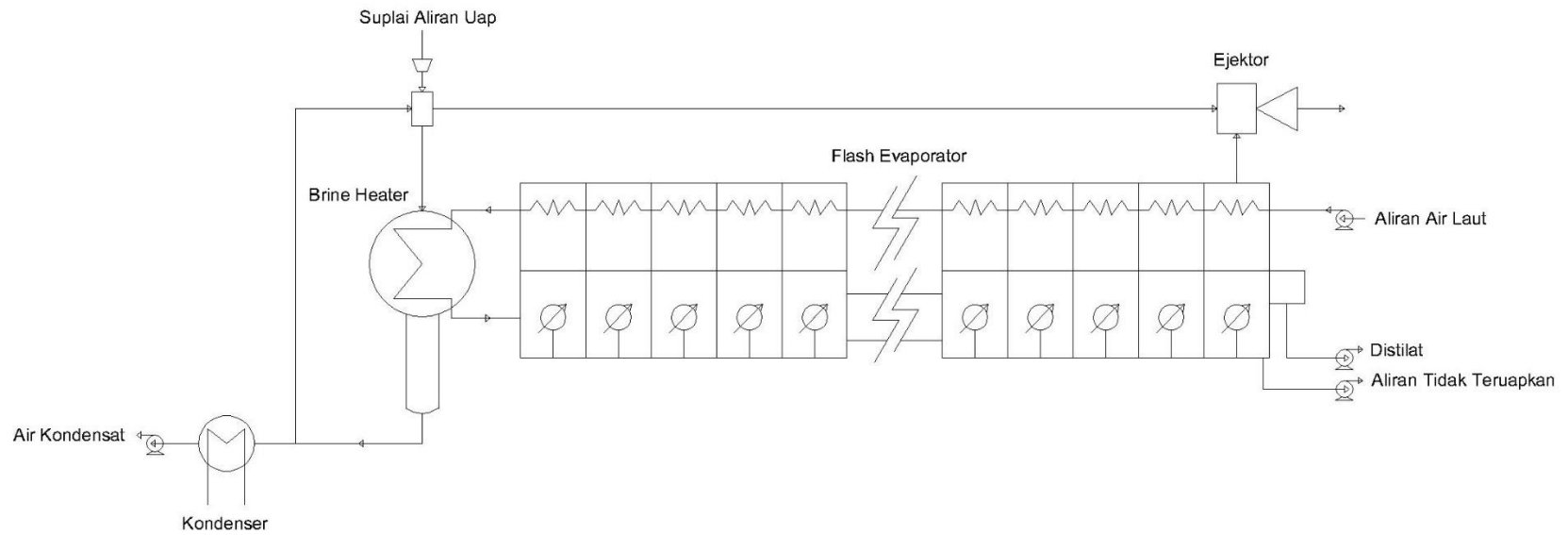
- a. Kesadahan seminimal mungkin demi mencegah timbulnya *fouling* (pengerakan) pada alat proses.
- b. Menghilangkan kandungan O<sub>2</sub> yang terlarut dalam air demi mencegah timbulnya korosi melalui *oxygen scavenger* berupa Hidrazin.
- c. Menghilangkan minyak karena dapat menjadi media perkembangbiakan mikroba yang mampu menimbulkan endapan.

### 5.1.2. Air Sanitasi

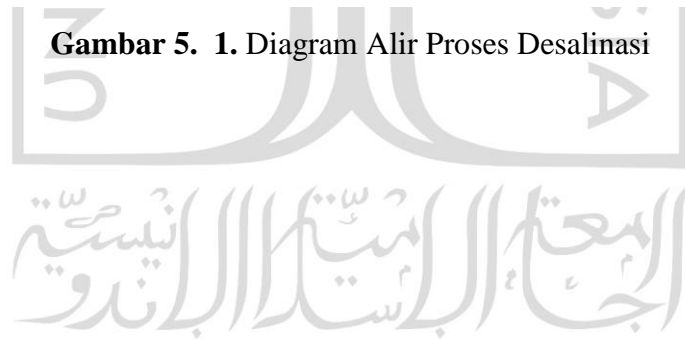
Air sanitasi digunakan untuk keperluan air konsumsi, analisis laboratorium, serta MCK (Mandi, Cuci, Kakus) dengan memperhatikan beberapa syarat, di antaranya:

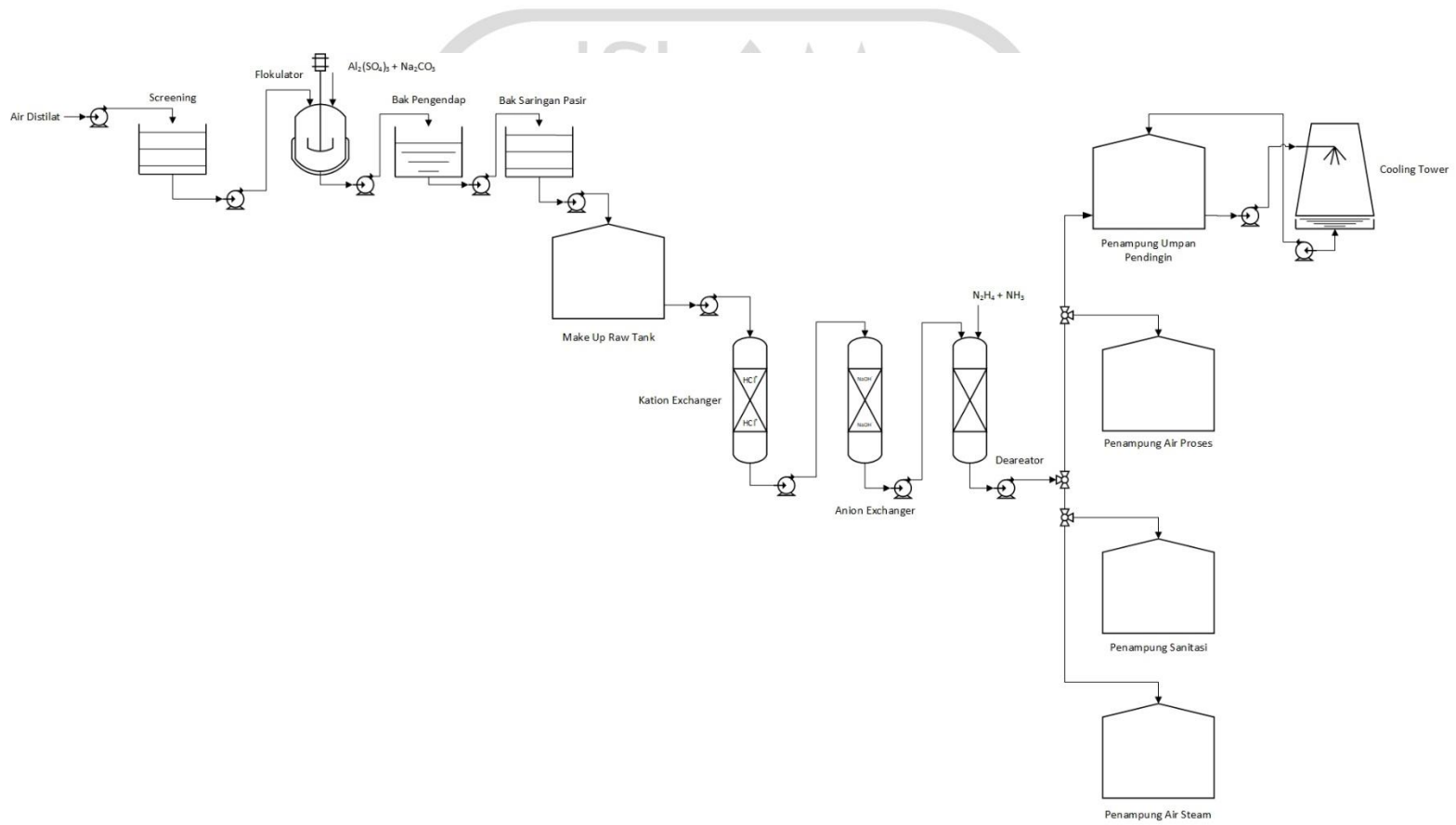
- a. Syarat Fisik
  - Suhu Air berada dibawah suhu lingkungan
  - Tidak berwarna
  - Tidak berasa
  - Tidak berbau
- b. Syarat Kimia
  - Tidak mengandung zat apapun
  - Tidak beracun
- c. Syarat Bakteriologi
  - Tidak mengandung bakteri patogen

Untuk didapatkan air yang digunakan dalam utilitas pabrik, maka diperlukan sistem pengolahan air demi memastikan bahwa air utilitas memenuhi syarat-syarat yang dipergunakan dalam industri kimia. Pengolahan air dilakukan secara fisik melalui dua proses, yaitu proses: 1). Desalinasi, 2). Demineralisasi. Pengolahan air meliputi beberapa tahapan, disajikan dalam diagram alir pada gambar 5.1 dan 5.2.



**Gambar 5. 1.** Diagram Alir Proses Desalinasi





**Gambar 5. 2.** Diagram Alir Proses Demineralisasi

### 5.1.3. Unit Desalinasi

Menurut Indriaty (2010), *desalination plant* merupakan instrumen yang berfungsi untuk menghasilkan air tawar yang berasal dari air laut melalui proses evaporasi dan kondensasi. *Desalination plant* terdiri atas dua bagian utama yaitu *flashing stage* dan *brine heater*. *Flashing stage* merupakan sebuah *chamber* tempat terjadinya proses evaporasi dan kondensasi. Proses evaporasi dan kondensasi ini sangat bergantung pada temperatur air laut yang berasal dari *brine heater* (*top brine temperature*). Untuk mendapatkan kualitas air yang diinginkan, maka *top brine temperature* perlu untuk dijaga agar tetap stabil. Prinsip kerja desalinasi, laut akan dipanaskan oleh *steam* sehingga terjadi penguapan sebagian air dengan densitas rendah. Uap yang dihasilkan selanjutnya akan didinginkan sehingga terbentuk kondensat yang berupa air tawar. Umumnya, standar konduktivitas air kondensat yang dihasilkan dari *desalination plant* adalah  $<10 \mu\text{S/cm}$ .

Air laut dalam *chamber* diberi tekanan kurang dari 1 atm, maka air laut tersebut akan menguap walau temperatur masih dibawah temperatur penguapan. Uap yang dihasilkan ini adalah uap murni tanpa mengandung zat-zat terlarut. bila air laut dipanaskan, maka airnya akan menjadi uap dan garam-garamnya akan tertinggal. Selanjutnya bila uap tersebut didinginkan akan diperoleh Air kondensat yang disebut air desal atau *fresh water*. Di dalam sistem kerja desalinasi yang pertama diperhatikan adalah menurunnya tekanan udara pada ruang pengolahan Air/*chamber/stage* yang lebih dikenal sebutan vakum (*vacuum*). Dengan menurunnya tekanan udara pada *chamber/stage* air laut tidak harus menunggu  $100^{\circ}\text{C}$  untuk menguap dan mendidih. Untuk membuat vakum pada ruang *chamber* dilakukan dengan cara menyeprot uap ruang *chamber*, uap ini nantinya akan keluar bersama udara. Secara umum, proses *desalination plant* terdiri dari tiga tahapan, di antaranya:

1. Pemanasan
2. Penguapan

### 3. Kondensasi

Air laut dipompa oleh *sea water pump* menuju *tube stage* terakhir menuju *tube stage* pertama, selanjutnya air laut akan masuk ke *brine heater* untuk dipanaskan dengan temperatur di antara 96–110°C. Kemudian masuk ke dalam *stage* nomor satu hingga *stage* terakhir. Air laut yang tidak menguap dipompa dengan *brine blowdown pump* dikembalikan menuju laut. Pada waktu proses tersebut, terjadi penguapan karena adanya kevakuman, uap tersebut tertarik ke atas lebih cepat dan menyentuh pipa-pipa di atasnya yang dialiri oleh air laut yang temperaturnya lebih rendah, sehingga terjadi proses kondensasi yang dinamakan air distilat. Demi menghindari *carry over* antara penampungan Air kondensasi dengan air laut maka dipasang *demister*. Hasil air kondensasi tersebut ditampung dan mengalir menuju *chamber* air distilat, selanjutnya dipompa oleh *distillate pump* menuju *make up tank*. *Steam pump* yang memanaskan *brine heater* diambil dari unit yang sedang beroperasi, kondensasi *steam* di *brine heater* dinamakan air kondensat. Air kondensat dari *brine heater* dipompa dengan *condesate pump*, ada yang masuk menuju evaporator atau *chamber* untuk proses produksi dan ada juga yang di-spray masuk ke *brine heater* untuk menjaga temperatur.

Dalam menjalankan *sea water feed pump*, terlebih dahulu membuka *steam* untuk menjalankan *starting ejector* guna menarik vakum dari *stage*. Setelah memenuhi syarat vakumnya, *sea water pump* bekerja beserta pompa-pompa lainnya. Air laut sebelum masuk ke *tube stage* di masukkan terlebih dahulu ke *debris filter* yang bertujuan untuk membuang sampah dan kotoran yang terbawa air laut. Dari *outlet filter* terbagi menjadi dua bagian, di antaranya:

1. Sebagai pendingin *ejector*
2. Masuk ke proses untuk menjadi air tawar



#### 5.1.4. Unit Demineralisasi

Unit demineralisasi merupakan kelanjutan dari proses desalinasi. Dimana tujuan unit ini adalah menghilangkan kesadahan air melalui reduksi mineral. Air distilat yang telah melalui proses desalinasi dialirkan menuju bak *screening* dengan pompa. Di dalam bak *screening* diharapkan sebagian mineral garam bisa tersaring secara alamiah. *Level control* sistem yang ada pada bak penampung berfungsi untuk mengatur aliran masuk air sehingga sesuai dengan keperluan pabrik. Setelah dari bak *screening*, air dimasukkan dalam tangki pengaduk *flokulan*. Jenis *flokulan* yang ditambahkan adalah  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , yang berfungsi untuk mengendapkan kotoran atau lumpur yang mungkin terikut dalam air laut yang tidak bisa tersaring secara alami. Setelah dari *flokulator*, air dialirkan menuju bak pengendap, dimana flok-flok terbentuk diendapkan secara gravitasi. Lumpur yang mengendap di *blow down* sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke *sand filter*. Pada *sand filter* ini, air disaring untuk dipisahkan dari partikel-partikel halus yang kemungkinan masih ada. Setelah disaring Air dialirkan ke bak penampung air bersih (*make up raw water tank*). Air *make up raw* perlu diolah lebih lanjut. Air yang telah melalui proses *mixed bed exchanger* masih mengandung gas-gas terlarut seperti  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$ . Gas terlarut penting untuk dihilangkan demi mencegah timbulnya korosi. Oleh karena itu, diperlukan proses deaerator dengan menginjeksikan bahan-bahan kimia, di antaranya:

- a. Hidrazin berfungsi untuk mengikat oksigen. Dengan reaksinya:



Sedangkan, gas lainnya direduksi melalui proses *stripping* bersama *steam*.

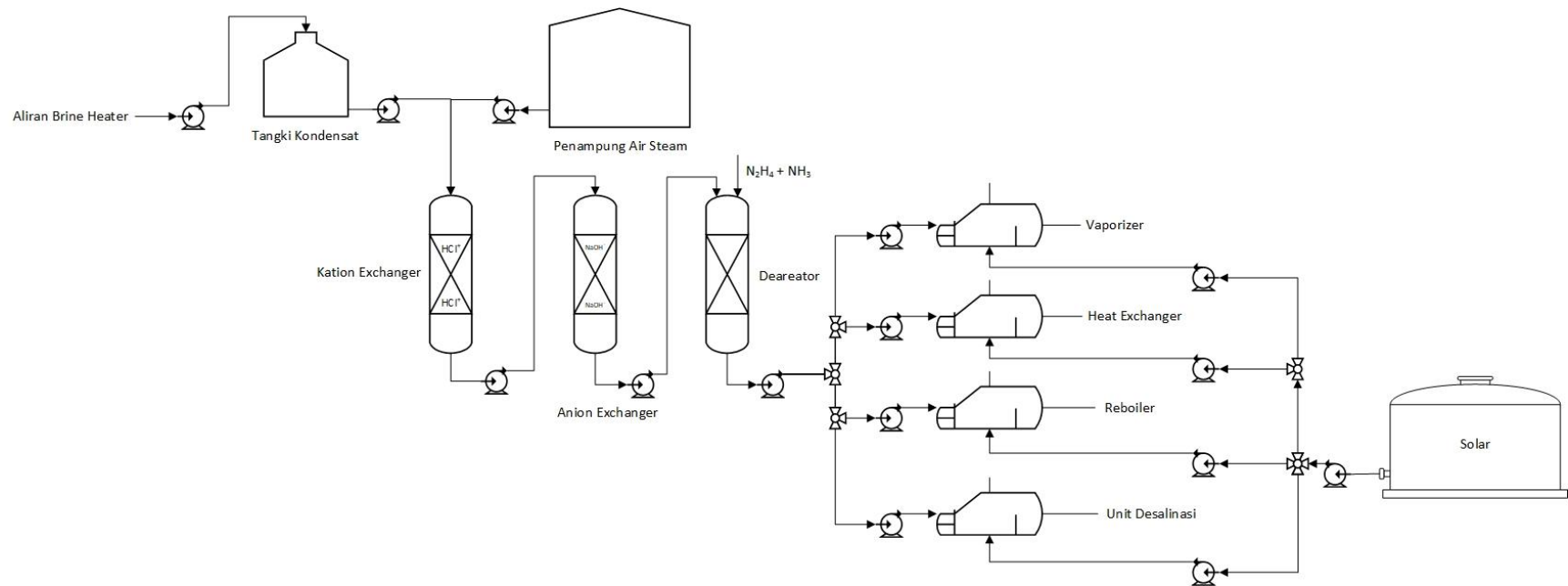
- b. Amonia berfungsi untuk mengontrol pH agar tetap dalam standar sebesar 8,5 – 9,5.

Demi memurnikan air sanitasi, air melalui proses klorinasi. Proses klorinasi ini bertujuan untuk mengolah air laut agar dapat

digunakan dalam keperluan sehari-hari. Air dari *filtered storage tank* dialirkan ke tangki alkalinator yang diberi kaporit di dalamnya. Tujuan ditambahkan desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang terdapat dalam air. Air yang sudah bersih ini ditampung dalam bak penampung air perkantoran dan pabrik.

## 5.2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)

Kebutuhan steam meliputi pemanas *vaporizer*, *heat exchanger*, dan *reboiler*. Sebelum digunakan dalam proses, *steam* terlebih dahulu dihilangkan kesadiahannya demi mencegah timbulnya kerak dalam alat proses. Oleh karena itu, dibutuhkan *ion exchanger* menggunakan resin kation dan anion dalam proses *mixed exchanger*. *Mixed exchanger* merupakan sebuah *filter* untuk menghilangkan ion terlarut yang dilalui demi mendapatkan air dengan kemurnian 99%. Pada resin *mixed exchanger* terjadi pertukaran ion antara kation  $H^+$  dan anion  $OH^-$ , sehingga, untuk *reagent* resin kation umumnya digunakan  $HCl$ , sedangkan regenerasi resin anion umumnya digunakan  $NaOH$ .



**Gambar 5. 3.** Diagram Alir Proses *Mixed Bed Ion Exchanger*



### 5.3. Unit Penyedia *Dowtherm A*

Unit ini bertugas menyediakan kebutuhan *Dowtherm A* sebagai fluida pendingin pada beberapa alat proses seperti Reaktor (R-01), Kondensor Parsial (CDP-01) *Cooler-01* (CL-01), *Cooler-02* (CL-02), *Cooler-03* (CL-03), *Cooler-04* (CL-04), *Cooler-05* (CL-05), *Cooler-06* (CL-06), dan Kondensor (CD-01). Alasan dipilihnya pendingin jenis *Dowtherm A* yakni jenis pendingin ini mampu bekerja pada suhu yang tinggi. Apabila menggunakan air pendingin biasa untuk menurunkan suhu Reaktor (R-01) maka proses pendinginan akan menjadi tidak efektif. Hal ini disebabkan air pendingin pada saat proses pendinginan dimungkinkan ikut menjadi panas dan menguap sebagian terlebih dahulu sebelum proses pendinginan berakhir. Oleh karena itu, pemilihan jenis pendingin yang digunakan memiliki sifat fisik dan kimia yang lebih ringan, sehingga dapat bertahan pada suhu tinggi.

*Dowtherm A* adalah cairan yang terdiri dari senyawa difenil eter dan *bifenil*. Pendingin tersebut dapat digunakan dalam fase cair atau fase uap. Kisaran aplikasi normal adalah 60°F sampai 750°F (15-400)°C dan kisaran tekanan adalah 1 atm–152,2 psig (10,6 bar). Fluida ini stabil tidak mudah terurai pada suhu tinggi, dan dapat digunakan secara efektif baik dalam fase cair atau fase uap. Viskositasnya rendah sepanjang rentang operasi pada perpindahan panas yang efisien sehingga tidak ada masalah dalam pemompaan. Fluida ini *non-corrosive* untuk logam biasa dan paduan (msdssearch.dow.com).

**Tabel 5. 1.** Kebutuhan Pendingin *Dowtherm A*

Alat	Kode Alat	Jumlah Massa (kg/jam)	$T_{in}$ (°C)	$T_{out}$ (°C)
Reaktor	R-01	68.476,01	180	225
<i>Cooler</i>	CL-01	14.394,23	30	100
Kondensor Parsial	CDP-01	1.964,21	80	130
<i>Cooler</i>	CL-02	146.838,93	16	25
<i>Cooler</i>	CL-03	39.683,22	25	40
<i>Cooler</i>	CL-04	7.373,35	25	40
<i>Cooler</i>	CL-05	1.014,71	25	40

**Tabel 5. 1.** Kebutuhan Pendingin *Dowtherm A* (Lanjutan)

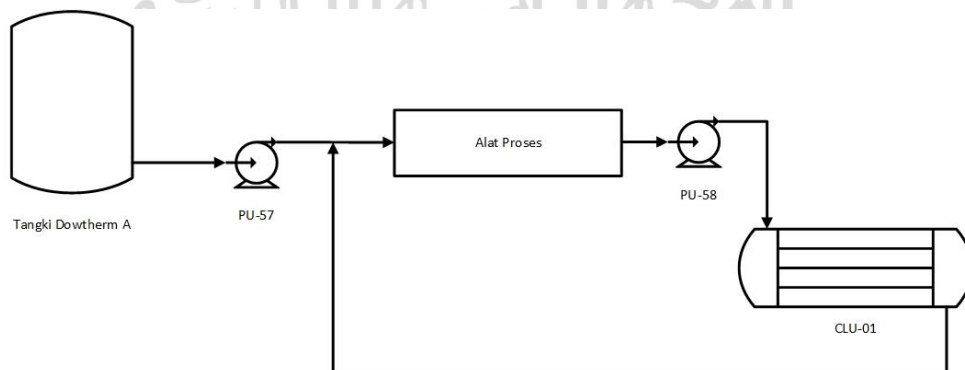
<i>Cooler</i>	CL-06	28.268,92	20	40
Kondensor	CD-01	6.185,37	40	80
<b>Total</b>		<b>314.198,96</b>	<b>49</b>	<b>80</b>

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga kebutuhan *Dowtherm A* menjadi:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \textit{Dowtherm A} &= 120\% \times 314.198,96 \\ &= 377.038,75 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\textit{Make up} (10\%) = 31.419,90 \text{ kg/jam}$$

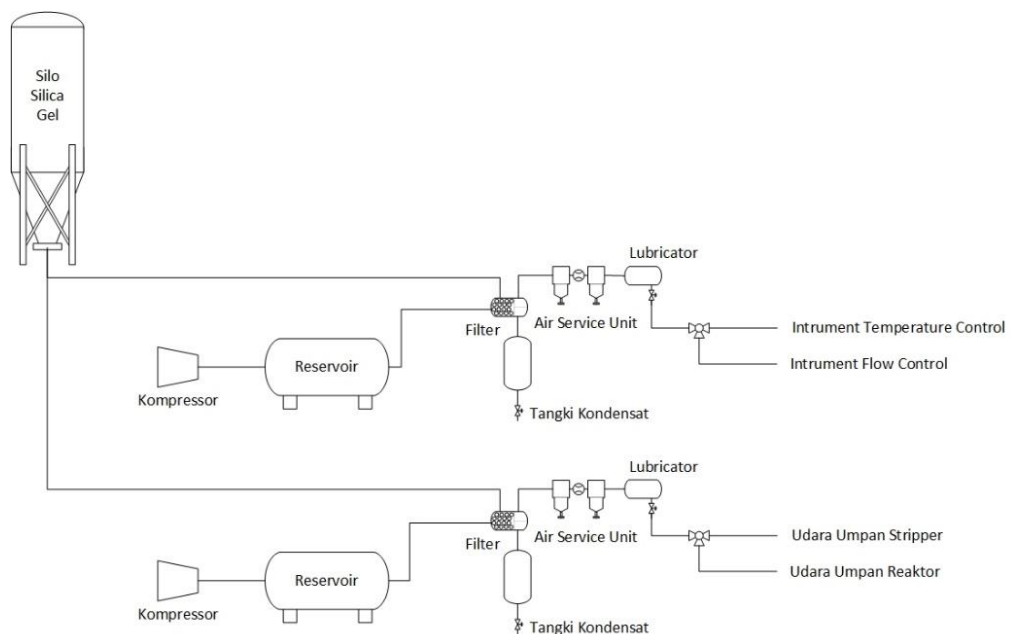
*Dowtherm A* diperoleh dari PT. Dow Chemical Indonesia, Cilegon, Banten. Penambahan jumlah *make up* (10%) *Dowtherm A* ke dalam sistem bertujuan untuk menggantikan kehilangan atau pengurangan kuantitas *Dowtherm A* dalam sistem tersebut karena seiring berjalannya waktu dan penggunaan, *Dowtherm A* dapat mengalami penguapan dan degradasi. Selain itu, *make up Dowtherm A* dapat membantu mengoptimalkan biaya operasional karena tidak akan kehilangan terlalu banyak cairan. *Dowtherm A* proses yang telah digunakan sebagai pendingin pada peralatan proses akan diolah kembali dengan cara didinginkan di dalam *Cooler* dengan menggunakan pendingin *Dowtherm A* utilitas. *Dowtherm A* keluaran *Cooler* akan dialirkan kembali ke alat proses yang membutuhkan untuk digunakan kembali sebagai fluida pendingin.



**Gambar 5. 4.** Diagram Alir Proses Unit Penyedia *Dowtherm A*

#### 5.4. Unit Penyedia Udara *Instrument*

Udara *instrument* digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara pneumatis. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan sebesar 100,8 m<sup>3</sup>/jam (STP: 25 °C, 1 atm) pada tekanan 40 psig. Untuk memenuhi kebutuhan udara tekan digunakan kompresor dengan daya 7,5 Hp untuk menekan udara lingkungan.



**Gambar 5. 5.** Diagram Alir Proses Penyedia Udara *Instrument*

#### 5.5. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik benzonitril ini dipenuhi oleh PLN, tetapi terdapat listrik cadangan yang dihasilkan dari generator pabrik apabila terjadi gangguan pasokan listrik dari PLN setempat. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung secara kontinyu meskipun ada gangguan pasokan dari PLN. Listrik digunakan untuk penggerak alat-alat proses, utilitas, *instrument*, bengkel, ruang kontrol, penerangan dan keperluan kantor. Spesifikasi generator yang digunakan dalam pabrik ini yaitu:

Kapasitas = 4500 kW  
Jenis = AC Generator

Jumlah = 1

Berikut merupakan rincian untuk kebutuhan listrik pabrik benzonitril di antaranya sebagai berikut:

a. Kebutuhan listrik untuk alat proses

**Tabel 5. 2.** Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses

Kode Alat	Daya	
	Hp	Watt
P-01	0,500	372,85
P-02	1,000	745,70
P-03	0,050	37,29
P-04	0,250	186,43
P-05	0,083	62,12
P-06	0,050	37,29
P-07	0,125	93,21
P-08	0,125	93,21
P-09	0,167	124,53
P-10	0,250	186,43
P-11	0,083	62,14
P-12	0,083	62,14
P-13	0,750	559,28
P-14	0,750	559,28
P-15	0,250	186,43
EXV-01	0,259	192,89
EXV-02	23,519	17537,80
EXV-03	76,365	56945,46
EXV-04	0,036	27,05
EXV-05	0,524	390,88
EXV-06	56,872	42409,76
K-01	21,780	16241,46
K-02	613,885	457774,13
K-03	1180,144	880033,10
K-04	835,368	622933,66
BL-01	0,167	124,53
BL-02	1,000	745,70
BL-03	0,125	93,21
BL-04	1,000	745,70
<b>Total</b>	<b>2.815,56</b>	<b>2.099.563,62</b>

Power yang dibutuhkan = 2.099.563,62 Watt = 2.099,56 kW

b. Kebutuhan listrik untuk utilitas

**Tabel 5. 3.** Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	0,22	165,62
Pompa-02	P-02	0,22	165,62
Pompa-03	P-03	0,22	165,62
Pompa-04	P-04	1,00	745,70
Pompa-05	P-05	1,85	1377,50
Pompa-06	P-06	2,92	2175,78
Pompa-07	P-07	1,00	745,70
Pompa-08	P-08	1,85	1377,50
Pompa-09	P-09	2,92	2175,78
Pompa-10	P-10	1,00	745,70
Pompa-11	P-11	1,85	1377,50
Pompa-12	P-12	2,92	2175,78
Pompa-13	P-13	1,85	1377,50
Pompa-14	P-14	2,45	1824,76
Pompa-15	P-15	1,85	1377,50
Pompa-16	P-16	5,45	4061,07
Pompa-17	P-17	1,85	1377,50
Pompa-18	P-18	2,45	1824,76
Pompa-19	P-19	1,85	1377,50
Pompa-20	P-20	5,45	4061,07
Pompa-21	P-21	1,85	1377,50
Pompa-22	P-22	2,45	1824,76
Pompa-23	P-23	1,85	1377,50
Pompa-24	P-24	5,45	4061,07
Pompa-25	P-25	2,45	1824,76
Pompa-26	P-26	2,45	1824,76
Pompa-27	P-27	2,45	1824,76
Pompa-28	P-28	5,45	4061,07
Pompa-29	P-29	2,45	1824,76
Pompa-30	P-30	0,90	667,44
Pompa-31	P-31	0,99	738,71
Pompa-32	P-32	0,99	738,71



**Tabel 5. 3.** Kebutuhan Listrik untuk Alat Utilitas (Lanjutan)

Pompa-33	P-33	0,98	730,78
Pompa-34	P-34	0,23	170,79
Pompa-35	P-35	2,45	1824,76
Pompa-36	P-36	2,45	1824,76
Pompa-37	P-37	2,45	1824,76
Pompa-38	P-38	5,45	4061,07
Pompa-39	P-39	2,45	1824,76
Pompa-40	P-40	2,45	1824,76
Pompa-41	P-41	2,45	1824,76
Pompa-42	P-42	2,45	1824,76
Pompa-43	P-43	5,45	4061,07
Pompa-44	P-44	2,45	1824,76
Pompa-45	P-45	2,86	2135,89
Pompa-46	P-46	0,89	666,66
Pompa-47	P-47	0,86	641,30
Pompa-48	P-48	1,18	880,50
Pompa-49	P-49	0,80	598,37
Pompa-50	P-50	0,81	603,16
Pompa-51	P-51	3,79	2829,74
Pompa-52	P-52	0,89	664,97
Pompa-53	P-53	1,02	760,73
Pompa-54	P-54	0,87	652,41
Pompa-55	P-55	0,85	634,16
Pompa-56	P-56	0,86	641,31
Blower-01	BLU-01	274,09	204391,67
Blower-02	BLU-02	274,09	204391,67
Blower-03	BLU-03	274,09	204391,67
Blower-04	BLU-04	263,75	196680,36
Blower-05	BLU-05	1,00	745,70
Blower-06	BLU-06	2,00	1491,40
Blower CT-01	BLCT-01	5,87	4377,26
Blower CT-02	BLCT-02	200	149140,00
<b>Total</b>		<b>1.413,12</b>	<b>1.053.762,00</b>

*Power* yang dibutuhkan = 1.053.762,00 Watt = 1.053,76 kW

c. Kebutuhan listrik instrumentasi

$$P = 22,47 \text{ kW}$$

d. Kebutuhan listrik untuk penerangan

$$P = 100 \text{ kW}$$

e. Kebutuhan listrik untuk perkantoran

$$P = 19,20 \text{ kW}$$

f. Kebutuhan listrik untuk laboratorium, bengkel, dan lain-lain

$$P = 20 \text{ kW}$$

Total kebutuhan listrik pabrik dapat dilihat berdasarkan tabel di bawah ini:

**Tabel 5. 4. Total Kebutuhan Listrik**

No.	Keperluan	Kebutuhan Listrik (kW)
1	Power Plant	2.099,56
2	Utilitas	1.053,76
3	Instrumentasi	22,47
4	Penerangan	100
5	Perkantoran	19,20
6	Laboratorium, bengkel, dan lain-lain	20
<b>Total</b>		<b>3.315</b>

Kebutuhan listrik berdasarkan perhitungan total sebesar 3.315 kW. Kebutuhan listrik ini dipenuhi dari PLN serta *generator* yang dibangkitkan melalui unit pembangkit listrik internal.

## 5.6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses produksi benzonitril adalah limbah dalam fasa gas dan cair.

### 5.6.1. Fase Cair

Air proses mengandung sedikit senyawa hidrokarbon serta amonia, serta air buang sanitasi berasal dari penggunaan MCK dan keperluan kantor lainnya.

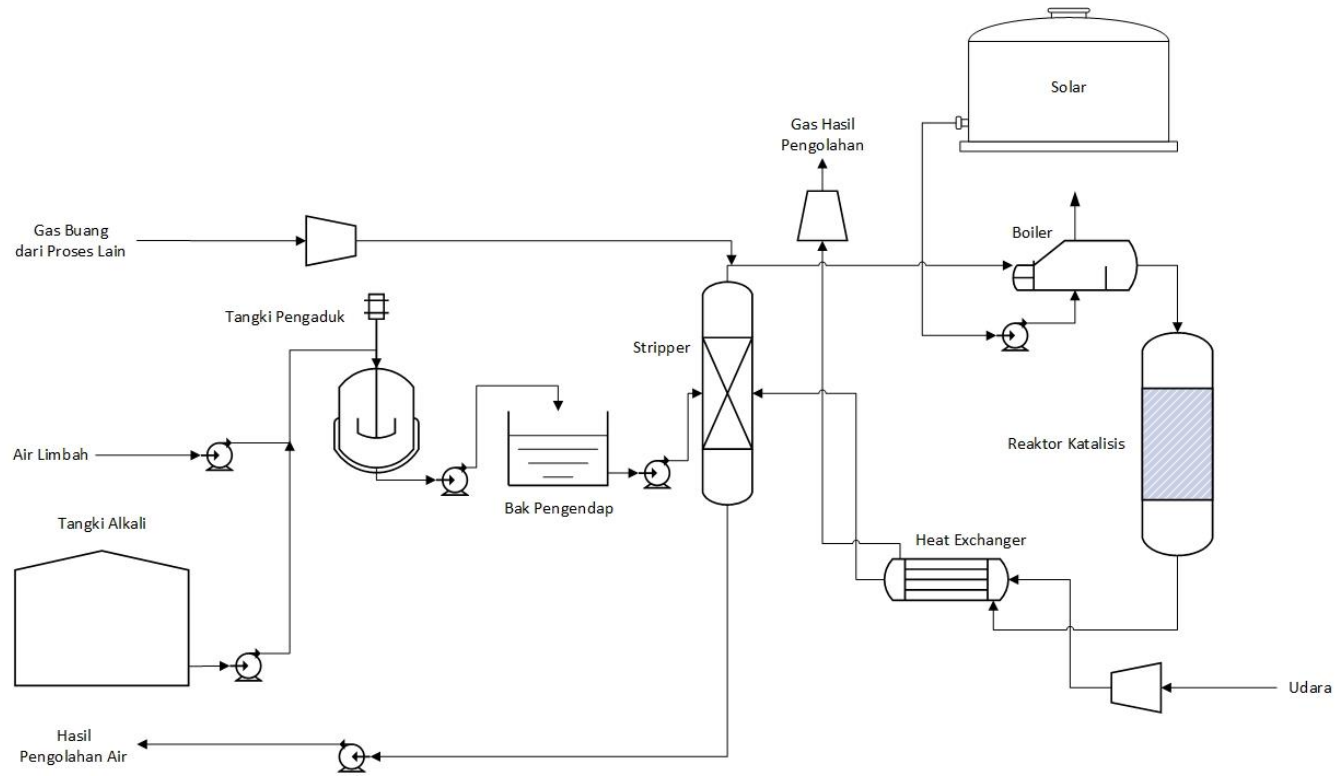
### 5.6.2. Fase Gas

Gas buang proses mengandung sedikit senyawa hidrokarbon serta amonia.

Secara umum limbah cair diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Sedangkan untuk mengolah limbah cair yang mengandung amonia digunakan sistem *Ammocut*. Sistem *Ammocut* merupakan kombinasi antara Teknologi Katalisator Pengolahan amonia dengan metode *stripping*. Sistem *Ammocut* tidak hanya memecahkan permasalahan amonia, tetapi juga menghilangkan bau Air limbah dan bau busuk lain yang disebabkan gas yang dihasilkan dalam proses produksi. Diagram alir sistem *Ammocut* ditunjukkan dalam Gambar 5.6.

### 5.7. Unit Penyedia Bahan Bakar

Penyediaan bahan bakar diperlukan untuk *generator* dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan adalah solar (*Industrial Diesel Oil*). Bahan bakar pada generator diperkirakan sebanyak 344,13 kg/jam, bahan bakar pada unit pengolahan limbah diperkirakan sebanyak 11.785,89 kg/jam, dan bahan bakar pada *boiler* diperkirakan sebanyak 4.371,60 kg/jam.



**Gambar 5. 6.** Diagram Alir Proses Pengolahan Limbah secara Ammocut

الجامعة الإسلامية  
 الإسلامية  
 البعثية  
 البعثية

## 5.8. Spesifikasi Alat Utilitas

### 1. Screening/Saringan

Fungsi	: Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar
Material	: Aluminium
Jenis	: Bak persegi
Kapasitas	: 14.300 kg/jam
Debit	: 17,21 m <sup>3</sup>
Panjang	: 2,79 m
Lebar	: 2,79 m
Diameter <i>Screen</i>	: 1 cm

### 2. Bak Pengendapan

Fungsi	: Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran
Jenis	: Silinder tegak
Volume	: 17,21 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,79 m
Tinggi	: 2,79 m
Impeller	: 1 buah
Jumlah <i>Baffle</i>	: 4 buah
Daya motor	: 2 Hp

### 3. Sand Filter

Fungsi	: Menyaring partikel-partikel halus
Jenis	: Bak persegi
Ukuran pasir	: 28 <i>mesh</i>
Penyaringan	: 12,10 m <sup>2</sup>
Volume	: 2,01 m <sup>3</sup>
Panjang	: 1,59 m
Lebar	: 1,59 m

Tinggi : 0,79 m

#### 4. *Mixed Bed*

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti  $\text{Cl}_2\text{SO}_4$ , dan  $\text{NO}_3$ .

Jenis : Silinder tegak

Kapasitas : 14,30 m<sup>3</sup>/jam

Luas : 12,59 ft<sup>2</sup>

Volume Bed : 1,18 m<sup>3</sup>

Diameter : 1,22 m

Tinggi : 1,21 m

#### 5. *Cooling Tower (CT-01)*

Fungsi : Mendinginkan air pendingin pasca proses

Jenis : *Induced Draft Cooling Tower*

Kapasitas : 120,43 m<sup>3</sup>/jam

Luas transfer : 16,22 m<sup>2</sup>

Panjang : 4,02 m

Lebar : 4,02 m

Tinggi : 7,75 m

#### 6. Deaerator

Fungsi : Menghilangkan gas  $\text{CO}_2$  dan  $\text{O}_2$  yang terikat dalam *feed water* yang menyebabkan kerak pada *reboiler*

Jenis : Tangki silinder vertikal

Kapasitas : 14,30 m<sup>3</sup>/jam

Volume : 17,16 m<sup>3</sup>

Diameter : 2,79 m

Tinggi : 2,79 m

#### 7. Tangki Pengaduk UPL

Fungsi	: Menghomogenkan larutan limbah bersama larutan alkali
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Volume	: 35,33 m <sup>3</sup>
Diameter	: 3,55 m
Tinggi	: 3,55 m
Power Motor	: 2 Hp

#### 8. Tangki Flokulator

Fungsi	: Menghomogenkan larutan flokulasi bersama air distilat
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Volume	: 17,16 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,79 m
Tinggi	: 2,79 m
Power Motor	: 2 Hp

#### 9. Tangki *Make Up Raw*

Fungsi	: Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Volume	: 17,56 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,81 m
Tinggi	: 2,81 m

#### 10. Tangki Air *Steam*

Fungsi	: Menampung air umpan <i>steam</i>
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Volume	: 65,49 m <sup>3</sup>
Diameter	: 6,30 m
Tinggi	: 6,30 m

11. Tangki Air Proses

Fungsi	: Menampung air sebagai umpan alat proses
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Volume	: 8,02 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,17 m
Tinggi	: 2,17 m

12. Tangki Air Santasi

Fungsi	: Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga dengan waktu tinggal 24 jam.
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Volume	: 7,57 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,12 m
Tinggi	: 2,12 m

13. Tangki *Service Water*

Fungsi	: Menampung air untuk keperluan layanan umum dengan waktu tinggal 24 jam.
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Volume	: 41,45 m <sup>3</sup>
Diameter	: 3,75 m
Tinggi	: 3,75 m

14. Tangki Kondensat

Fungsi	: Menampung air kondensat uap air dari alat proses dan <i>makeup feed boiler</i>
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Volume	: 10,68 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,38 m
Tinggi	: 2,38 m



15. Tangki Air Pendingin

Fungsi	: Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	: <i>Open roof tank</i>
Volume	: 147,52 m <sup>3</sup>
Diameter	: 5,72 m
Tinggi	: 5,72 m

16. Tangki Air Alkali

Fungsi	: Menampung kebutuhan larutan alkali
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Volume	: 18,05 m <sup>3</sup>
Diameter	: 2,84 m
Tinggi	: 2,84 m

17. Tangki *Dowtherm A*

Fungsi	: Menampung pendingin <i>Dowtherm A</i> sebelum digunakan
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Volume	: 8.610,98 m <sup>3</sup>
Diameter	: 17,64 m
Tinggi	: 35,27 m

18. *Blower Cooling Tower* (BLCT-01)

Fungsi	: Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Kebutuhan	: 2.360.139,47 ft <sup>3</sup> /jam
<i>Power motor</i>	: 5,87 Hp
Standar NEMA	: 6 Hp

19. Tangki *Hot Basin*

Fungsi	: Menampung Air pendingin yg akan didinginkan di <i>cooling tower</i> dengan waktu tinggal 1,5 jam
Jenis	: Bak beton bertulang
Kapasitas	: 70,87 m <sup>3</sup> /jam
Volume	: 127,57 m <sup>3</sup>
Panjang	: 6,34 m
Lebar	: 6,34 m
Tinggi	: 3,17 m
Tebal	: 12 cm

20. Tangki *Cold Basin*

Fungsi	: Menampung air dari <i>cooling tower</i> sebagai air pendingin untuk kemudian disirkulasikan ke alat-alat proses dengan waktu tinggal 1,5 jam
Jenis	: Bak beton bertulang
Kapasitas	: 101,25 m <sup>3</sup> /jam
Volume	: 82,24 m <sup>3</sup>
Panjang	: 7,14 m
Lebar	: 7,14 m
Tinggi	: 3,57 m

21. Menara *Stripper* Unit Pengolahan Limbah

Fungsi	: Memisahkan pelarut dan campuran gas terserap pada Unit Pengolahan Limbah
Suhu	: 90°C
Tekanan Udara	: 2 atm
Tebal <i>Packing</i>	: 3,65 m
Diameter menara	: 1,00 m
Tinggi Menara	: 6,15 m
Jenis <i>Packing</i>	: <i>Berl Saddles</i>

<i>Nominal Size</i>	: 50 mm
<i>Metode Packing</i>	: <i>Random</i>
<i>Bahan Konstruksi</i>	: <i>Carbon steel SA-285 grade-C</i>
<i>Tebal Dinding</i>	: 4,76 mm

## 22. *Heat Exchanger* Unit Pengolahan Limbah

*Fungsi* : Menaikan suhu *input* udara menuju *Stripper* serta menurunkan suhu *output* udara hasil UPL

*Jenis Shell* : *Shell and Tube Heat Exchanger*

- *Jenis Fluida* : *Output* Reaktor Katalisis
- *Diameter Dalam* : 70 in
- *Jarak Baffle* : 5 in
- *Pressure Drop* : 0,07 psi

*Tubes*

- *Jenis Fluida* : Udara *Input* *Stripper*
- *Diameter Luar* : 1 in
- *BWG* : 13
- *Pitch* : 1,25 in *square pitch*
- *Panjang* : 192 ft
- *Jumlah pipa* : 158 buah
- *Pressure drop* :  $5,05 \times 10^{-6}$  psi

*Luas Transfer Panas* : 644,79 ft<sup>2</sup>

*Faktor Kotor Total (Rd)* : 0,01

*Bahan* : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

## 23. *Cooler* Utilitas *Dowtherm A* (CLU-01)

*Fungsi* : Menurunkan suhu keluaran dari alat proses dari suhu 80°C sampai 16°C

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

*Annulus*

- Jenis fluida : Air pendingin (H<sub>2</sub>O)
- IPS : 4 in
- *Flow area* (Aa) : 0,022 ft<sup>2</sup>
- OD : 4,5 in
- ID : 4,03 in
- *Surface area* : 1,178 ft<sup>2</sup>/ft
- *Pressure drop* ( $\Delta P_a$ ) : 0,084 psi

*Inner Pipe*

- Jenis fluida : *Dowtherm A*
- IPS : 3 in
- *Flow area* (Ap) : 0,051 ft<sup>2</sup>
- OD : 3,5 in
- ID : 3,07 in
- *Surface area* : 0,917 ft<sup>2</sup>/ft
- *Pressure drop* ( $\Delta P_p$ ) : 5 psi

Jumlah *hairpins* : 20 buah

Panjang *hairpins* : 15 ft

Luas permukaan, A : 113,088 ft<sup>2</sup>

Ud : 5,88 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Uc : 56,11 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Rd : 0,1522 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Rd min : 0,002 jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type*

304

## 24. Evaporator Unit Desalinasi

Fungsi : Menguapkan air laut demi menghilangkan kandungan garam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

*Shell*

- Jenis Fluida : *Steam*
- Diameter Dalam: 70 in
- Jarak *Baffle* : 5 in
- *Pressure Drop* :  $8 \times 10^{-4}$  psi

*Tubes*

- Jenis Fluida : Air Laut
- Diameter Luar : 1 in
- BWG : 13
- *Pitch* : 1,25 in *square pitch*
- Panjang : 192 ft
- Jumlah pipa : 158 buah
- *Pressure drop* : 2,63 psi

Luas Transfer Panas : 2.139,50 ft<sup>2</sup>

Kebutuhan *Steam* : 9788,83 kg/jam

Faktor Kotor Total (Rd) : 0,08

Bahan : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

25. Tangki Bahan Bakar Proses

Fungsi : Menyimpan bahan bakar boiler proses

Jenis : Tangki silinder vertikal

Bahan Bakar : *Fuel Oil*

Volume : 89,93 m<sup>3</sup>

Diameter : 9,65 m

Tinggi : 19,30 m

26. Tangki Bahan Bakar Unit Pengolahan Limbah

Fungsi : Menyimpan bahan bakar *boiler* UPL

Jenis : Tangki silinder vertikal

Bahan Bakar : *Fuel Oil*  
Volume : 80,81 m<sup>3</sup>  
Diameter : 13,43 m  
Tinggi : 26,86 m

27. Tangki Bahan Bakar Generator

Fungsi : Sebagai tempat penampung bahan bakar generator  
Jenis : Tangki silinder vertikal  
Bahan Bakar : *Fuel Oil*  
Volume : 29,61 m<sup>3</sup>  
Diameter : 3,35 m  
Tinggi : 6,70 m

28. Kompresor *Instrument*

Fungsi : Untuk keperluan alat instrumentasi kontrol  
Kapasitas : 29,90 m<sup>3</sup>/jam  
Jumlah Alat Kontrol : 16 buah  
Tekanan Hisap : 1 atm  
Tekanan Keluar : 5,92 atm  
 $\eta_{ad}$  : 85 %  
Penggerak : Motor sinkron  
*Power* : 3 Hp

29. Pompa Utilitas

**Tabel 5. 5.** Spesifikasi Pompa Utilitas

<b>Kriteria Pompa</b>	<b>Fungsi</b>	<b>Jenis</b>	<b>Head</b>	<b>Kapasitas</b>	<b>Putaran Spesifik</b>	<b>Bahan</b>	<b>Tenaga Pompa</b>	<b>Motor</b>
Pompa Utilitas (PU – 01)	Mengalirkan kondensat desalinasi menuju kondensat unit A tangki	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	9,00 m	2,90 m <sup>3</sup> /jam	479,83 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 02)	Mengalirkan kondensat desalinasi menuju kondensat unit B tangki	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	9,00 m	2,90 m <sup>3</sup> /jam	479,83 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 03)	Mengalirkan kondensat desalinasi menuju kondensat unit C tangki	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	9,00 m	2,90 m <sup>3</sup> /jam	479,83 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 04)	Mengalirkan air laut menuju evaporator desalinasi A unit	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	11,83 m	166,80 m <sup>3</sup> /jam	2.964,62 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz

**Tabel 5. 2.** Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa Utilitas (PU – 05)	Mengalirkan air unit A desalinası menuju <i>screening</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	3,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	2.382,29 rpm	<i>Commercial Steel</i>	2 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 06)	Mengalirkan air unit A <i>blowdown</i> desalinası menuju laut	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	10,39 m	149,60 m <sup>3</sup> /jam	3.095,59 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 07)	Mengalirkan air unit desalinası B laut menuju <i>evaporator</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	11,83 m	166,80 m <sup>3</sup> /jam	2.964,62 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 08)	Mengalirkan air unit B desalinası menuju <i>screening</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	3,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	2.382,29 rpm	<i>Commercial Steel</i>	2 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 09)	Mengalirkan air unit B <i>blowdown</i> desalinası menuju laut	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	10,39 m	149,60 m <sup>3</sup> /jam	3.095,59 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 10)	Mengalirkan air unit desalinası C laut menuju <i>evaporator</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	11,83 m	166,80 m <sup>3</sup> /jam	2.964,62 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz



**Tabel 5. 2.** Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa Utilitas (PU – 11)	Mengalirkan air unit C desalinasi menuju screening	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	3,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	2.382,29 rpm	<i>Commercial Steel</i>	2 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 12)	Mengalirkan air unit C desalinasi menuju laut	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	10,39 m	149,60 m <sup>3</sup> /jam	3.095,59 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 13)	Mengalirkan air unit A desalinasi menuju flokulator	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	3,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	2.382,28 rpm	<i>Commercial Steel</i>	2 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 14)	Mengalirkan hasil flokulasi desalinasi unit A menuju tangki pengendapan	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 15)	Mengalirkan hasil pengendapan desalinasi unit A menuju bak penyaringan pasir	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	3,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	2.382,28 rpm	<i>Commercial Steel</i>	2 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 16)	Mengalirkan hasil bak saring pasir desalinasi unit A menuju <i>make up raw tank</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	9,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.058,84 rpm	<i>Commercial Steel</i>	6 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz

**Tabel 5. 2.** Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa Utilitas (PU – 17)	Mengalirkan air unit B desalinasi menuju flokulator	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	3,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	2.382,28 rpm	<i>Commercial Steel</i>	2 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 18)	Mengalirkan hasil flokulasi unit B desalinasi menuju tangki pengendapan	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 19)	Mengalirkan hasil pengendapan unit B desalinasi menuju bak penyaringan pasir	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	3,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	2.382,28 rpm	<i>Commercial Steel</i>	2 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 20)	Mengalirkan hasil bak saring pasir unit B desalinasi menuju <i>make up raw tank</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	9,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.058,84 rpm	<i>Commercial Steel</i>	6 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 21)	Mengalirkan air unit C desalinasi menuju flokulator	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	3,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	2.382,28 rpm	<i>Commercial Steel</i>	2 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz

**Tabel 5. 2.** Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa Utilitas (PU – 22)	Mengalirkan hasil flokulasi unit desalinasi C menuju tangki pengendapan	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 23)	Mengalirkan hasil pengendapan unit desalinasi C menuju bak penyaringan pasir	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	3,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	2.382,28 rpm	<i>Commercial Steel</i>	2 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 24)	Mengalirkan hasil bak saring pasir unit desalinasi C menuju <i>make up raw tank</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	9,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.058,84 rpm	<i>Commercial Steel</i>	6 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 25)	Mengalirkan luaran <i>make up raw tank</i> menuju <i>kation exchanger</i> unit desalinasi A	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 26)	Mengalirkan luaran <i>kation exchanger</i> menuju <i>anion exchanger</i> unit desalinasi A	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz

**Tabel 5. 2.** Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa Utilitas (PU – 27)	Mengalirkan luaran <i>anion exchanger</i> menuju <i>deaerator</i> unit desalinasi A	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 28)	Mengalirkan luaran <i>deaerator</i> unit desalinasi A menuju tangki air <i>steam</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	9,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.058,84 rpm	<i>Commercial Steel</i>	6 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 29)	Mengalirkan luaran <i>make up raw tank</i> menuju <i>kation exchanger</i> unit desalinasi B	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 30)	Mengalirkan luaran <i>kation exchanger</i> menuju <i>anion exchanger</i> unit desalinasi B	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 31)	Mengalirkan luaran <i>anion exchanger</i> menuju <i>deaerator</i> unit desalinasi B	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz

**Tabel 5. 2.** Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa Utilitas (PU – 32)	Mengalirkan luaran <i>deaerator</i> unit desalinasi B menuju tangki air proses	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	9,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.058,84 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 33)	Mengalirkan luaran <i>make up raw tank</i> menuju <i>kation exchanger</i> unit desalinasi C	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 34)	Mengalirkan luaran <i>kation exchanger</i> menuju <i>anion exchanger</i> unit desalinasi C	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 35)	Mengalirkan luaran <i>anion exchanger</i> menuju <i>deaerator</i> unit desalinasi C	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 36)	Mengalirkan luaran <i>deaerator</i> unit desalinasi C menuju tangki air sanitasi	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	9,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.058,84 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz

**Tabel 5. 2.** Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa Utilitas (PU – 37)	Mengalirkan luaran tangki kondensat menuju <i>mixbed polisher</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,03 m	8,70 m <sup>3</sup> /jam	1.518,35 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 38)	Mengalirkan luaran <i>mixbed polisher</i> menuju boiler umpan sebagai umpan <i>vaporizer</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	6,83 m	142,30 m <sup>3</sup> /jam	1.431,36 rpm	<i>Commercial Steel</i>	6 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 39)	Mengalirkan luaran <i>mixbed polisher</i> menuju boiler sebagai umpan <i>heat exchanger</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	1,00 m	2,24 m <sup>3</sup> /jam	2.188,21 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 40)	Mengalirkan luaran <i>mixbed polisher</i> menuju boiler sebagai umpan <i>reboiler</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	5,02 m	116,58 m <sup>3</sup> /jam	4.715,24 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 41)	Mengalirkan luaran <i>mixbed polisher</i> menuju boiler sebagai umpan unit desalinasi	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	1,03 m	8,70 m <sup>3</sup> /jam	4.220,24 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz

**Tabel 5. 2.** Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa Utilitas (PU – 42)	Mengalirkan luaran tangki air proses menuju tangki pengaduk	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 43)	Mengalirkan limbah air proses menuju tangki pengaduk	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,08 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	1.929,33 rpm	<i>Commercial Steel</i>	6 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 44)	Mengalirkan alkali menuju tangki pengaduk	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	5,62 m	14,30 m <sup>3</sup> /jam	3.687,78 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 45)	Mengalirkan air hasil UPL	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	4,00 m	2,96 m <sup>3</sup> /jam	890,42 rpm	<i>Commercial Steel</i>	3 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 46)	Mengalirkan campuran alkali dan limbah menuju tangki pengaduk	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	3,04 m	7,62 m <sup>3</sup> /jam	1.754,81 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 47)	Mengalirkan solar menuju boiler	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	1,14 m	20,21 m <sup>3</sup> /jam	5.933,91 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 48)	Mengalirkan air sebagai <i>service resource</i>	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	0,57 m	14,13 m <sup>3</sup> /jam	8.304,71 rpm	<i>Commercial Steel</i>	2 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz

**Tabel 5. 2.** Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa Utilitas (PU – 49)	Mengalirkan air pendingin boiler menuju cooling tower	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	59,00 m	1,86 m <sup>3</sup> /jam	93,84 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 50)	Mengalirkan air pendingin menuju proses	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	0,51 m	4,96 m <sup>3</sup> /jam	5.394,10 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 51)	Mengalirkan recycle air pendingin menuju tangki air pendingin	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	0,51 m	5,15 m <sup>3</sup> /jam	5.494,15 rpm	<i>Commercial Steel</i>	4 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 52)	Mengalirkan solar menuju boiler	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	1,60 m	42,65 m <sup>3</sup> /jam	6.724,81 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 53)	Mengalirkan solar menuju boiler vaporizer	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	69,23 m	533,90 m <sup>3</sup> /jam	1.409,91 rpm	<i>Commercial Steel</i>	2 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 54)	Mengalirkan solar menuju boiler heat exchanger	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	1,76 m	48,65 m <sup>3</sup> /jam	6.666,23 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 55)	Mengalirkan solar menuju boiler reboiler	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	50,39 m	449,52 m <sup>3</sup> /jam	1.641,75 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz



**Tabel 5. 2.** Spesifikasi Pompa Utilitas (Lanjutan)

Pompa Utilitas (PU – 56)	Mengalirkan solar menuju boiler unit desalinasi	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	8,65 m	166,32 m <sup>3</sup> /jam	3.744,93 rpm	<i>Commercial Steel</i>	1 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 57)	Mengalirkan Dowtherm A dari tangki Dowtherm A menuju alat proses	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	6,59 m	217,93 m <sup>3</sup> /jam	10.809,73 rpm	<i>Commercial Steel</i>	15 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz
Pompa Utilitas (PU – 58)	Mengalirkan Dowtherm A dari alat proses menuju cooler utilitas	<i>Centrifugal, single stage pump</i>	6,38 m	225,66 m <sup>3</sup> /jam	11.270,37 rpm	<i>Commercial Steel</i>	15 Hp	220 V AC, 3 fase, 50 Hz

30. Blower Utilitas

**Tabel 5. 6.** Spesifikasi Blower Utilitas

Blower	Kriteria	Fungsi	Kapasitas	Tekanan Hisap	Tekanan Keluar	$\eta_{ad}$	Penggerak	Power
Blower Utilitas (BU – 01)		Menaikkan tekanan suplai input steam kondensor unit desalinasi A	2993,13 m <sup>3</sup> /jam	1 atm	3 atm	80%	Motor sinkron	1 Hp
Blower Utilitas (BU – 02)		Menaikkan tekanan suplai input steam kondensor unit desalinasi B	2993,13 m <sup>3</sup> /jam	1 atm	3 atm	80%	Motor sinkron	1 Hp

**Tabel 5. 3.** Spesifikasi Blower Utilitas (Lanjutan)

Blower Utilitas (BU – 03)	Menaikkan tekanan suplai input <i>steam</i> kondensor unit desalinasi C	2993,13 m <sup>3</sup> /jam	1 atm	3 atm	80%	Motor sinkron	1 Hp
Blower Utilitas (BU – 04)	Menaikkan tekanan gas limbah proses	4300,77 m <sup>3</sup> /jam	1 atm	3 atm	80%	Motor sinkron	2 Hp
Blower Utilitas (BU – 05)	Menaikkan tekanan gas hasil pengolahan limbah	4061,54 m <sup>3</sup> /jam	1 atm	3 atm	80%	Motor sinkron	1 Hp
Blower Utilitas (BU – 06)	Menaikkan tekanan gas input <i>stripper</i> UPL	4834,93 m <sup>3</sup> /jam	1 atm	3 atm	80%	Motor sinkron	2 Hp



## BAB VI

### EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui kelayakan dari pabrik yang akan didirikan. Suatu rancangan pabrik dianggap layak didirikan apabila dapat beroperasi dalam kondisi yang memberikan keuntungan. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat-alat proses yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik. Harga tersebut digunakan sebagai dasar untuk estimasi evaluasi ekonomi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan melakukan peninjauan terhadap kebutuhan modal investasi yang dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas. Terdapat beberapa faktor yang ditinjau dalam evaluasi ekonomi pada perancangan pabrik benzonitril ini. Faktor-faktor tersebut meliputi:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Event Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisis terhadap kelima poin evaluasi tersebut, perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri (*Capital Investment*)
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan produksi (*Manufacturing Cost*)
  - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
  - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Penentuan pengeluaran umum (*General Cost*)
4. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)

- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)
5. Penentuan pendapatan modal
- Untuk mengetahui titik impas, maka dilakukan perkiraan terhadap komponen biaya:
- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
  - b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
  - c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

### 6.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Analisis harga alat dilakukan pada tahun 2022 untuk pembelian alat pada tahun pendirian pabrik yaitu tahun 2027. Dalam analisis ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga kebutuhan pabrik lainnya diperhitungkan pada tahun analisis. Berikut adalah indeks harga CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) berdasarkan (Vatavuk, 2002).

**Tabel 6. 1.** Indeks Harga Alat pada Tahun 1991-2022

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,4
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4

**Tabel 6. 1.** Indeks Harga Alat pada Tahun 1991-2022 (Lanjutan)

2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816

Untuk mengetahui harga peralatan setiap tahun diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu, dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan Teknik Kimia pada tahun tersebut. Harga pada tahun 2027 dapat dicari dengan persamaan berikut (Aries & Newton, 1955):

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (6.1)$$

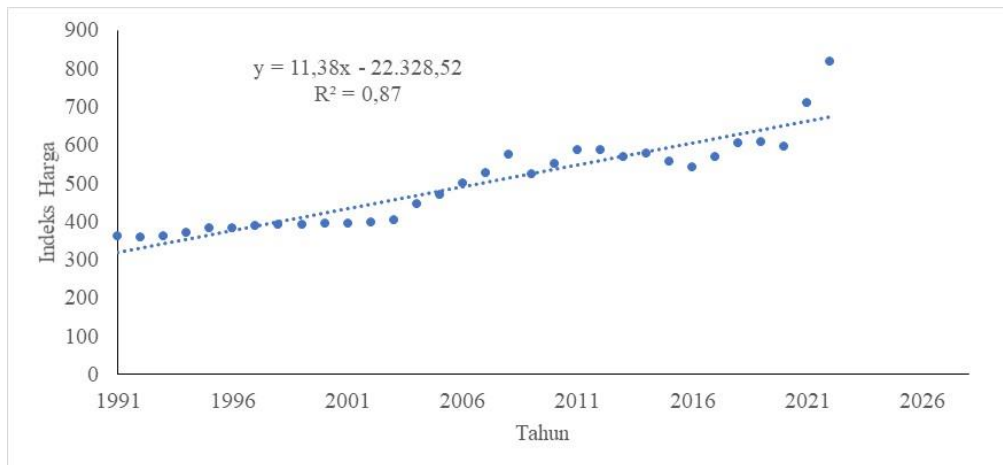
Di mana:

$E_x$  = harga alat pada tahun X

$E_y$  = harga alat pada tahun Y

$N_x$  = nilai indeks tahun X

$N_y$  = nilai indeks tahun Y



**Gambar 6. 1.** Grafik Regresi Linear

Dengan menggunakan persamaan indeks di atas, maka dapat dicari persamaan untuk tahun perancangan, dalam hal ini tahun 2027 yaitu:

$$y = 11,38x - 22.328,52 \quad (6.2)$$

Sehingga diperoleh nilai CEP indeks pada tahun referensi 2014 adalah 590,8. Sedangkan pada tahun perancangan 2027 adalah 738,74. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut:

**Tabel 6. 2. Harga Alat Proses**

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)	Harga Total (\$)
				2014	2027	2014	2027	
1	Tangki penyimpanan amonia	T-01	1	590,8	738,74	772.300,00	965.688,73	965.688,73
2	Tangki penyimpanan toluena	T-02	1	590,8	738,74	422.300,00	528.046,55	528.046,55
3	Tangki penyimpanan benzonitril	T-03	1	590,8	738,74	422.300,00	528.046,55	528.046,55
4	Tangki penyimpanan air	T-04	1	590,8	738,74	1.045.100,00	1.306.799,55	1.306.799,55
5	Tangki penyimpanan toluena produksi	T-05	1	590,8	738,74	544.900,00	681.346,35	681.346,35
6	Reaktor	R-01	1	590,8	738,74	89.888,00	112.396,52	112.396,52
7	<i>Vaporizer 1</i>	VP-01	1	590,8	738,74	3.500,00	4.376,42	4.376,42
8	<i>Vaporizer 2</i>	VP-02	1	590,8	738,74	4.100,00	5.126,67	5.126,67
9	<i>Separator 1</i>	SP-01	1	590,8	738,74	9.000,00	11.253,66	11.253,66
10	<i>Separator 2</i>	SP-02	1	590,8	738,74	7.500,00	9.378,05	9.378,05
11	<i>Separator 3</i>	SP-03	1	590,8	738,74	7.500,00	9.378,05	9.378,05
12	<i>Accumulator</i>	ACC-01	1	590,8	738,74	21.800,00	27.258,86	27.258,86
13	<i>Decanter</i>	DC-01	1	590,8	738,74	21.800,00	27.258,86	27.258,86
14	Menara distilasi	MD-01	1	590,8	738,74	10.641,00	13.305,57	13.305,57
15	<i>Absorber</i>	ABS-01	1	590,8	738,74	113.339,00	141.719,79	141.719,79
16	<i>Stripper</i>	STP-01	1	590,8	738,74	71.831,00	89.817,93	89.817,93
17	Kondensor parsial	CDP-01	1	590,8	738,74	24.400,00	30.509,91	30.509,91
18	Kondensor	CD-01	1	590,8	738,74	34.900,00	43.639,18	43.639,18

**Tabel 6. 2.** Harga Alat Proses (Lanjutan)

19	<i>Reboiler 1</i>	RB-01	1	590,8	738,74	32.200,00	40.263,08	40.263,08
20	<i>Reboiler 2</i>	RB-02	1	590,8	738,74	37.400,00	46.765,19	46.765,19
21	<i>Reflux drum</i>	RD-01	1	590,8	738,74	20.200,00	25.258,21	25.258,21
22	<i>Heater 1</i>	HE-01	1	590,8	738,74	32.200,00	40.263,08	40.263,08
23	<i>Heater 2</i>	HE-02	1	590,8	738,74	32.200,00	40.263,08	40.263,08
24	<i>Heater 3</i>	HE-03	1	590,8	738,74	32.200,00	40.263,08	40.263,08
25	<i>Heater 4</i>	HE-04	1	590,8	738,74	34.900,00	43.639,18	43.639,18
26	<i>Heater 5</i>	HE-05	1	590,8	738,74	37.300,00	46.640,15	46.640,15
27	<i>Cooler 1</i>	CL-01	1	590,8	738,74	47.200,00	59.019,17	59.019,17
28	<i>Cooler 2</i>	CL-02	1	590,8	738,74	118.300,00	147.923,06	147.923,06
29	<i>Cooler 3</i>	CL-03	1	590,8	738,74	124.600,00	155.800,62	155.800,62
30	<i>Cooler 4</i>	CL-04	1	590,8	738,74	35.600,00	44.514,46	44.514,46
31	<i>Cooler 5</i>	CL-05	1	590,8	738,74	34.900,00	43.639,18	43.639,18
32	<i>Cooler 6</i>	CL-06	1	590,8	738,74	126.200,00	157.801,27	157.801,27
33	Kompresor 1	K-01	1	590,8	738,74	5.700,00	7.127,32	7.127,32
34	Kompresor 2	K-02	1	590,8	738,74	18.490,00	23.120,01	23.120,01
35	Kompresor 3	K-03	1	590,8	738,74	56.810,00	71.035,58	71.035,58
36	Kompresor 4	K-04	1	590,8	738,74	430.800,00	538.675,00	538.675,00
37	<i>Blower 1</i>	BL-01	2	590,8	738,74	1.300,00	1.625,53	3.251,06
38	<i>Blower 2</i>	BL-02	2	590,8	738,74	1.040,00	1.300,42	2.600,84
39	<i>Blower 3</i>	BL-03	2	590,8	738,74	10.400,00	13.004,22	26.008,45
40	<i>Blower 4</i>	BL-04	2	590,8	738,74	10.200,00	12.754,14	25.508,29
41	<i>Expansion valve 1</i>	EXV-01	1	590,8	738,74	296,00	370,12	370,12
42	<i>Expansion valve 2</i>	EXV-02	1	590,8	738,74	642,00	802,76	802,76
43	<i>Expansion valve 3</i>	EXV-03	1	590,8	738,74	1.180,00	1.475,48	1.475,48
44	<i>Expansion valve 4</i>	EXV-04	1	590,8	738,74	262,00	327,61	327,61



**Tabel 6. 2.** Harga Alat Proses (Lanjutan)

45	<i>Expansion valve 5</i>	EXV-05	1	590,8	738,74	356,00	445,14	445,14
46	<i>Expansion valve 6</i>	EXV-06	1	590,8	738,74	1.180,00	1.475,48	1.475,48
47	Pompa 1	P-01	2	590,8	738,74	2.700,00	3.376,10	6.752,19
48	Pompa 2	P-02	2	590,8	738,74	2.700,00	3.376,10	6.752,19
49	Pompa 3	P-03	2	590,8	738,74	600,00	750,24	1.500,49
50	Pompa 4	P-04	2	590,8	738,74	2.200,00	2.750,89	5.501,79
51	Pompa 5	P-05	2	590,8	738,74	2.200,00	2.750,89	5.501,79
52	Pompa 6	P-06	2	590,8	738,74	1.500,00	1.875,61	3.751,22
53	Pompa 7	P-07	2	590,8	738,74	3.100,00	3.876,26	7.752,52
54	Pompa 8	P-08	2	590,8	738,74	2.200,00	2.750,89	5.501,79
55	Pompa 9	P-09	2	590,8	738,74	2.200,00	2.750,89	5.501,79
56	Pompa 10	P-10	2	590,8	738,74	2.200,00	2.750,89	5.501,79
57	Pompa 11	P-11	2	590,8	738,74	1.500,00	1.875,61	3.751,22
58	Pompa 12	P-12	2	590,8	738,74	2.200,00	2.750,89	5.501,79
59	Pompa 13	P-13	2	590,8	738,74	3.100,00	3.876,26	7.752,52
60	Pompa 14	P-14	2	590,8	738,74	3.600,00	4.501,46	9.002,92
61	Pompa 15	P-15	2	590,8	738,74	3.100,00	3.876,26	7.752,52
62	Filter 1	FL-01	1	590,8	738,74	8.200,00	10.253,33	10.253,33
63	Filter 2	FL-02	1	590,8	738,74	8.200,00	10.253,33	10.253,33
<b>Total</b>			<b>82</b>			<b>4.962.655,00</b>	<b>6.205.334,72</b>	<b>6.277.908,30</b>

الجمهورية العربية السورية  
الجامعة الإسلامية  
الدرعية

**Tabel 6. 3. Harga Alat Utilitas**

No.	Nama Alat	Jumlah	NY	NX	CY (\$)	CX (\$)	Harga Total (\$)
			2014	2027	2014	2027	
1	<i>Deaerator</i>	1	590,8	738,74	800,00	1.000,32	1.000,32
2	Saringan pasir	1	590,8	738,74	1.189,86	1.487,80	1.487,80
3	<i>Compressor instrument</i>	2	590,8	738,74	46.402,36	58.021,80	116.043,59
4	Tangki <i>make up raw</i>	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
5	Tangki air <i>steam</i>	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
6	Tangki air proses	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
7	Tangki air sanitasi	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
8	Tangki air <i>service</i>	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
9	Tangk air kondensat	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
10	Tangki air pendingin	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
11	Tangki alkali	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
12	Tangki <i>mixed bed</i>	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
13	Tangki <i>deaerator</i>	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
14	Tangki pengaduk UPL	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
15	Tangki bahan bakar <i>Steam</i>	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
16	Tangki bahan bakar UPL	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
17	Tangki bahan bakar generator	1	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	40.067,95
18	Tangki <i>silica gel</i>	1	590,8	738,74	12.775,76	15.974,89	15.974,89
19	Tangki <i>flokulator</i>	3	590,8	738,74	32.043,95	40.067,95	120.203,86
20	Tangki <i>Dowtherm A</i>	1	590,8	738,74	46.469,36	58.105,57	58.105,57

**Tabel 6. 3. Harga Alat Utilitas (Lanjutan)**

21	Cooling tower 1	1	590,8	738,74	27.006,48	33.769,06	33.769,06
22	Cooler Utilitas	1	590,8	738,74	3.500,00	4.376,42	4.376,42
23	Pompa Utilitas 1	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
24	Pompa Utilitas 2	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
25	Pompa Utilitas 3	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
26	Pompa Utilitas 4	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
27	Pompa Utilitas 5	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
28	Pompa Utilitas 6	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
29	Pompa Utilitas 7	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
30	Pompa Utilitas 8	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
31	Pompa Utilitas 9	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
32	Pompa Utilitas 10	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
33	Pompa Utilitas 11	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
34	Pompa Utilitas 12	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
35	Pompa Utilitas 13	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
36	Pompa Utilitas 14	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
37	Pompa Utilitas 15	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
38	Pompa Utilitas 16	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
39	Pompa Utilitas 17	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
40	Pompa Utilitas 18	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
41	Pompa Utilitas 19	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
42	Pompa Utilitas 20	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
43	Pompa Utilitas 21	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
44	Pompa Utilitas 22	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
45	Pompa Utilitas 23	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
46	Pompa Utilitas 24	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65

**Tabel 6. 3. Harga Alat Utilitas (Lanjutan)**

47	Pompa Utilitas 25	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
48	Pompa Utilitas 26	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
49	Pompa Utilitas 27	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
50	Pompa Utilitas 28	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
51	Pompa Utilitas 29	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
52	Pompa Utilitas 30	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
53	Pompa Utilitas 31	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
54	Pompa Utilitas 32	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
55	Pompa Utilitas 33	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
56	Pompa Utilitas 34	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
57	Pompa Utilitas 35	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
58	Pompa Utilitas 36	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
59	Pompa Utilitas 37	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
60	Pompa Utilitas 38	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
61	Pompa Utilitas 39	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
62	Pompa Utilitas 40	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
63	Pompa Utilitas 41	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
64	Pompa Utilitas 42	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
65	Pompa Utilitas 43	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
66	Pompa Utilitas 44	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
67	Pompa Utilitas 45	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
68	Pompa Utilitas 46	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
69	Pompa Utilitas 47	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
70	Pompa Utilitas 48	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
71	Pompa Utilitas 49	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
72	Pompa Utilitas 50	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65

**Tabel 6. 3.** Harga Alat Utilitas (Lanjutan)

73	Pompa Utilitas 51	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
74	Pompa Utilitas 52	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
75	Pompa Utilitas 53	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
76	Pompa Utilitas 54	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
77	Pompa Utilitas 55	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
78	Pompa Utilitas 56	2	590,8	738,74	2.034,00	2.543,33	5.086,65
79	Pompa Utilitas 57	2	590,8	738,74	7.200,00	9.002,92	18.005,85
80	Pompa Utilitas 58	2	590,8	738,74	7.200,00	9.002,92	18.005,85
81	<i>Blower</i> Utilitas 1	2	590,8	738,74	5.600,00	7.002,27	14.004,55
82	<i>Blower</i> Utilitas 2	2	590,8	738,74	5.600,00	7.002,27	14.004,55
83	<i>Blower</i> Utilitas 3	2	590,8	738,74	5.600,00	7.002,27	14.004,55
84	<i>Blower</i> Utilitas 4	2	590,8	738,74	5.600,00	7.002,27	14.004,55
85	<i>Blower</i> Utilitas 5	2	590,8	738,74	5.600,00	7.002,27	14.004,55
86	<i>Blower</i> Utilitas 6	2	590,8	738,74	5.600,00	7.002,27	14.004,55
87	Bak Pengendapan	1	590,8	738,74	2.897,59	3.623,16	3.623,16
88	Bak <i>Screening</i>	1	590,8	738,74	2.897,59	3.623,16	3.623,16
89	<i>Heat Exchanger</i>	1	590,8	738,74	6.996,00	8.747,84	8.747,84
90	Evaporator	3	590,8	738,74	53.487,69	66.881,34	200.644,03
91	<i>Reboiler</i> 1	1	590,8	738,74	87.575,69	109.505,19	109.505,19
92	<i>Reboiler</i> 2	1	590,8	738,74	60.603,81	75.779,39	75.779,39
93	<i>Reboiler</i> 3	1	590,8	738,74	43.124,40	53.923,02	53.923,02
94	<i>Reboiler</i> 4	1	590,8	738,74	60.603,81	75.779,39	75.779,39
95	<i>Reboiler</i> 5	1	590,8	738,74	43.124,40	53.923,02	53.923,02
96	<i>Stripper</i>	1	590,8	738,74	48.932,00	61.184,88	61.184,88
<b>Total</b>		<b>165</b>			<b>1.190.950,01</b>	<b>1.489.171,30</b>	<b>1.963.537,46</b>

## 6.2. Perhitungan Biaya

Dasar perhitungan:

Kapasitas Produksi	= 10.000 ton/tahun
Pabrik beroperasi	= 330 hari kerja
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2027
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp15.365,45
UMR Kab. Lamongan	= Rp2.701.977,27 (tahun 2023)
Upah tenaga asing	= US\$ 34,06/ <i>man hour</i>
Upah tenaga Indonesia	= Rp16.766,03/ <i>man hour</i>

## 6.3. Komponen Biaya

### 6.3.1. Modal (*Capital Investment*)

*Capital investment* adalah total biaya untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari:

#### a. Modal Investasi Tetap (*Fixed Capital Investment*)

*Fixed Capital Investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas manufaktur pabrik (Peters dan Timmerhaus, 2004). Setelah melakukan perhitungan rencana, maka pabrik benzonitril ini memerlukan rencana meliputi biaya *physical plant cost*, *direct plant cost*, dan *fixed capital instrument*. Hasil perhitungan masing-masing ditunjukkan pada Tabel 6.4-6.5.

**Tabel 6. 4. Physical Plant Cost (PPC)**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp126.633.522.772,58	\$8.241.445,76
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp31.658.380.693,14	\$2.060.361,44
3	<i>Instalation Cost</i>	Rp18.422.722.678,08	\$1.198.970,59
4	<i>Piping Cost</i>	Rp67.245.498.077,45	\$4.376.409,29
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp31.234.489.560,37	\$2.032.774,15
6	<i>Insulasion Cost</i>	Rp4.501.042.428,97	\$292.932,68
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp13.365.389.023,05	\$869.833,88
8	<i>Building Cost</i>	Rp50.653.409.109,03	\$3.296.578,30
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp42.626.583.191,48	\$2.774.183,85
<b>Total</b>		<b>Rp386.341.037.534,16</b>	<b>\$25.143.489,94</b>

**Tabel 6. 5. Direct Plan Cost (DPC)**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Physical Plant Cost</i>	Rp386.341.037.534,16	\$25.143.489,94
2	<i>Engineering &amp; Construction</i>	Rp77.268.207.506,83	\$5.028.697,99
<b>Total</b>		<b>Rp463.609.245.041,00</b>	<b>\$30.172.187,93</b>

**Tabel 6. 6. Fixed Capital Investment (FCI)**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp463.609.245.041,00	\$30.172.187,93
2	<i>Contractor's Fee</i>	Rp46.360.924.504,10	\$3.017.218,79
3	<i>Contingency</i>	Rp92.721.849.008,20	\$6.034.437,59
<b>Total</b>		<b>Rp602.692.018.553,29</b>	<b>\$39.223.844,31</b>

**b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)**

*Working capital investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi suatu pabrik selama kurun waktu tertentu (Peters dan Timmerhaus, 2004). Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Tujuan akhir dari penanaman modal

adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu:

- Investasi yang cepat kembali
- Bisa menghasilkan laba yang maksimum
- Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai, aman, dan lain-lain.

**Tabel 6. 7. Working Capital Investment (WCI)**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp54.649.026.424,92	\$3.556.617,37
2	<i>Inprocess Inventory</i>	Rp98.912.908,16	\$6.437,36
3	<i>Product Inventory</i>	Rp142.434.587.755,82	\$9.269.796,05
4	<i>Extended Credit</i>	Rp186.904.852.454,03	\$12.163.968,67
5	<i>Available Cash</i>	Rp142.434.587.755,82	\$9.269.796,05
	<b>Total</b>	<b>Rp526.521.967.298,74</b>	<b>\$34.266.615,51</b>

### 6.3.2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

*Manufacturing cost* adalah biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *direct cost*, *indirect cost*, dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Berdasarkan Aries & Newton (1955), *manufacturing cost* terdiri dari:

#### a. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

*Direct manufacturing cost* atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik. *Direct manufacturing cost* ditunjukkan pada Tabel 6.8.



**Tabel 6. 8. Direct Manufacturing Cost (DMC)**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp601.139.290.674,09	\$39.122.791,11
2	<i>Labor Cost</i>	Rp11.011.200.000,00	\$716.620,73
3	<i>Supervisory Cost</i>	Rp1.651.680.000,00	\$107.493,11
4	<i>Maintenance Cost</i>	Rp36.161.521.113,20	\$2.353.430,66
5	<i>Plant Supplies Cost</i>	Rp5.424.228.166,98	\$353.014,60
6	<i>Royalty and Patents Cost</i>	Rp41.119.067.539,89	\$2.676.073,11
7	<i>Utilities Cost</i>	Rp512.757.480.398,63	\$33.370.807,91
<b>Total</b>		<b>Rp1.209.264.467.892,78</b>	<b>\$78.700.231,23</b>

**b. Indirect Manufacturing Cost (IMC)**

*Indirect manufacturing cost* atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

*Indirect manufacturing cost* ditunjukkan pada Tabel 6.9.

**Tabel 6. 9. Indirect Manufacturing Cost (IMC)**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp1.982.016.000,00	\$128.991,73
2	<i>Laboratory</i>	Rp1.651.680.000,00	\$107.493,11
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp8.258.400.000,00	\$537.465,55
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp267.273.939.009,26	\$17.394.475,20
<b>Total</b>		<b>Rp279.166.035.009,26</b>	<b>\$18.168.425,59</b>

**c. Fixed Manufacturing Cost (FMC)**

*Fixed manufacturing cost* atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi. *Fixed manufacturing cost* ditunjukkan pada Tabel 6.10.

**Tabel 6. 10. Fixed Manufacturing Cost (FMC)**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp60.269.201.855,33	\$3.922.384,43
2	<i>Property Taxes</i>	Rp12.053.840.371,07	\$784.476,89
3	<i>Insurance</i>	Rp6.026.920.185,53	\$392.238,44
<b>Total</b>		<b>Rp78.349.962.411,93</b>	<b>\$5.099.099,76</b>

**Tabel 6. 11. Total Manufacturing Cost**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp1.209.264.467.892,78	\$78.700.231,23
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp279.166.035.009,26	\$18.168.425,59
3	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp78.349.962.411,93	\$5.099.099,76
<b>Total</b>		<b>Rp1.566.780.465.313,97</b>	<b>\$101.967.756,58</b>

**6.3.3. Pengeluaran Umum (General Expense)**

*General Expense* atau pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk biaya *manufacturing cost*. *General Expense* adalah biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan. *General expense* ditunjukkan pada Tabel 6.12.

**Tabel 6. 12. General Expense**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp47.003.413.959,42	\$3.059.032,70
2	<i>Sales Expense</i>	Rp109.674.632.571,98	\$7.137.742,96
3	<i>Research</i>	Rp125.342.437.225,12	\$8.157.420,53
4	<i>Finance</i>	Rp22.584.279.717,04	\$1.469.809,20
<b>Total</b>		<b>Rp304.604.763.473,56</b>	<b>\$19.824.005,38</b>

**Tabel 6. 13. Total Production Cost**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	Rp1.566.780.465.313,97	\$101.967.756,58
2	<i>General Expense</i>	Rp304.604.763.473,56	\$19.824.005,38
<b>Total</b>		<b>Rp1.871.385.228.787,53</b>	<b>\$121.791.761,96</b>

**6.4. Analisis Keuntungan**

## 1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan = Rp2.055.953.376.994,32

Total biaya produksi = Rp1.871.385.228.787,53

Keuntungan = Total penjualan – Total biaya produksi

$$= \text{Rp}184.568.148.206,79$$

## 2. Keuntungan Sesudah Pajak

Sesuai Peraturan Menteri Keuangan Nomor 40 Tahun 2023 Pasal 2, pajak yang digunakan yaitu sebesar 22%.

$$\begin{aligned} \text{Pajak 22\% dari keuntungan} &= 22\% \times \text{Rp}184.568.148.206,79 \\ &= \text{Rp}40.604.992.605,49 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{Pajak} \\ &= \text{Rp}143.963.155.601,30 \end{aligned}$$

## 6.5. Analisis Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan itu kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik tersebut potensial atau tidak dari sisi ekonomi. Berikut beberapa cara analisis kelayakan antara lain:

### 6.5.1. Return On Investment (ROI)

*Return On Investment* (ROI) adalah tingkat profitabilitas atau keuntungan yang didapat setiap tahun dari modal investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah (*low risk*) mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi (*high risk*) mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 44% (Aries & Newton, 1955). Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga. ROI dinyatakan dalam persentase terhadap modal tetap.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.3)$$

#### a. ROI Sebelum Pajak (ROI a)

$$\text{ROI a} = \frac{\text{Profit before taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI a} = \frac{\text{Rp}184.568.148.206,79}{\text{Rp}602.692.018.553,29} \times 100\% = 30,62\%$$

#### b. ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Profit after taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Rp143.963.155.601,30}}{\text{Rp602.692.018.553,29}} \times 100\% = 23,89\%$$

### 6.5.2. Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* merupakan angka yang menunjukkan berapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar total modal investasi dengan penghasilan bersih setiap tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi maksimal adalah 2 tahun, sedangkan untuk risiko rendah adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955). Persamaan untuk menghitung POT adalah sebagai berikut

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit+Depresiasi}} \times 100\% \quad (6.4)$$

$$\text{Depresiasi} = 0,1 \times \text{FCI}$$

$$= 0,1 \times \text{Rp602.692.018.553,29} = \text{Rp60.269.201.855,33}$$

#### a. POT Sebelum Pajak

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit before taxes+Depreciation}} \times 100\%$$

$$\text{POT} = \frac{\text{Rp602.692.018.553,29}}{\text{Rp184.568.148.206,79} + \text{Rp60.269.201.855,33}} \times 100\% = 2,5 \text{ tahun}$$

#### b. POT Setelah Pajak

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit after taxes} + \text{Depreciation}} \times 100\%$$

$$\text{POT} = \frac{\text{Rp602.692.018.553,29}}{\text{Rp143.963.155.601,30} + \text{Rp60.269.201.855,33}} \times 100\% = 3 \text{ tahun}$$

### 6.5.3. Break Even Point (BEP)

*Break Even Point* (BEP) adalah titik di mana penjualan atau *sales* hanya mampu menutup biaya operasi, sehingga pabrik tidak dinyatakan mendapatkan keuntungan maupun kerugian. BEP juga dapat diartikan sebagai titik impas yakni titik di mana pengeluaran dan pendapatan itu seimbang. Ketika kapasitas produksi turun di bawah nilai

BEP, pabrik tetap dioperasikan dengan harapan ketika kondisi pasar membaik, maka kapasitas produksi dapat ditingkatkan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60% (Aries % Newton, 1955). Pabrik akan untung jika beroperasi di atas BEP, dan akan rugi jika beroperasi di bawah BEP. Nilai BEP dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$BEP = \frac{Fa+0,3Ra}{Sa-Va-0,7Ra} \times 100\% \quad (6.5)$$

di mana:

BEP = *Break Even Point*

Fa = *Annual Fixed Cost* (biaya tetap)

Va = *Annual Variable Value* (biaya variabel)

Ra = *Annual Regulated Expense* (biaya rutin)

Sa = *Annual Sales Value* (biaya penjualan)

**Tabel 6. 14. Annual Fixed Cost (Fa)**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp60.269.201.855,33	\$3.922.384,43
2	<i>Property Taxes</i>	Rp12.053.840.371,07	\$784.476,89
3	<i>Insurance</i>	Rp6.026.920.185,53	\$392.238,44
<b>Total</b>		<b>Rp78.349.962.411,93</b>	<b>\$5.099.099,76</b>

**Tabel 6. 15. Annual Variable Value (Va)**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp601.139.290.674,09	\$39.122.791,11
2	<i>Packaging &amp; Shipping</i>	Rp267.273.939.009,26	\$17.394.475,20
3	<i>Utilities</i>	Rp512.757.480.398,63	\$33.370.807,91
4	<i>Royalty &amp; Patent</i>	Rp41.119.067.539,89	\$2.676.073,11
<b>Total</b>		<b>Rp1.422.289.777.621,87</b>	<b>\$92.564.147,33</b>

**Tabel 6. 16. Annual Regulated Expense (Ra)**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Labor	Rp11.011.200.000,00	\$716.620,73
2	Supervision	Rp1.651.680.000,00	\$107.493,11
3	Payroll Overhead	Rp1.982.016.000,00	\$128.991,73
4	Plant Overhead	Rp8.258.400.000,00	\$537.465,55
5	Laboratorium	Rp1.651.680.000,00	\$107.493,11
6	General Expense	Rp304.604.763.473,56	\$19.824.005,38
7	Maintenance	Rp36.161.521.113,20	\$2.353.430,66
8	Plant Supplies	Rp5.424.228.166,98	\$353.014,60
<b>Total</b>		<b>Rp370.745.488.753,73</b>	<b>\$24.128.514,87</b>

**Tabel 6. 17. Annual Sales Value (Sa)**

No.	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Annual Sales Value	Rp2.055.953.376.994,32	\$133.803.655,41
<b>Total</b>		<b>Rp2.055.953.376.994,32</b>	<b>\$133.803.655,41</b>

Dengan menggunakan data yang terdapat pada Tabel. 6.14 – 6.17, maka didapatkan nilai BEP sebesar:

$$BEP = \frac{Rp78.349.962.411,93 + 0,3(Rp370.745.488.753,73)}{(Rp2.055.953.376.994,32 - Rp1.422.289.777.621,87 - 0,7(Rp370.745.488.753,73))} \times 100\%$$

$$BEP = 50,67\%$$

#### 6.5.4. Shut Down Point (SDP)

*Shut Down Point* (SDP) adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi atau karena adanya keputusan manajemen akibat aktivitas produksi yang tidak menghasilkan profit. Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*. Persamaan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut:

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \quad (6.6)$$

$$SDP = \frac{0,3(Rp370.745.488.753,73)}{(Rp2.055.953.376.994,32 - Rp1.422.289.777.621,87 - 0,7(Rp370.745.488.753,73))} \times 100\%$$

$$SDP = 29,73\%$$

### 6.5.5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

*Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya yang didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Batasan DCFR adalah 1,5 kali bunga bank. Sedangkan suku bunga Bank Indonesia yaitu sebesar 5,75% (diambil dari bulan Januari-Juli 2023) di mana nilainya konstan. Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut:

$$(FCI+WCI)(1+i)^n = CF[(1+i)^{n-1}+(1+i)^{n-2}+\dots+(1+i)+1]+SV+WCI \quad (6.7)$$

di mana:

$$\begin{aligned} FCI &= \text{Fixed Capital Investment} \\ &= \text{Rp}602.692.018.553,29 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} WCI &= \text{Working Capital Investment} \\ &= \text{Rp}526.521.967.298,74 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} SV &= \text{Salvage Value} = \text{Depreciation} \\ &= \text{Rp}60.269.201.855,33 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CF &= \text{Cash Flow} = \text{Profit After Taxes} + \text{Depreciation} + \text{Finance} \\ &= \text{Rp}226.816.637.173,67 \end{aligned}$$

$$n = \text{Umur Pabrik} = 10 \text{ Tahun}$$

$$i = \text{Nilai DCFR}$$

Dari persamaan (6.7) dikonotasikan  $R = S$ , di mana perhitungan DCFR dilakukan secara *trial and error*, hingga diperoleh nilai selisih = 0.

$$R = S$$

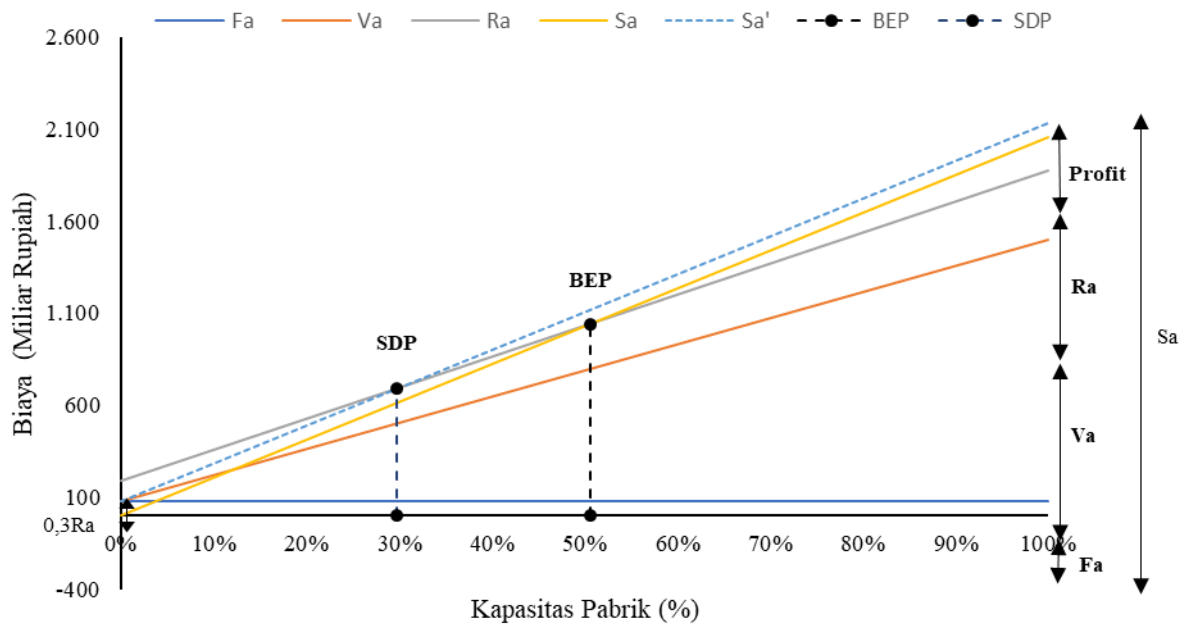
$$\text{Rp}5.807.753.862.094,26 = \text{Rp}5.807.753.862.094,26$$

$$R-S = 0$$

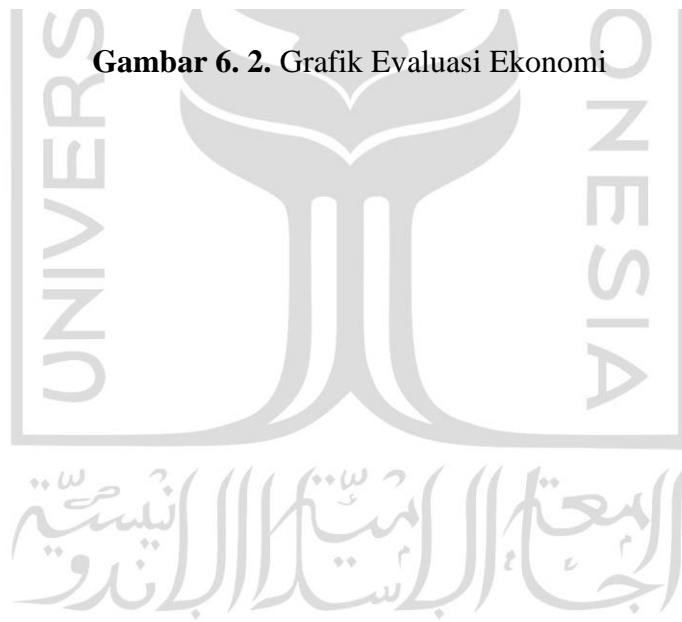
Dari *trial and error* diperoleh nilai DCFR:

$$\text{DCFR} = 17,79\% \text{ di mana } i = 0,1779$$

Dengan beberapa analisis ekonomi, didapatkan grafik evaluasi ekonomi yang disajikan pada Gambar 6.2.



Gambar 6. 2. Grafik Evaluasi Ekonomi





## BAB VII

### PENUTUP

#### 7.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan prarancangan pabrik benzonitril dari amonia dan toluena dengan kapasitas 10.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pabrik benzonitril berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah kawasan industri Paciran, Kab. Lamongan, Jawa Timur dengan luas tanah keseluruhan 20.000 m<sup>2</sup> dan jumlah karyawan 113 orang.
2. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku, dan kondisi sosio-kultural lokasi pabrik, maka pabrik benzonitril dari amonia dan toluena tergolong pabrik beresiko rendah.
3. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini cukup menarik dan layak untuk didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:

a. *Return On Investment* (ROI)

- ROI sebelum pajak = 30,62%
- ROI setelah pajak = 23,89%

Syarat ROI untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11%.

b. *Pay Out Time* (POT)

- POT sebelum pajak = 2,5 tahun
- POT setelah pajak = 3 tahun

Syarat POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko rendah adalah 5 tahun.

c. *Break Even Point* (BEP) = 50,67%

Nilai BEP untuk pabrik pada umumnya berada pada rentang 40% - 60%.

d. *Shut Down Point* (SDP) = 29,73%

Nilai SDP umumnya lebih rendah daripada nilai BEP.

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) = 17,79%

Suku bunga pinjaman dan deposito di bank saat ini adalah 5,75%. Syarat minimum DCF adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga pinjaman bank.

## 7.2. Saran

Dalam perancangan pabrik kimia tidak hanya diperlukan dasar-dasar pengetahuan dan pemahaman teknik kimia, tetapi juga perlu didukung dengan adanya referensi yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik yang dapat meningkatkan kelayakannya. Dengan mempelajari lebih dalam terhadap seluruh konsep tersebut, harapannya akan menjadikan produk *benzonitrile* dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor dimasa yang akan mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.



## DAFTAR PUSTAKA

- Anggraeny, A.D. & Suryana, A. (2022). Pengaruh Analisis Kebangkrutan Model Altman Z-score terhadap Harga Saham pada Perusahaan Manufaktur di Bursa Efek Indonesia Sebelum dan Saat Pandemi Covid-19 (Studi Kasus Tahun 2019-2020). *Neraca: Jurnal Akuntansi Terapan*, 3(2), pp.85-99.
- Aries, R.S. and Newton, R.D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Badan Pusat Statistik. (2021). <https://www.bps.go.id/>. Diakses pada tanggal 20 Oktober 2022 pukul 20.10 WIB.
- Branan, Carl. (2002). *Rules of Thumb for Chemical Engineers, 3<sup>rd</sup> Edition*. Amsterdam: Gulf Professional Pub.
- Brown, G.G. (1950). *Unit Operation*. New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Brownell, L.E. and Young, E.H. (1979). *Process Equipment Design*. New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Boonstra, J and Ridder, D. (1981). *Numerical Modelling of Groundwater Basins*. London: ILRI Publication 29.
- Cavalli, P. *et al.* (1987). *Ammoxidation of Toluena to Benzonitril on Vanadium-Titanium Oxides Catalysts Prepared by Precipitation. The Role of Catalyst Composition*, *Ind. Eng. Chem. Res.*, pp. 639-647.
- Cavalli, P. *et al.* (1987). *Kinetic and Mechanistic Analysis of Toluena Ammoxidation to Benzonitril on Vanadium-Titanium Oxides*, *Ind. Eng. Chem. Res.*, pp. 804-810.
- Coulson, J. M and Richardson, J.F. (1989). *An Introduction to Chemical Engineering*. New York: Pergamon Internasional Library.
- Geankoplis, C J. (1993). *Transport Processes and Unit Operations Third Edition*. New Jersey: Prentice-Hall International, Inc.
- George F Hardy. *Production of Benzonitrile*. United States. Patent US2828325A. March, 25, 1958.
- Groggins, P. H. (1958). *Unit Process in Organic Chemistry, 5th ed.* McGraw Hill Book Company, Kogakusha.

- Holman, J.P. (2010). *Heat Transfer, 10th ed.*. New York: McGraw-Hill.
- Indriaty, P.W. (2010). *Analisis Efisiensi Desalinasi Unit 1B PT. Pembangkit Jawa Bali UP*. Muara Karang, *Skripsi*, Universitas Islam Negeri Syarif Hidayatullah, Jakarta.
- Kern, D.Q. (1983). *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill International Book Company, Inc.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F. (2004). *Encyclopedia of Chemical Technology*, Vol. 2, 5<sup>th</sup> Edition. New York: Jhon Wiley and Sons, Inc.
- Nawaz, M.S., T.M. Hienze, and C.E. Cerniglia. (1992). *Metabolism of Benzonitril and Butyronitrile by Klebsiella pneumoniae*. *Applied and Enviromental Microbiology*, 58 (1):27- 31.
- Perry, R.H. and Green, D.W. (1984). *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 6<sup>th</sup> ed.* New York: McGraw-Hill Book Company.
- Santoso, Singgih. (2000). *Buku Latihan SPSS Statistik Parametrik*. Jakarta: PT Elex Media Komputindo.
- Seader, J.D., Henley, E.J. and Roper, D.K. (2006). *Separation Process Principles Chemical and Biochemical Operation, 3<sup>rd</sup> Edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Smith, J, M, and Van Ness, H, H (2005). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 7th ed.* Singapore: McGraw Hill International Book Company.
- Sulistinah, et al. (2002). *Metabolisme Benzonitril oleh Flavobacterium sp. NUB 1*. *Jurnal Biologi Indonesia*, Vol. 3(3): 219 – 226.
- UN Comtrade Database. (2021). <https://comtrade.un.org/>. Diakses pada tanggal 21 Oktober 2022 pukul 19.42 WIB
- Vatavuk, W. M. (2002). *Updating The CE Plant Cost Index. Chemical Engineering*, 109(1), 62-70.
- Yaws, C.L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill Handbooks.
- Walas, S.M. (2012). *Chemical Process Equipment: Selection And Design*. BH, Butterworth-Heinemann, an imprint of Elsevier.



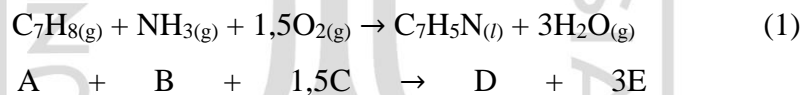
Kode : R-01  
 Fase : Gas  
 Fungsi : Mereaksikan amonia (NH<sub>3</sub>) dan toluena (C<sub>7</sub>H<sub>8</sub>)  
 menghasilkan benzonitril (C<sub>7</sub>H<sub>5</sub>N) dengan bantuan katalis  
 V-Ti-O  
 Jenis : *Fixed Bed Multitube Reactor*  
 Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 8 Type 309*  
 Kondisi Operasi :

- Suhu ruang = 25°C
- Suhu operasi = 339°C (Cavalli, *et al.*, 1987)
- Tekanan operasi = 3 atm
- Konversi Utama = 75% (Cavalli, *et al.*, 1987)
- Konversi Paralel 1 = 9% (Cavalli, *et al.*, 1987)
- Konversi Paralel 2 = 38% (Cavalli, *et al.*, 1987)

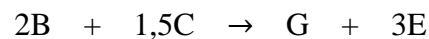
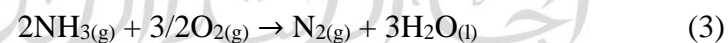
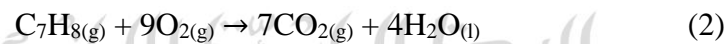
### A. Kinetika Reaksi

Reaksi:

1) Reaksi Utama (pembentukan benzonitril)



2) Reaksi Samping



Dimana:

A	: Toluena	E	: Air
B	: Amonia	F	: Karbon dioksida
C	: Oksigen	G	: Nitrogen
D	: Benzonitril	H	: N-Heptana

Persamaan kinetika untuk reaksi di atas :

$$(-r_1) = \frac{k \cdot P_{C_7H_8}}{1 + K_{C_7H_8} \cdot P_{C_7H_8} + K_{NH_3} \cdot P_{NH_3}} \quad (1.1)$$

$$(-r_2) = \frac{k' \cdot P_{C_7H_8}}{1 + K_{C_7H_8} \cdot P_{C_7H_8} + K_{NH_3} \cdot P_{NH_3}} \quad (1.2)$$

$$(-r_3) = \frac{k'' \cdot P_{C_7H_8}}{1 + K_{NH_3} \cdot P_{NH_3}} \quad (1.3)$$

Didapatkan data kinetika menurut (Cavalli, *et al.*, 1987), sebagai berikut:

Simbol	Satuan	Parameter Persamaan Kinetika pada temperatur, °C		
		310	325	339
$k$	$\text{mol.m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}$	482,2	613,3	759,5
$k'$	$\text{mol.m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}$	358,5	504,6	683,7
$k''$	$\text{mol.m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}$	22,1	27,9	34,2
$K_{C_7H_8}$	$\text{atm}^{-1}$	350,0	254,6	191,9
$K_{NH_3}$	$\text{atm}^{-1}$	37,6	29,7	24,1
$K''_{NH_3}$	$\text{atm}^{-1}$	5,15	3,85	3,08

Simbol	Satuan	Parameter Persamaan Kinetika		
		$E_a$	$\Delta H^\circ$	$\Delta S^\circ$
		kcal/mol	kcal/mol	kcal/mol. K
$k$	$\text{mol.m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}$	11,1		
$k'$	$\text{mol.m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}$	15,8		
$k''$	$\text{mol.m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1}$	10,6		
$K_{C_7H_8}$	$\text{atm}^{-1}$		-14,7	-13,6
$K_{NH_3}$	$\text{atm}^{-1}$		-10,9	-11,5
$K''_{NH_3}$	$\text{atm}^{-1}$		-12,6	-18,3

## B. Perancangan Reaktor

### a. Pertimbangan Pemilihan Reaktor

- Zat pereaksi berupa fase gas dengan bahan yang akan direaksikan umumnya menggunakan katalis berupa bahan padatan.
- Lebih mudah dioperasikan pada skala kecil hingga menengah.
- Memiliki *pressure drop* (penurunan tekanan) yang rendah (Cavalli, *et al.*, 1987).

- Reaksi yang terjadi adalah eksotermis, sehingga tidak diperlukan luas perpindahan panas yang besar.
- Tekanan operasi berlangsung dalam tekanan yang sedang, sehingga cukup digunakan jenis reaktor yang memiliki *torispherical head*.

#### **b. Penentuan Tipe Tangki**

Dipilih tipe tangki berbentuk silinder vertikal dengan pertimbangan:

- Dapat dioperasikan pada tekanan tinggi.
- Kontruksi sederhana, sehingga lebih ekonomis.

#### **c. Penentuan Bahan Konstruksi**

Bahan kontruksi reaktor yang dipilih *Stainless Steel SA 167 Grade 8 Type 309* dengan pertimbangan:

- Memiliki sifat ketahanan korosinya yang unggul.
- Memiliki kekuatan dan daya tahan yang lebih baik yang mengandung 22% kromium dan 12% nikel.
- Tingkat kromium dan nikel yang lebih tinggi memberikan ketahanan yang lebih baik terhadap keausan.



### 3. Neraca Massa

Tabel 1.1. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk		Keluar	
	Arus 9		Arus 10	
	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	16,57	1524,57	3,77	346,84
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,03	3,06	0,03	3,06
NH <sub>3</sub>	134,12	2279,98	75,45	1282,59
H <sub>2</sub> O	0,64	11,46	108,78	1957,96
N <sub>2</sub>	258,51	7238,19	281,63	7885,57
O <sub>2</sub>	60,15	1924,81	3,47	111,06
CO <sub>2</sub>	0,06	2,75	2,67	117,59
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	0,00	0,00	12,43	1280,14
<b>Total</b>	<b>470,07</b>	<b>12984,80</b>	<b>488,22</b>	<b>12984,80</b>

### 4. Menentukan BM Campuran Gas

Tabel 1.2. Berat Molekul Komponen

Komponen	BM (kg/kmol)	y <sub>i</sub>	BM gas
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	0,0353	3,243
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100	0,0001	0,006
NH <sub>3</sub>	17	0,2853	4,850
H <sub>2</sub> O	18	0,0014	0,024
N <sub>2</sub>	28	0,5499	15,398
O <sub>2</sub>	32	0,1280	4,095
CO <sub>2</sub>	44	0,0001	0,006
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	103	0,0000	0,000
<b>Total</b>		<b>1,000</b>	<b>27,623</b>

Menghitung BM gas menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{BM gas} &= \sum(\text{BM}_i \cdot y_i) \\
 &= 27,623 \text{ kg/kmol} \\
 &= 27,623 \text{ g/mol}
 \end{aligned}$$

Dengan:

BM = Berat Molekul Komponen i

y<sub>i</sub> = Fraksi mol Komponen i

## 5. Menentukan Z Umpan Reaktor

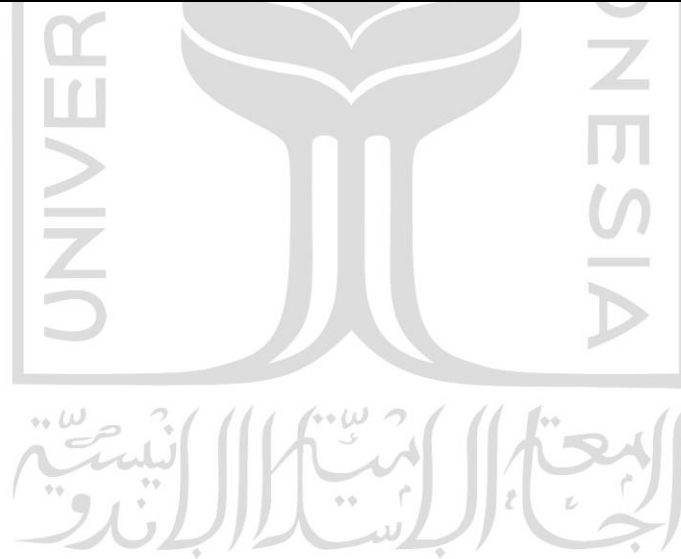
Tabel 1.3. Critical Properties

Komponen	BM	y <sub>i</sub>	Yaws, Tabel 1.1				BM.y <sub>i</sub>	P <sub>c</sub> .y <sub>i</sub>	T <sub>c</sub> .y <sub>i</sub>	ω.y <sub>i</sub>
			P <sub>c</sub> (bar)	P <sub>c</sub> (atm)	T <sub>c</sub> (K)	ω				
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	0,0353	41,09	40,55	591,79	0,264	3,243	1,430	20,862	0,009
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100	0,0001	27,36	27,00	540,26	0,351	0,006	0,002	0,035	0,000
NH <sub>3</sub>	17	0,2853	112,78	111,31	405,65	0,252	4,850	31,756	115,736	0,072
H <sub>2</sub> O	18	0,0014	220,55	217,67	647,13	0,345	0,024	0,295	0,876	0,000
N <sub>2</sub>	28	0,5499	33,94	33,50	126,1	0,040	15,398	18,420	69,346	0,022
O <sub>2</sub>	32	0,1280	50,43	49,77	154,58	0,022	4,095	6,369	19,780	0,003
CO <sub>2</sub>	44	0,0001	73,82	72,85	304,19	0,228	0,006	0,010	0,040	0,000
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	103	0,0000	42,15	41,60	699,35	0,352	0,000	0,000	0,000	0,000
<b>Total</b>		<b>1,000</b>	<b>602,120</b>	<b>594,246</b>	<b>3469,050</b>	<b>1,854</b>	<b>27,623</b>	<b>58,281</b>	<b>226,675</b>	<b>0,107</b>

$T_c \text{ umpan} = 226,675 \text{ K}$   
 $P_c \text{ umpan} = 58,281 \text{ atm}$   
 $Tr (T/T_c) = 2,701 \text{ K}$   
 $Pr (P/P_c) = 0,051 \text{ atm}$   
 $Pr/Tr = 0,019$

**Tabel 1.4.** Menghitung Z dengan Persamaan Koefisien Virial Gas

Komponen	$y_i$	Tr (K)	Pr (atm)	B0	B1	BPc/RTc	Pr/Tr	Z	Z.yi
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0353	1,034	0,074	-0,317	-0,010	-0,319	0,072	0,977	0,0344
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,0001	1,133	0,111	-0,263	0,037	-0,249	0,098	0,976	0,0001
NH <sub>3</sub>	0,2853	1,509	0,027	-0,135	0,108	-0,108	0,018	0,998	0,2848
H <sub>2</sub> O	0,0014	0,946	0,014	-0,378	-0,078	-0,405	0,015	0,994	0,0013
N <sub>2</sub>	0,5499	4,854	0,090	0,049	0,139	0,055	0,018	1,001	0,5505
O <sub>2</sub>	0,1280	3,960	0,060	0,036	0,138	0,039	0,015	1,001	0,1280
CO <sub>2</sub>	0,0001	2,012	0,041	-0,055	0,130	-0,025	0,020	0,999	0,0001
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	0,0000	0,875	0,072	-0,439	-0,162	-0,496	0,082	0,959	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>16,325</b>	<b>0,489</b>	<b>-1,501</b>	<b>0,302</b>	<b>-1,509</b>	<b>0,339</b>	<b>7,905</b>	<b>0,999</b>



## 6. Menentukan Densitas Umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} \quad (1.4)$$

$$\begin{aligned} \rho &= 1,651 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,002 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 0,103 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Keterangan :

P	= Tekanan	=	3,00	atm
BM	= Berat Molekul Total	=	27,623	kg/kmol
R	= Konstanta gas	=	0,082	m <sup>3</sup> .atm/kmol.K
T	= Suhu	=	612,15	K
Z	= Faktor kompresibilitas	=	0,999	

## 7. Menentukan Volume Gas Masuk Reaktor

$$Vg = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} \quad (1.5)$$

Keterangan :

Vg	= Laju alir volumetrik	=	7.865,315	m <sup>3</sup> /jam
		=	2,185	m <sup>3</sup> /s
n	= mol umpan	=	470,074	kmol/jam
R	= konstanta gas	=	0,082	m <sup>3</sup> .atm/kmol.K
T	= Temperatur	=	612,15	K
P	= Tekanan	=	3,00	atm
Z	= Faktor kompresibilitas	=	0,999	

Laju alir volumetrik umpan reaktor =

F in total	=	12.984,801	kg/jam
rho campuran	=	1,651	kg/m <sup>3</sup>
V (Fv)	=	7.865,315	m <sup>3</sup> /jam
	=	2,185	m <sup>3</sup> /s
	=	277.763,602	ft <sup>3</sup> /jam

## 8. Menentukan Viskositas Umpan

Tabel 1.5. Viskositas Gas

Komponen	A	B	C	yi	BMi	μi	μi.yi.BMi <sup>0.5</sup>	yi.BMi <sup>0.5</sup>
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1,787	2,3566E-01	-9,3508E-06	0,0353	92	0,051	0,0174	0,3381
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	-10,378	2,4401E-01	-5,4003E-05	0,0001	100	0,043	0,0000	0,0006
NH <sub>3</sub>	-7,874	3,6700E-01	-4,4700E-06	0,2853	17	0,077	0,0911	1,1764
H <sub>2</sub> O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05	0,0014	18	0,079	0,0005	0,0057
N <sub>2</sub>	42,606	4,7500E-01	-9,8800E-05	0,5499	28	0,107	0,3105	2,9099
O <sub>2</sub>	44,224	5,6200E-01	-1,1300E-04	0,1280	32	0,125	0,0901	0,7238
CO <sub>2</sub>	11,336	4,9918E-01	-1,0876E-04	0,0001	44	0,099	0,0001	0,0009
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	-13,343	2,5305E-01	-2,4503E-05	0,0000	103	0,048	0,0000	0,0000
<b>Total</b>							<b>0,510</b>	<b>5,156</b>

Persamaan viskositas (Yaws, 1999):

$$\mu = A + BT + CT^2 \quad (1.6)$$

Menghitung viskositas campuran gas menggunakan persamaan sebagai berikut (Perry, 1984):

$$\mu_{campuran} = \frac{\sum \mu_i \cdot y_i \cdot BM_i^{0.5}}{\sum y_i \cdot BM_i^{0.5}} \quad (1.7)$$

$$\begin{aligned} \mu_{campuran} \text{ gas} = & 0,099 \text{ kg/m.jam} \\ & 0,0000275 \text{ kg/m.s} \\ & 0,0002746 \text{ gr/cm.s} \\ & 0,066 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

Dengan:

$\mu_i$  = viskositas komponen i (kg/m.jam)

$y_i$  = fraksi mol komponen i

$B_{mi}$  = Berat Molekul Komponen i (kg/kmol)

## 9. Menghitung Konduktivitas Umpan

Tabel 1.6. Konduktivitas Termal Gas

Komponen	A	B	C	$x_i$	k gas (W/m.K)	$x_i.k_{gas}$ (W/m.K)
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	-0,00776	4,4905E-05	6,4514E-08	0,1174	0,0439	0,0052
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	-0,00172	1,6565E-05	1,0525E-07	0,0002	0,0479	0,0000
NH <sub>3</sub>	0,00457	2,3239E-05	1,4810E-07	0,1756	0,0743	0,0130
H <sub>2</sub> O	0,00053	4,7093E-05	4,9551E-08	0,0009	0,0479	0,0000
N <sub>2</sub>	0,00309	7,5930E-05	-1,3346E-08	0,5574	0,0446	0,0248
O <sub>2</sub>	0,00121	8,6157E-05	4,9551E-08	0,1482	0,0725	0,0107
CO <sub>2</sub>	-0,01183	1,0174E-04	-2,2242E-08	0,0002	0,0421	0,0000
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	-0,00777	4,5588E-05	1,4657E-08	0,0000	0,0256	0,0000
<b>Total</b>				<b>1,000</b>	<b>0,399</b>	<b>0,054</b>

Persamaan konduktivitas termal gas (Yaws, 1999):

$$k = A + BT + CT^2$$

(1.8)

$$\begin{aligned}
 k \text{ campuran} &= 0,054 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,194 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,046 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,000129 \text{ kal/s.cm.K}
 \end{aligned}$$

Di mana:

k = konduktivitas termal (W/m.K)

T = Suhu (K)

A,B,C = Konstanta

## 10. Menghitung Kapasitas Panas Gas Umpan

Tabel 1.7. Data Kapasitas Panas Gas (Yaws, 1999)

Komponen	A	B	C	D	E
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	-24,097	5,2187E-01	-2,9827E-04	6,1220E-08	1,2576E-12
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	26,984	5,0387E-01	-4,4748E-05	-1,6835E-07	6,5183E-11
NH <sub>3</sub>	33,573	-1,2581E-02	8,8906E-05	-7,1783E-08	1,8569E-11
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12
N <sub>2</sub>	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13
O <sub>2</sub>	29,526	-8,8999E-03	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12
CO <sub>2</sub>	27,437	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,9872E-13
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	-2,624	4,5843E-01	-2,6757E-04	4,3711E-08	7,3182E-12

**Tabel 1.7.** Data Kapasitas Panas Gas (Yaws, 1999) (Lanjutan)

Komponen	BM (kg/kmol)	yi	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kJ/kg.K)	yi.Cp (kJ/kmol.K)	yi.Cp (kJ/kg.K)	Fi (kg/jam)	Fi. Cpi (kJ/jam.K)
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	0,0353	197,816	2,150	6,974	0,076	1524,568	3278,079
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100	0,0001	289,195	2,892	0,019	0,000	3,055	8,836
NH <sub>3</sub>	17	0,2853	45,328	2,666	12,933	0,761	2279,978	6079,265
H <sub>2</sub> O	18	0,0014	36,416	2,023	0,049	0,003	11,457	23,179
N <sub>2</sub>	28	0,5499	29,998	1,071	16,497	0,589	7238,186	7754,795
O <sub>2</sub>	32	0,1280	32,108	1,003	4,109	0,128	1924,806	1931,311
CO <sub>2</sub>	44	0,0001	46,887	1,066	0,006	0,000	2,750	2,930
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	103	0,0000	188,793	1,833	0,000	0,000	0,000	0,000
<b>Total</b>		<b>1,000</b>	<b>866,541</b>	<b>14,705</b>	<b>40,586</b>	<b>1,557</b>	<b>12984,801</b>	<b>19078,395</b>

Persamaan kapasitas panas (Yaws, 1999):

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (1.9)$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ campuran} &= 40,59 \text{ kJ/kmol.K} \\ &= 19.078,39 \text{ kJ/jam.K} \\ &= 1,56 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

Di mana:

A,B,C,D,E = Konstanta

T = Suhu (K)



### 11. Menentukan ΔHr

$$T_{ref} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{operasi} = 612,15 \text{ K}$$

**Tabel 1.8.** Entalpi Pembentukan Standar

Komponen	Hf (kJ/mol)	Hf (kJ/kmol)
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	50	50000
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	-187,78	-187780
NH <sub>3</sub>	-45,9	-45900
H <sub>2</sub> O	-241,8	-241800
N <sub>2</sub>	0	0
O <sub>2</sub>	0	0
CO <sub>2</sub>	-393,5	-393500
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	218,82	218820

Panas reaksi pada suhu 298 K dapat dihitung sebagai berikut:

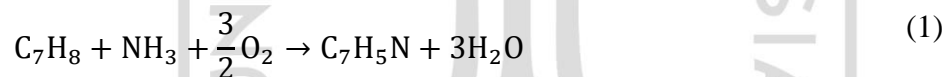
$$\Delta H_R = \sum (n_i \cdot \Delta H_{f,i})_{PRODUK} - \sum (n_j \cdot \Delta H_{f,j})_{REAKTAN} \quad (1.10)$$

$$\Delta H_{r, 298} = -510.680 \text{ kJ/kmol}$$

Persamaan ΔHr yang digunakan sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R,298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT \quad (1.11)$$

a) Reaksi Utama



Melalui data kapasitas panas gas, maka dapat diperoleh konstanta sebagai berikut:

$$\Delta a = 45,41$$

$$\Delta b = -6,2765E-02$$

$$\Delta c = -2,5613E-05$$

$$\Delta d = 4,9743E-08$$

$$\Delta e = -1,4719E-11$$

Sehingga dapat diperoleh nilai ΔHr yaitu:

$$\begin{aligned} \Delta H_R = \Delta H_{r, 298} + (\Delta a)(T - 298) + \frac{\Delta b}{2}(T^2 - 298^2) \\ + \frac{\Delta c}{3}(T^3 - 298^3) + \frac{\Delta d}{4}(T^4 - 298^4) + \frac{\Delta e}{5}(T^5 - 298^5) \end{aligned}$$

$$\Delta HR = -505.721,743 \text{ kJ/kmol}$$

b) Reaksi Samping 1



Melalui data kapasitas panas gas, maka dapat diperoleh konstanta sebagai berikut:

$$\Delta a = 86,154$$

$$\Delta b = -1,7924E-01$$

$$\Delta c = -6,1738E-05$$

$$\Delta d = 1,8912E-07$$

$$\Delta e = -6,8321E-11$$

Sehingga dapat diperoleh nilai  $\Delta Hr$  yaitu :

$$\Delta HR = 2.383,667 \text{ kJ/kmol}$$

c) Reaksi Samping 2



Melalui data kapasitas panas gas, maka dapat diperoleh konstanta sebagai berikut:

$$\Delta a = 19,706$$

$$\Delta b = 9,7166E-03$$

$$\Delta c = -1,3514E-04$$

$$\Delta d = 1,3472E-07$$

$$\Delta e = -3,9090E-11$$

Sehingga dapat diperoleh nilai  $\Delta Hr$  yaitu:

$$\Delta HR = 2.246,572 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta HR \text{ Total} = -501.091,505 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -119.683,7016 \text{ kkal/kmol}$$

## 12. Menentukan Neraca Panas

### 10.1. Data Kapasitas Panas

#### 10.1.1. Kapasitas Panas Gas

Tabel 1.9. Kapasitas Panas Gas (Yaws, 1999)

Kapasitas Panas Gas							
Komponen	A	B	C	D	E	Tmin	Tmax
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	-24,097	5,2187E-01	-2,9827E-04	6,1220E-08	1,2576E-12	200	1500
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	26,984	5,0387E-01	-4,4748E-05	-1,6835E-07	6,5183E-11	200	1500
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	-2,624	4,5843E-01	-2,6757E-04	4,3711E-08	7,3182E-12	200	1500
NH <sub>3</sub>	33,573	-1,2581E-02	8,8906E-05	-7,1783E-08	1,8569E-11	100	1500
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08	3,6934E-12	100	1500
N <sub>2</sub>	29,342	-3,5395E-03	1,0076E-05	-4,3116E-09	2,5935E-13	50	1500
O <sub>2</sub>	29,526	-8,8999E-03	3,8083E-05	-3,2629E-08	8,8607E-12	50	1500
CO <sub>2</sub>	27,437	4,2315E-02	-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,9872E-13	50	5000

#### 10.1.2. Kapasitas Panas Liquid

Tabel 1.10. Kapasitas Panas Liquid (Yaws, 1999)

Kapasitas Panas Liquid							
Komponen	A	B	C	D	Tmin	Tmax	Cp 25
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	83,703	5,1666E-01	-1,4910E-03	1,9725E-06	179	533	157,49
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	101,121	9,7739E-01	-3,0712E-03	4,1844E-06	184	486	230,42
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	60,009	8,1051E-01	-1,9418E-03	1,9429E-06	261	629	180,55
NH <sub>3</sub>	-182,157	3,3618E+00	-1,4398E-02	2,0371E-05	195	385	80,16
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07	273	615	75,55

**Tabel 1.10.** Kapasitas Panas Liquid (Yaws, 1999) (Lanjutan)

N <sub>2</sub>	76,452	-3,5226E-01	-2,6690E-03	5,0057E-05	64	120	-
O <sub>2</sub>	46,432	3,9506E-01	-7,0522E-03	3,9897E-05	54	147	-
CO <sub>2</sub>	-3981,02	5,2511E+01	-2,2708E-01	3,2866E-04	220	290	-

## 10.2. Data Entalpi Pembentukan Standar

### 10.2.1. Data Entalpi Penguapan *Organic*

**Tabel 1.11.** Enthalpi Penguapan *Organic* (Yaws, 1999)

Data Entalpi Penguapan H <sub>vap</sub> (Kjoule/mol)							
Komponen	A	B	C	T <sub>min</sub>	T <sub>max</sub>	H <sub>f</sub> @298K	H <sub>f</sub> @500K
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	78,32	-9,5998E-02	4,7011E-05	298	1000	50	38,07
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	-144,67	-1,7028E-01	8,4057E-05	298	1000	-187,78	-208,79
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	230,953	-4,7911E-02	2,3229E-05	298	1000	218,82	212,8

### 10.2.2. Data Enthalpi Penguapan *Inorganic*

**Tabel 1.12.** Enthalpi Penguapan *Inorganic* (Yaws, 1999)

Data Enthalpi Penguapan H <sub>vap</sub> (Kjoule/mol)						
Komponen	A	B	C	H <sub>f</sub> @298K	U <sub>f</sub> @298K	S @298K
				kjoule/mol	kjoule/mol	J/(mol.K)
NH <sub>3</sub>	0,000	0,000	0,000	-45,9	-43,42	192,8
H <sub>2</sub> O	0,000	0,000	0,000	-241,8	-240,56	188,8
N <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	191,6
O <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	205,2
CO <sub>2</sub>	0,000	0,000	0,000	-393,5	-393,5	213,8

### 10.3. Neraca Panas

Kondisi Operasi		
	°C	K
T <sub>in</sub>	339,00	612,15
T <sub>out</sub>	339,00	612,15
T <sub>ref</sub>	25	298,15

#### 10.3.1. Panas Masuk (Q Masuk)

$$T_{in} = 612,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298,15 \text{ K}$$

Tabel 1.13. Panas Masuk Reaktor

Komponen	Q <sub>in</sub> (Panas Masuk)				
	Arus 9		H <sub>in</sub> = ∫ Cp.dT		Q <sub>in</sub> = n ∫ Cp.dT
	kmol/jam	kg/jam	Joule/mol.K	kJ/kmol.K	kJ/jam
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	16,57	1.524,57	48.895,32	48.895,32	810.263,69
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,03	3,06	72.970,88	72.970,88	2.229,44
NH <sub>3</sub>	134,12	2.279,98	12.688,81	12.688,81	1.701.777,06
H <sub>2</sub> O	0,64	11,46	10.945,52	10.945,52	6.966,93
N <sub>2</sub>	258,51	7.238,19	9.250,45	9.250,45	2.391.303,85
O <sub>2</sub>	60,15	1.924,81	9.641,88	9.641,88	579.961,12

**Tabel 1.13. Panas Masuk Reaktor (Lanjutan)**

CO <sub>2</sub>	0,06	2,75	13.467,69	13.467,69	841,65
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	0,00	0,00	48.168,65	48.168,65	0,00
<b>Total</b>	<b>470,07</b>	<b>12.984,80</b>	<b>226.029,21</b>	<b>226.029,21</b>	<b>5.493.343,75</b>

**10.3.2. Panas Keluar (Q Keluar)**

Tout = 612,15 K

Tref = 298,15 K

**Tabel 1.14. Panas Keluar Reaktor**

Komponen	Qout (Panas Keluar)				
	Arus 10		Hout = ∫ Cp.dT		Qout = n ∫ Cp.dT
	kmol/jam	kg/jam	Joule/mol.K	kJ/kmol.K	kJ/jam
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	3,77	346,84	48.895,32	48.895,32	184.334,99
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,03	3,06	72.970,88	72.970,88	2.229,44
NH <sub>3</sub>	75,45	1.282,59	12.688,81	12.688,81	957.325,63
H <sub>2</sub> O	108,78	1.957,96	10.945,52	10.945,52	1.190.606,03
N <sub>2</sub>	281,63	7.885,57	9.250,45	9.250,45	2.605.180,69
O <sub>2</sub>	3,47	111,06	9.641,88	9.641,88	33.463,35
CO <sub>2</sub>	2,67	117,59	13.467,69	13.467,69	35.992,26
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	12,43	1.280,14	48.168,65	48.168,65	598.666,31
<b>Total</b>	<b>488,22</b>	<b>12.984,80</b>	<b>226.029,21</b>	<b>226.029,21</b>	<b>5.607.798,71</b>

### 10.3.3. Panas Reaksi (Q Reaksi)

#### a) Reaksi Utama

	C7H8	+	NH3	+	1,5 O2	→	C7H5N	+	3 H2O
m	16,57		134,12		60,15		0,00		0,00
r	12,43		12,43		18,64		12,43		37,29
s	4,14		121,69		41,51		12,43		37,29

#### b) Reaksi Samping 1

	C7H8	+	9O2	→	7CO2	+	4H2O
m	4,14		41,51		0,00		37,29
r	0,37		3,36		2,61		1,49
s	3,77		38,15		2,61		38,78

#### c) Reaksi Samping 2

	2NH3	+	1,5 O2	→	N2	+	3H2O
m	121,69		38,15		0,00		38,78
r	46,24		34,68		23,12		69,36
s	75,45		3,47		23,12		108,14

Tref = 298,15 K

Tooperasi = 612,15 K

$\Delta H R \text{ Total} = -501.091,505 \text{ kJ/kmol}$

$= -119.683,702 \text{ kkal/kmol}$

$Q \text{ Reaksi} = \Delta H R \cdot F A_o$

$= 6.227.839,217 \text{ kJ/jam}$

### 10.3.4. Menentukan Kebutuhan Pendingin

**Tabel 1.15.** Data Densitas Pendingin

<b>Densitas</b>								
$\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$ , g/cm <sup>3</sup> dan T-K								
<b>Komponen</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>n</b>	<b>Tc (K)</b>	<b>T (Celcius)</b>	<b>T (Kelvin)</b>	<b>(1-(T/Tc))<sup>n</sup></b>	<b>f<sup>o</sup> komponen (g/cm<sup>3</sup>)</b>
C <sub>12</sub> H <sub>10</sub>	0,30766	0,25375	0,27892	789,26	180	453,15	0,7881	0,9067
C <sub>12</sub> H <sub>10</sub> O	0,34314	0,27600	0,26661	763,00	225	498,15	0,7542	0,9060

**Tabel 1.16.** Data Viskositas Pendingin

<b>Viskositas</b>						
$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$ , centipoise						
<b>Komponen</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>	<b>D</b>	<b>T (Kelvin)</b>	<b><math>\mu</math>(Cp)</b>
C <sub>12</sub> H <sub>10</sub>	-9,912	2,0514E+03	1,5545E-02	-9,9043E-06	453,15	0,422
C <sub>12</sub> H <sub>10</sub> O	-7,602	1,5551E+03	1,2621E-02	-9,1364E-06	498,15	0,347



**Tabel 1.17.** Data Kapasitas Panas Pendingin

<b>Kapasitas Panas Pendingin</b>									
<b><math>C_p = A + BT + CT^2 + DT^3</math></b>									
<b>Komponen</b>	<b>BM</b>	<b>A</b>	<b>B</b>	<b>C</b>	<b>D</b>	<b>T (Kelvin)</b>	<b>Cp (Joule/mol.K)</b>	<b>Cp (kJ/kmol.K)</b>	<b>Cp (kJ/kg.K)</b>
C <sub>12</sub> H <sub>10</sub>	154,21	27,519	1,5432E+00	-3,1647E-03	2,5801E-06	453,15	317,049	317,049	2,056
C <sub>12</sub> H <sub>10</sub> O	170,21	109,032	1,1920E+00	-2,5769E-03	2,2960E-06	498,15	347,186	347,186	2,040

### 10.3.5. Menentukan Kalor dan Massa Pendingin

Q masuk + Q Reaksi = Q Keluar + Q pendingin

Q pendingin = (Q masuk + Q Reaksi) - Q Keluar

Q = 6.113.384,25 kJ/jam

Cp Dowtherm A pada 180°C = 2,056 kJ/kg.K

Cp Dowtherm A pada 225°C = 2,040 kJ/kg.K

T<sub>in</sub> = 180°C = 453,15 K

T<sub>out</sub> = 225°C = 498,15 K

T<sub>ref</sub> = 25°C = 298,15 K

$\Delta H = C_p \cdot \Delta T$

(1.12)

Sehingga  $\Delta H = \Delta H (225^\circ\text{C}) - \Delta H (180^\circ\text{C})$

$$\Delta H = 89,278 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = m C_p \Delta T \quad (1.13)$$

$$m = \frac{Q}{\Delta H} \quad (1.14)$$

$$m = 68.476,01 \text{ kg/jam}$$

### 10.3.6. Crosscheck Nilai Pengaruh Perubahan Entalpi

**Tabel 1.18.** Kapasitas Panas Campuran dalam Reaktor

Komponen	BM	kg/jam	xi	Cp (Joule/mol.K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kJ/kg.K)	Cp Camp (kJ/kg.K)
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	1524,57	0,12	48895,32	48895,32	531,47	62,40
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	100	3,06	0,00	72970,88	72970,88	729,71	0,17
NH <sub>3</sub>	17	2279,98	0,18	12688,81	12688,81	746,40	131,06
H <sub>2</sub> O	18	11,46	0,00	10945,52	10945,52	608,08	0,54
N <sub>2</sub>	28	7238,19	0,56	9250,45	9250,45	330,37	184,16
O <sub>2</sub>	32	1924,81	0,15	9641,88	9641,88	301,31	44,66
CO <sub>2</sub>	44	2,75	0,00	13467,69	13467,69	306,08	0,06
C <sub>7</sub> H <sub>5</sub> N	103	0,00	0,00	48168,65	48168,65	467,66	0,00
<b>Total</b>			<b>12984,80</b>	<b>1,00</b>	<b>226029,21</b>	<b>226029,21</b>	<b>4021,09</b>

$$\begin{aligned}
 Q &= 11.721.182,96 \\
 m &= 12.984,80 \\
 C_p &= 423,06 \\
 T_1 &= 339,00 \\
 T_2 &= 341,13
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total		
Keterangan	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Umpan	5.493.343,75	0,00
Q Produk	0,00	5.607.798,71
Q Reaksi	6.227.839,22	0,00
Q Pendingin	0,00	6.113.384,25
<b>Total</b>	<b>11.721.182,96</b>	<b>11.721.182,96</b>

### 13. Menentukan Stoikiometri Reaksi

Dari reaksi (1) (Cavalli, 1987), ditentukan senyawa toluena ( $C_7H_8$ ) atau A sebagai *limiting reactan*, di mana:

$$C_A = C_{A0} \cdot \left( \frac{1 - X_A}{1 + \varepsilon \cdot X_A} \right) \quad (1.15)$$

Konsentrasi pada setiap reaktan dapat ditentukan sebagai berikut:

Komponen	A	B	C	D	E
Mula-Mula	$Ca_0/(1+\epsilon.X_a)$	$Cb_0/(1+\epsilon.X_a)$	$Cc_0/(1+\epsilon.X_a)$	0	0
Rx	$(-Ca_0.X_a)/(1+\epsilon.X_a)$	$(-Ca_0.X_a)/(1+\epsilon.X_a)$	$(-1,5.Ca_0.X_a)/(1+\epsilon.X_a)$	$((Ca_0.X_a)/(1+\epsilon.X_a))$	$((3.Ca_0.X_a)/(1+\epsilon.X_a))$
Sisa	$(Ca_0/(1+\epsilon.X_a)) - ((Ca_0.X_a)/(1+\epsilon.X_a))$	$(Cb_0/(1+\epsilon.X_a)) - ((Ca_0.X_a)/(1+\epsilon.X_a))$	$(Cc_0/(1+\epsilon.X_a)) - ((1,5.Ca_0.X_a)/(1+\epsilon.X_a))$	$((Ca_0.X_a)/(1+\epsilon.X_a))$	$((3.Ca_0.X_a)/(1+\epsilon.X_a))$

Di mana:

$$CT_0 = CA_0 + CB_0 + CCO \quad (1.16)$$

Diketahui:

$$Ca_0 = \frac{F_m}{F_v \text{ Total}} \quad (1.17)$$

$$F_v = 7865,315 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$X_a = 0,75$$

$$Ca_0 = 0,002 \text{ kmol/m}^3$$

$$Cb_0 = 0,017 \text{ kmol/m}^3$$

$$Cc_0 = 0,008 \text{ kmol/m}^3$$

$$Cd_0 = 0 \text{ kmol/m}^3$$

$$Ce_0 = 0,00008 \text{ kmol/m}^3$$

$$P \text{ Total} = 3 \text{ atm}$$

maka, stoikiometri dapat ditentukan sebagai berikut:

Komponen	A	B	C	D	E
Mula-Mula	0,002	0,017	0,007	0	0
Rx	-0,001534931	-0,001534931	-0,002302396	0,001534931	0,004685718
<b>Sisa</b>	<b>0,001</b>	<b>0,015</b>	<b>0,005</b>	<b>0,002</b>	<b>0,005</b>

Konsentrasi total dapat ditentukan dengan menjumlahkan seluruh sisa reaksi, sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 C_T &= \frac{(C_{A0} + C_{B0} + C_{C0}) + 0,5 \cdot C_{A0} \cdot X_A}{1 + \epsilon \cdot X_A} & (1.18) \\
 &= \frac{(C_{T0}) + 0,5 \cdot C_{A0} \cdot X_A}{1 + \epsilon \cdot X_A} \\
 &= 0,027
 \end{aligned}$$

#### 14. Menentukan Tekanan Parsial Reaksi

Dari reaksi (1) diperoleh:

$$\delta = 1 + 3 - 1 - 1 - 1,5 = 0,5$$

$$y_{A0} = \frac{\text{mol } C_7H_8}{\text{mol } (C_7H_8 + NH_3 + O_2)} = \frac{16,57 \text{ kmol/jam}}{(16,57 + 134,12 + 60,15) \text{ kmol/jam}} = 0,079$$

$$\epsilon = y_{A0} \cdot \delta = 0,039$$

Berdasarkan persamaan stoikiometri, dapat ditentukan tekanan parsial senyawa berdasarkan fraksi konsentrasi.

Diketahui:

$$n = 40$$

$$\Delta X_a = X_a/n = 0,02$$

**Tabel 1.19.** Tekanan Parsial Reaksi

<b>Xa</b>	<b>yA</b>	<b>yB</b>	<b>yC</b>	<b>yD</b>	<b>yE</b>
0,00	0,0786	0,6361	0,2853	0,00000000	0,00000000
0,02	0,0771	0,6342	0,2829	0,0015	0,0044
0,04	0,0755	0,6322	0,2805	0,0029	0,0088
0,06	0,0740	0,6303	0,2780	0,0044	0,0132
0,08	0,0725	0,6284	0,2756	0,0059	0,0176
0,09	0,0710	0,6264	0,2732	0,0073	0,0220
0,11	0,0694	0,6245	0,2708	0,0088	0,0264
0,13	0,0679	0,6226	0,2684	0,0103	0,0308
0,15	0,0664	0,6207	0,2660	0,0117	0,0352
0,17	0,0649	0,6187	0,2636	0,0132	0,0395
0,19	0,0634	0,6168	0,2613	0,0146	0,0439
0,21	0,0619	0,6149	0,2589	0,0161	0,0482
0,23	0,0604	0,6130	0,2565	0,0175	0,0526
0,24	0,0589	0,6111	0,2541	0,0190	0,0569
0,26	0,0574	0,6092	0,2517	0,0204	0,0613
0,28	0,0559	0,6073	0,2494	0,0219	0,0656
0,30	0,0544	0,6054	0,2470	0,0233	0,0699
0,32	0,0529	0,6035	0,2446	0,0247	0,0742
0,34	0,0514	0,6016	0,2423	0,0262	0,0785
0,36	0,0499	0,5997	0,2399	0,0276	0,0828
0,38	0,0484	0,5978	0,2376	0,0290	0,0871
0,39	0,0469	0,5959	0,2352	0,0305	0,0914
0,41	0,0454	0,5941	0,2329	0,0319	0,0957
0,43	0,0440	0,5922	0,2305	0,0333	0,1000
0,45	0,0425	0,5903	0,2282	0,0348	0,1043
0,47	0,0410	0,5884	0,2259	0,0362	0,1085
0,49	0,0395	0,5866	0,2235	0,0376	0,1128
0,51	0,0381	0,5847	0,2212	0,0390	0,1170
0,53	0,0366	0,5828	0,2189	0,0404	0,1213
0,54	0,0351	0,5810	0,2166	0,0418	0,1255
0,56	0,0336	0,5791	0,2142	0,0433	0,1298
0,58	0,0322	0,5772	0,2119	0,0447	0,1340
0,60	0,0307	0,5754	0,2096	0,0461	0,1382
0,62	0,0293	0,5735	0,2073	0,0475	0,1424
0,64	0,0278	0,5717	0,2050	0,0489	0,1466
0,66	0,0263	0,5698	0,2027	0,0503	0,1508
0,68	0,0249	0,5680	0,2004	0,0517	0,1550
0,69	0,0234	0,5661	0,1981	0,0531	0,1592
0,71	0,0220	0,5643	0,1958	0,0545	0,1634
0,73	0,0205	0,5625	0,1935	0,0559	0,1676
0,75	0,0191	0,5606	0,1912	0,0573	0,1718

Tekanan parsial senyawa dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$P_{\text{Parsial}} = y \times P_{\text{Total}} \quad (1.19)$$

Sehingga, tekanan parsial dalam satuan (atm) didapatkan melalui tabel berikut:

**Tabel 1.19.** Tekanan Parsial Reaksi (Lanjutan)

<b>Xa</b>	<b>Pa</b>	<b>Pb</b>	<b>Pc</b>	<b>Pd</b>	<b>Pe</b>
0,00	0,2358	1,9083	0,8559	0,0000	0,0000
0,02	0,2312	1,9025	0,8486	0,0044	0,0133
0,04	0,2266	1,8967	0,8414	0,0088	0,0265
0,06	0,2220	1,8909	0,8341	0,0132	0,0397
0,08	0,2175	1,8851	0,8269	0,0176	0,0529
0,09	0,2129	1,8793	0,8197	0,0220	0,0661
0,11	0,2083	1,8735	0,8125	0,0264	0,0792
0,13	0,2038	1,8678	0,8053	0,0308	0,0924
0,15	0,1992	1,8620	0,7981	0,0352	0,1055
0,17	0,1947	1,8562	0,7909	0,0395	0,1186
0,19	0,1902	1,8505	0,7838	0,0439	0,1317
0,21	0,1857	1,8447	0,7766	0,0482	0,1447
0,23	0,1811	1,8390	0,7695	0,0526	0,1578
0,24	0,1766	1,8333	0,7624	0,0569	0,1708
0,26	0,1721	1,8276	0,7552	0,0613	0,1838
0,28	0,1676	1,8219	0,7481	0,0656	0,1968
0,30	0,1631	1,8162	0,7410	0,0699	0,2097
0,32	0,1586	1,8105	0,7339	0,0742	0,2227
0,34	0,1542	1,8048	0,7269	0,0785	0,2356
0,36	0,1497	1,7991	0,7198	0,0828	0,2485
0,38	0,1452	1,7935	0,7127	0,0871	0,2614
0,39	0,1408	1,7878	0,7057	0,0914	0,2743
0,41	0,1363	1,7822	0,6987	0,0957	0,2871
0,43	0,1319	1,7765	0,6916	0,1000	0,3000
0,45	0,1274	1,7709	0,6846	0,1043	0,3128
0,47	0,1230	1,7653	0,6776	0,1085	0,3256
0,49	0,1186	1,7597	0,6706	0,1128	0,3384
0,51	0,1142	1,7541	0,6636	0,1170	0,3511
0,53	0,1097	1,7485	0,6566	0,1213	0,3639
0,54	0,1053	1,7429	0,6497	0,1255	0,3766
0,56	0,1009	1,7373	0,6427	0,1298	0,3893
0,58	0,0965	1,7317	0,6358	0,1340	0,4020
0,60	0,0921	1,7262	0,6288	0,1382	0,4147
0,62	0,0878	1,7206	0,6219	0,1424	0,4273
0,64	0,0834	1,7150	0,6150	0,1466	0,4399
0,66	0,0790	1,7095	0,6081	0,1508	0,4525
0,68	0,0747	1,7040	0,6012	0,1550	0,4651
0,69	0,0703	1,6984	0,5943	0,1592	0,4777

**Tabel 1.19.** Tekanan Parsial Reaksi (Lanjutan)

0,71	0,0659	1,6929	0,5874	0,1634	0,4903
0,73	0,0616	1,6874	0,5806	0,1676	0,5028
0,75	0,0573	1,6819	0,5737	0,1718	0,5153

**15. Katalisator****13.1. Karakteristik Katalis****Tabel 1.20.** Karakteristik Katalis

Katalis	V-Ti-O (V <sub>2</sub> O <sub>5</sub> /TiO <sub>2</sub> )	
Jenis	Padatan	
<i>Melting point</i>	690	°C
<i>Boiling point</i>	3.380	°C
Densitas	3,35	gr/cm <sup>3</sup>
	3.350	kg/m <sup>3</sup>
Densitas <i>Bulk</i>	82	lb/ft <sup>3</sup>
	1,314	gr/cm <sup>3</sup>
	1.313,517	kg/m <sup>3</sup>
<i>Spesific gravity</i>	3,4	
<i>Appearance</i>	<i>Yellow-Orange Powder</i>	
<i>Outside Diameter (OD)</i>	0,0045	m
	0,45	cm
	4,5	mm
<i>Inside Diameter (ID)</i>	0,0018	m
	0,18	cm
	1,8	mm
Panjang (L)	0,0045	m
Porositas	0,48	

(Sumber: US Vanadium &amp; Cavalli, 1987)

**13.2. Menentukan Volume Katalis**

Diasumsikan bahwa katalis memiliki geometri bola dan memiliki diameter yang sama dengan volume silinder, sehingga:

$$V_K = \frac{\pi}{4} (D_{out}^2 - D_{in}^2) L \quad (1.20)$$

Di mana:

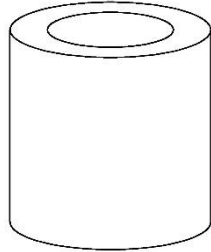
$V_K$  = Volume katalis, cm<sup>3</sup>

$D_{in}$  = Diameter dalam katalis, cm

$D_{out}$  = Diameter luar katalis, cm



L = Panjang katalis, cm



Jenis : V-Ti-O  
 Din : 0,18 cm  
 Dout : 0,45 cm  
 L : 0,45 cm

$$\begin{aligned} \text{Katalis pada setiap partikel (V}_K) &= \frac{3,14}{4} (0,45^2 - 0,18^2) 0,45 = 0,06 \text{ cm}^3 \\ &= 0,00000006 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

di mana dalam pemasangan katalis dalam tube, akan terdapat rongga kosong. Oleh karena itu, perlu menghitung volume total katalis (V<sub>TK</sub>).

$$\begin{aligned} V_{TK} &= \frac{V_K}{(1-x)} & (1.21) \\ x \text{ (porositas)} &= 0,48 \\ V_K &= 0,06 \text{ cm}^3 \\ V_{TK} &= V_K + V_{\text{kosong}} \\ &= 0,116 \text{ cm}^3 \\ &= 0,00000012 \text{ m}^3 \\ V_{\text{kosong}} &= x \cdot V_{TK} \\ &= 0,055 \text{ cm}^3 \\ &= 0,00000006 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### 13.3. Menentukan Volume Bola Katalis

Diameter bola dinyatakan dalam:

$$V_B = \frac{\pi}{6} D_p^3 \quad (1.22)$$

Di mana:

V<sub>B</sub> = Volume bola, cm<sup>3</sup>

D<sub>p</sub> = Diameter partikel, cm

$$\text{Diameter bola pada setiap partikel (D}_p) = \frac{(6 \times 0,06 \text{ cm}^3)}{(3,14^{1/3})} = 0,486 \text{ cm}$$

Porositas katalis dapat ditentukan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Luas area bola} &= \pi \cdot D_p^3 & (1.23) \\ &= 3,14 \cdot (0,486)^2 = 0,74 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas area katalis} &= (\pi \cdot D_{\text{out}} \cdot (D_{\text{in}} + D_{\text{out}})) & (1.24) \\ &+ 2 \cdot \left( \frac{\pi \cdot (D_{\text{out}}^2 - D_{\text{in}}^2)}{4} \right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= (3,14 \cdot 0,45 \cdot (0,18 + 0,45)) + 2 \cdot \left( \frac{3,14 \cdot (0,45^2 - 0,18^2)}{4} \right) \\ &= 1,16 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sphericity } (\Psi) &= \frac{\text{Luas area bola}}{\text{Luas area katalis}} & (1.25) \\ &= \frac{0,74 \text{ cm}^2}{1,16 \text{ cm}^2} = 0,64 \end{aligned}$$

Dari Fig. 223 Brown (1950), hal. 214, didapatkan nilai porositas sebesar:

Porositas ( $\epsilon$ ) = 0,48

## 16. Perancangan Dimensi Reaktor

### 14.1. Menentukan Volume Reaktor

Diketahui:

$$\begin{aligned} k &= 759,5 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{atm}^{-1} \\ \text{PC7H8} &= 0,0573 \text{ atm} \\ \text{KC7H8} &= 191,9 \text{ atm}^{-1} \\ \text{PNH3} &= 1,6819 \text{ atm} \\ \text{KNH3} &= 24,1 \text{ atm}^{-1} \\ (-r_A), \text{ dengan konversi 75\%} &= 0,828 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1} \end{aligned}$$

Volume reaktor dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan perancangan:

$$F_{A0} = \frac{dX_A}{dV} = (-r_a) \quad (1.26)$$

$$\int_0^V dV = F_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_a)} \quad (1.27)$$

$$V = F_{A0} \int_0^{0,8} \frac{dX_A}{(-r_a)} \quad (1.28)$$

Dengan menggunakan persamaan (1.1), dapat ditentukan laju reaksi (-r<sub>A</sub>) pada setiap perubahan konversi yang disajikan dalam tabel berikut:

**Tabel 1.21.** Simpson 1/3

<b>Tabel Simpson 1/3</b>			
<b>n</b>	<b>X<sub>Ai</sub></b>	<b>(-r<sub>1</sub>)</b>	<b>1/(-r<sub>1</sub>)</b>
0	0	1,942	0,515
1	0,02	1,925	0,519
2	0,04	1,908	0,524
3	0,06	1,891	0,529
4	0,08	1,873	0,534
5	0,09	1,855	0,539
6	0,11	1,837	0,544
7	0,13	1,818	0,550
8	0,15	1,799	0,556
9	0,17	1,780	0,562
10	0,19	1,760	0,568
11	0,21	1,739	0,575
12	0,23	1,718	0,582
13	0,24	1,696	0,589
14	0,26	1,674	0,597
15	0,28	1,652	0,605
16	0,30	1,629	0,614
17	0,32	1,605	0,623
18	0,34	1,581	0,633
19	0,36	1,556	0,643
20	0,38	1,530	0,654
21	0,39	1,504	0,665
22	0,41	1,477	0,677
23	0,43	1,449	0,690
24	0,45	1,421	0,704
25	0,47	1,391	0,719
26	0,49	1,361	0,735
27	0,51	1,330	0,752
28	0,53	1,298	0,770
29	0,54	1,265	0,790
30	0,56	1,232	0,812
31	0,58	1,197	0,836
32	0,60	1,161	0,861
33	0,62	1,124	0,890

**Tabel 1.21.** Simpson 1/3 (Lanjutan)

34	0,64	1,086	0,921
35	0,66	1,046	0,956
36	0,68	1,005	0,995
37	0,69	0,963	1,038
38	0,71	0,920	1,087
39	0,73	0,875	1,143
40	0,75	0,828	1,208

Dengan menggunakan persamaan Simpson 1/3, didapatkan nilai a untuk menentukan volume reaktor menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\int f(x)dx = \frac{\Delta x}{3} [f_0 + 4(f_1 + f_3 + f_5 \dots f_{n-1}) + 2(f_2 + f_4 + f_6 \dots f_{n-2}) + f_n] \quad (1.29)$$

Didapatkan nilai  $a = 0,366 \text{ l/mol}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{s}^{-1}$ , sehingga volume reaktor dapat ditentukan dengan:

$$V = F_{A0} \times a = 4,60 \text{ mol/s} \times 0,366 = 1,685 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{oversize 20\%}} = 2,022 \text{ m}^3$$

#### 14.2. Menentukan Ukuran Tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio  $D_p/D_t$  terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong ( $hw/h$ ) telah diteliti oleh Colburn's, yaitu:

**Tabel 1.22.** Smith, Chem Kinetic Eng, hal. 571

$D_p/D_t$	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
$hw/h$	5,5	7	7,8	7,5	7	6,6

Dipilih  $D_p/D_t = 0,15$  karena memiliki perpindahan panas yang besar.

di mana:

$hw$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

$h$  = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

$D_p$  = diameter katalisator

Dt = diameter *tube*

Dp = 0,0045 m

Dt = 0,030 m  
= 1,181 in

Berdasarkan Tabel 11. Kern (1983), hal. 844, dipilih spesifikasi pipa sebagai berikut:

*Nominal pipe size, IPS,* = 1,25 in  
OD = 1,66 in  
ID = 1,38 in  
*Schedule No.* = 40  
*Flow area per pipe* = 1,5 in<sup>2</sup>  
*Weight per lin ft, lb steel* = 2,28

Berdasarkan Tabel 10. Kern (1983), hal. 843, dipilih ukuran *tube* sebagai berikut:

BWG = 16  
OD = 1,25 in  
= 0,03175 m  
= 3,175 cm  
ID = 1,12 in  
= 0,0284 m  
= 2,8448 cm  
*Flow area per tube* = 0,985 in<sup>2</sup>  
*Wall thickness* = 0,065 in  
*Surface per lin ft* = 0,3271 ft<sup>2</sup>/ft  
(*outside*)  
*Surface per lin ft (inside)* = 0,2932  
*Weight per lin ft* = 0,9 lb *steel*

Asumsi bilangan Reynold (Re) = 3.100, nilai Re yang biasa digunakan untuk fase gas dengan aliran transisi.

$$\begin{aligned}
 Re &= 3.100 \\
 \mu &= 0,099 \text{ kg/m.jam} \\
 Dt &= 0,0284 \text{ m} \\
 Gt &= \frac{\mu \cdot NRe}{Dt} \tag{1.30}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Gt &= 10771,42 \text{ kg/m}^2.\text{jam} \\
 &= 0,299 \text{ gr/cm}^2.\text{s} \\
 &= 2.206,16 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 G &= 12.984,801 \text{ kg/jam} \\
 At &= \frac{G}{Gt} \tag{1.31}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 At \text{ (luas penampang total)} &= 1,205 \text{ m}^2 \\
 &= 12.054,864 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

$$A_0 = \frac{\pi}{4} ID^2 \tag{1.32}$$

$$\begin{aligned}
 A_0 \text{ (luas penampang pipa)} &= 0,000635 \text{ m}^2 \\
 &= 6,353 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{A_0} \tag{1.33}$$

$$\begin{aligned}
 Nt \text{ (jumlah pipa) max} &= 1.897,532 \text{ buah} \\
 &= 1.898 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

$$Re = 3.100$$

Friction factor ( $f_D$ ) diperoleh dari Fig. 69, Brown (1950), hal.76 (Asumsi = Spheres) karena yang paling mendekati garis.

$$\begin{aligned}
 f_D &= 0,4 \\
 \rho_b &= 1.313,517 \text{ kg/m}^3 \\
 \rho_g &= 1,651 \text{ kg/m}^3 \\
 D_p &= 0,0045 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$V_{max} = \sqrt{\frac{4 \cdot (\rho_b - \rho_g) \cdot g \cdot Dp}{3 \cdot \rho_g \cdot f_D}} \quad (1.34)$$

$$\begin{aligned} V_{max} &= 10,808 \text{ m/s} \\ &= 38.908,666 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_g} \quad (1.35)$$

$$\begin{aligned} G &= 7.865,315 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2.184.809,75 \text{ cm}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$A_t = \frac{Q}{V_{max}} \quad (1.36)$$

$$\begin{aligned} A_t &= 0,202 \text{ m}^2 \\ &= 2.021,482 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$Nt \text{ min} = \frac{A_t}{A_0} \quad (1.37)$$

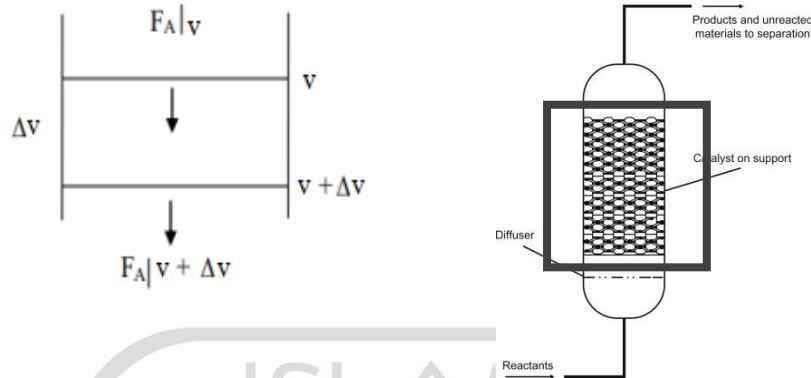
$$\begin{aligned} Nt \text{ min} &= 318,197 \text{ buah} \\ &= 2.617 \text{ buah} \end{aligned}$$

## 17. Persamaan Matematis

Asumsi:

- Kondisi *steady-state* (tidak dipengaruhi oleh perubahan waktu).
- Gas dianggap mengikuti persamaan gas ideal.
- Alirannya merupakan aliran *plug flow* (tidak ada gradien konsentrasi ke arah radial).
- Perpindahan kalor berlangsung dari dalam pipa ke arah luar.
- Fluida mengalir dengan kecepatan sama dan tetap.

## 15.1. Neraca Massa Komponen



Persamaan neraca massa di dalam reaktor:

*(Rate of Input) - (Rate of Output) + (Rate of Generation) = (Rate of Accumulation)*

$$F_D|_v + F_D|_{v+\Delta v} - (-r_A) \cdot \Delta v = 0 \quad (1.38)$$

$$F_D|_v + F_D|_{v+\Delta v} = (-r_A) \cdot \Delta v$$

$$\frac{F_D|_v + F_D|_{v+\Delta v}}{\Delta v} = (-r_A)$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} F_D|_v + F_D|_{v+\Delta v} = (-r_A) \quad (1.39)$$

$$F_{A0} \frac{dx}{dv} = (-r_A) \quad (1.40)$$

$$\frac{dx}{dv} = \frac{(-r_A)}{F_{A0}} \quad (1.41)$$

$$\frac{dx}{dv} = \frac{k \cdot P_{C_7H_8}}{1 + K_{C_7H_8} \cdot P_{C_7H_8} + K_{NH_3} \cdot P_{NH_3}} \cdot \frac{1}{C_{A0} \cdot F_V} \quad (1.42)$$

di mana:

$$F_A = F_{A0} \cdot (1-x)$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dx$$



## 15.2. Neraca Energi Komponen

Persamaan neraca energi di dalam reaktor:

$$(Rate\ of\ H_{in}) - (Rate\ of\ H_{out}) + (Rate\ of\ H_{Reaction}) + (Rate\ of\ H_{Generation}) = (Rate\ of\ accumulation)$$

$$Rate\ of\ H_{in} = \int_{T_{ref}}^{T_0} F_i C_{pi} dT$$

$$Rate\ of\ H_{out} = \int_{T_{ref}}^T F_i C_{pi} dT$$

$$Rate\ of\ H_{reaction} = \Delta H_R \cdot F_{A0} dx$$

$$Rate\ of\ H_{Generation} = Q_s$$

Persamaan menjadi:

$$\int_{T_{ref}}^{T_0} \Sigma F_i C_{pi} dT - \int_{T_{ref}}^T \Sigma F_i C_{pi} dT - \Delta H_R \cdot F_{A0} dx + Q_s = 0 \quad (1.43)$$

$$\int_{T_{ref}}^{T_0} \Sigma F_i C_{pi} dT - \Delta H_R \cdot F_{A0} dx + Q_s = 0 \quad (1.44)$$

$$\Sigma F_i C_{pi} dT - \Delta H_R \cdot F_{A0} dx + Q_s = 0 \quad (1.45)$$

$$\Sigma F_i C_{pi} dT = \Delta H_R \cdot F_{A0} dx - Q_s = 0 \quad (1.46)$$

$$dT = \frac{\Delta H_R \cdot F_{A0} dx}{\Sigma F_i C_{pi}} \quad (1.47)$$

(diasumsikan berlangsung secara adiabatik dalam perancangan reaktor)

$$T = T_0 - \frac{\Delta H_R \cdot F_{A0} dx}{\Sigma F_i C_{pi}} \quad (1.48)$$

## 18. Menentukan Berat Katalis dan Jumlah Tube

$$V = 1,685 \text{ m}^3$$

$$V_{overdesign\ 20\%} = 2,022 \text{ m}^3$$

$$\text{Berat katalis (W)} = V \cdot \text{Densitas bulk} \quad (1.49)$$

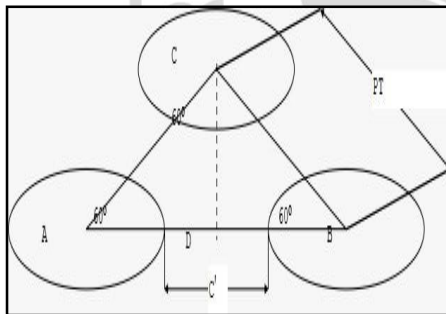
$$= 1,685 \text{ m}^3 \times 1.313,517 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi tumpukan katalis (Z)} &= \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot ID^2} \cdot 0,01 & (1.50) \\
&= \frac{4 \cdot 1,685}{3,14 \cdot 0,0284^2} \cdot 0,01 \\
&= 26,53 \text{ m} \\
&= 1.044,39 \text{ in} \\
&= 87,03 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Karena tinggi tumpukan katalis sangat tinggi, maka dilakukan pendekatan dan disesuaikan dengan standar panjang *tube* (L), (standar = 8, 12, 16, dan 20 ft), paling umum digunakan 16 ft. Dipilih 20 ft.

$$\begin{aligned}
\text{Volume 1 tube} &= 0,0039 \text{ m}^3 \\
\text{Jumlah tube} &= 522,20 \text{ buah} \\
\text{Jumlah tube yang digunakan} &= 525 \text{ buah}
\end{aligned}$$

### 19. Menentukan Diameter Reaktor



Dipilih susunan *tube* dengan pola *triangular* agar turbulensi pada aliran dalam *shell* menjadi besar dan dapat memperbesar koefisien perpindahan panas, sehingga transfer panas lebih baik daripada susunan *square pitch* (Kern, 1983).

$$\begin{aligned}
\text{Susunan tube} &= \text{Triangular} \\
\text{Pitch tube (PT)} &= 1,25 \times \text{ODt} \\
&= 1,563 \text{ in} \\
&= 0,040 \text{ m} \\
\text{Clearance (C)} &= \text{PT} - \text{Odt} \\
&= 0,313 \text{ in} \\
&= 0,0079 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$D_s = \sqrt{\frac{4 \cdot M \cdot P_r^2 \cdot 0.866}{\pi}}$$

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= 37,59 \text{ in} \\ &= 0,95 \text{ m} \\ &= 95,47 \text{ cm} \end{aligned}$$

## 20. Sifat Fisis Pendingin

$$\begin{aligned} \text{Jenis} &= \text{Dowtherm A} \\ \text{T in} &= 180^\circ\text{C} \\ &= 453,15 \text{ K} \\ &= 356^\circ\text{F} \\ \text{P} &= 0,13 \text{ bar} \\ &= 0,13 \text{ atm} \\ &= 13,00 \text{ kPa} \\ &= 0,013 \text{ MPa} \end{aligned}$$

### a. Kapasitas Panas Pendingin

$$\begin{aligned} \text{Cp} &= 0,1152 + 0,0003402 \text{ T} \\ &= 0,27 \text{ cal/gr.K} \\ &= 1,13 \text{ kJ/kg.K} \\ &= 1127,01 \text{ J/kg.K} \\ &= 0,27 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### b. Viskositas Pendingin

$$\begin{aligned} \mu_p &= 35,5898 - 0,04212 \text{ T} \\ &= 16,50 \text{ gr/cm.jam} \\ &= 1,65 \text{ kg/m.jam} \\ &= 1,11 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

### c. Densitas Pendingin

$$\begin{aligned}
 \rho_p &= 1,3644-9,7073 \times 10^{-4} \text{ T} \\
 &= 0,92 \text{ gr/cm}^3 \\
 &= 924,52 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

**d. Konduktivitas Termal Pendingin**

$$\begin{aligned}
 k_p &= 1,512-0,0010387 \text{ T} \\
 &= 1,04 \text{ cal/cm.jam.K} \\
 &= 0,44 \text{ kJ/m.jam.K} \\
 &= 1,07 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

**e. Massa Pendingin yang Digunakan**

$$\begin{aligned}
 m &= 68.476,01 \text{ kg/jam} \\
 &= 68.476,01 \times 330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\
 &= 542.330.027,6 \text{ kg/tahun}
 \end{aligned}$$

**21. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Overall (Ud)**

**a. Tube Side**

$$\begin{aligned}
 C_p &= 40,59 \text{ kJ/kmol.K} \\
 &= 1,56 \text{ kJ/kg.K} \\
 &= 0,37 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \mu &= 0,10 \text{ kg/m.jam} \\
 &= 0,00027 \text{ gr/cm.s} \\
 &= 0,066 \text{ lb/ft.jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 k &= 0,05 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,19 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,03 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$Pr = 0,79$$

=

$$G_t = 10.771,42 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

$$D_t = 0,03 \text{ m}$$

$$= 1,12 \text{ in}$$

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

$$\begin{aligned} L/D &= 214,29 \\ Re &= 3.100 \end{aligned}$$

$$j_h = 9 \quad (\text{Fig. 24. Kern, 1983})$$

$$\begin{aligned} h_i &= 2,78 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \\ &= \\ h_{io} &= 2,49 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

**b. Shell Side (Dowtherm A)**

$$\begin{aligned} T &= 453,15 \text{ K} \\ \mu_s &= 16,50 \text{ gr/cm.jam} \\ &= 1,65 \text{ kg/m.jam} \\ &= 1,11 \text{ lb/ft.jam} \\ C_{ps} &= 0,27 \text{ cal/gr.K} \\ &= 1,13 \text{ kJ/kg.K} \\ &= 0,27 \text{ Btu/lb.°F} \\ k &= 1,04 \text{ cal/cm.jam.K} \\ &= 0,44 \text{ kJ/m.jam.K} \\ &= 1,07 \text{ Btu/hr.ft.°F} \\ ID_s &= 37,59 \text{ in} \\ \text{Baffle} &= 28,19 \text{ in} \\ &= 0,716 \text{ m} \\ PT &= 1,5625 \text{ in} \\ C'(\text{Clearance}) &= 0,3125 \text{ in} \\ W_s &= 68.476,01 \text{ kg/jam} \\ &= 150.963,59 \text{ lb/jam} \\ a_s &= \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot PT} \\ a_s &= 1,47 \text{ ft}^2 \\ &= 0,14 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

(1.51)

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} \quad (1.52)$$

$$G_s = \frac{102.586,65}{1} = 102.586,65 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$De = \frac{4 \cdot (0,5 \cdot PT^2 \cdot 0,866 - 0,5 \cdot \pi \cdot \frac{OD^2}{4})}{0,5 \cdot \pi \cdot OD} \quad (1.53)$$

$$De = 0,90 \text{ in}$$

$$De = 0,08 \text{ ft}$$

$$De = 0,0230 \text{ m}$$

$$Re_s = \frac{G_s \cdot De}{\mu_s} \quad (1.54)$$

$$\text{Bilangan Reynold (Res)} = 6.974,11$$

$$j_h = 45 \text{ (Fig. 28. Kern, 1983)}$$

$$h_o = jH \cdot \left(\frac{K_s}{De}\right) \cdot \left(\frac{Cp_s \cdot \mu_s}{k_s}\right)^{1/3} \quad (1.55)$$

$$h_o = 418,51 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**c. Clean Overall Coefficient**

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad (1.56)$$

$$U_c = 2,48 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**d. Dirt Factor (Rd)**

Nilai UD dan dimensi *tube* ditrial hingga didapatkan Rd hitung  $\geq$  Rd total, di mana : Rd total = Rd *shell* + Rd *tube*. Nilai Rd *shell* dan Rd *tube* didapatkan dari table Tabel 12 Kern Hal. 845

Rd <i>Shell</i> ( <i>organic liquid</i> )	=	0,001 jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu	(Tabel 12. Kern, 1983)
Rd <i>Tube</i> ( <i>gas</i> )	=	0,0005 jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu	(Tabel 12. Kern, 1983)
Rd Total	=	0,0015 jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu	

**e. Design Overall Coefficient**

$$U_d = \frac{1}{R_d + \frac{1}{U_c}} \quad (1.57)$$

$U_d = 2,47 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

**22. Mechanical Design**

Konversi (X)	=	0,75°C
Suhu Masuk	=	339,00°C
Suhu Keluar	=	341,13°C
Panjang Pipa <i>Tube</i>	=	6,10 m
Tekanan Masuk	=	3 atm
	=	44,088 psi
Tekanan Keluar	=	3 atm
	=	44,09 psi
Diameter <i>Shell</i> (IDs)	=	37,59 in
	=	0,95 m
Suhu Pendingin Masuk	=	180°C
Suhu Pendingin Keluar	=	225°C

**20.1. Menghitung Design Tube**

OD	=	1,25 in
L	=	240 in
ID	=	1,12 in
<i>Flow area per tube</i>	=	0,985 in <sup>2</sup>
<i>Surface per ln ft</i> <i>Outside</i>	=	0,3271 ft <sup>2</sup> /ft
<i>Inside</i>	=	0,2932 ft <sup>2</sup> /ft
<i>Weight per ln ft</i>	=	0,9 lb steel
<i>Susunan tube</i>	=	<i>Triangular</i>
Jumlah Pipa	=	525 buah
<i>Pitch</i>	=	1,563 in
<i>Clearance</i>	=	0,313 in

Tipe pengelasan	=	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Efisiensi pengelasan (E)	=	0,8

Faktor korosi (C) = 0,3546 in (Stanley walas, hal.xix)  
 Faktor korosi ini yang biasa digunakan di industri dan diizinkan (min 0,03).

*Maximum allowable stress* = 16.450 psi psi  
 (f)  
 Jari-jari (r) = 0,56 in in

Dari persamaan 13.1 Brownell and Young, 1959 diperoleh:

$$Tebal tube = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C \quad (1.58)$$

di mana:

P = Tekanan dalam tangki, psi

r = Jari-jari dalam *storage*, in

Tebal *tube* = 0,355 in  
 = 0,009 m  
 Tebal *tube* standar = 0,375 in  
 = 0,010 m

## 20.2. Menghitung *Design Shell*

### a. Tekanan Desain (*Max over design 20%*)

Tekanan operasi = 3 atm  
 Tekanan desain = 3,6 atm  
 = 52,906 psi  
 Tekanan *gauge* = 38,206 psig

### b. Tebal *Shell*

IDs = 37,59 in

r = 18,79 in

Efisiensi pengelasan (E) = 0,8

Faktor korosi (C) = 0,3546 in

*Maximum allowable stress* (f) = 16.450 psi

$Tebal shell = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$  (Brownell, 1959)

Tebal *shell* (ts) = 0,430 in



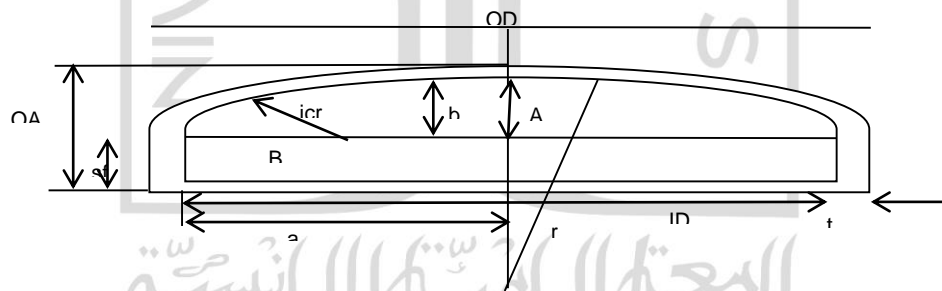
	= 0,01 m
Tebal <i>shell</i> standar	= 0,50 in
	= 0,01 m
Ods = IDs + 2ts	= 38,59 in
	= 0,98 m
	= 3,215 ft
OD standar	= 40 in
(Tabel 5.7, Brownell)	= 1,02 m
	= 3,333 ft

### 20.3. Menghitung *Head* Reaktor

#### a. Bentuk *Head* dan Bahan Konstruksi

Dipilih bentuk *head* reaktor yaitu jenis *torispherical head* karena konstruksinya yang sederhana, ekonomis, dan cocok untuk tekanan 15-200 psi.

#### b. Tebal *Head*



Dari persamaan 13.10 Brownell and Young, 1959 diperoleh:

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E-0,2P} + C \quad (1.59)$$

di mana:

IDs = *inside diameter*, in

Tebal *head* = 0,430 in

= 0,01 m

Tebal *head* standar = 0,5 in

= 0,01 m

### c. Tinggi Head

Dari Tabel 5.7 Brownell, hal. 90 diperoleh:

$$\text{Ods} = 40,00 \text{ in}$$

$$\text{ts} = 0,50 \text{ in}$$

Didapat:

$$\text{icr} = 2,5 \text{ in}$$

$$\text{r} = 40 \text{ in}$$

$$\text{a (IDs/2)} = 18,79 \text{ in}$$

$$\text{AB (a-icr)} = 16,29 \text{ in}$$

$$\text{BC (r-icr)} = 37,50 \text{ in}$$

$$\text{AC (BC}^2\text{-AB}^2\text{)}^{0.5} = 33,78 \text{ in}$$

$$\text{b (r-AC)} = 6,22 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.6 Brownel, hal. 88 dengan  $\text{th} = 0,5$  didapatkan:

$$\text{Thickness} = 0,5 \text{ in}$$

$$\text{Icr} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{sf} = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{Digunakan sf} = 3 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head} = \text{th} + \text{b} + \text{sf}$$

$$= 9,72 \text{ in}$$

$$= 0,81 \text{ ft}$$

$$= 0,25 \text{ m}$$

### 20.4. Menghitung Tinggi Reaktor

$$\text{Tinggi reaktor (H}_r\text{)} = Z + 2 \times \text{top tinggi head} \quad (1.60)$$

$$\text{H}_r = 240 \text{ in} + (2 \times 9,72 \text{ in}) = 259,45 \text{ in}$$

$$= 21,62 \text{ ft}$$

$$= 6,59 \text{ m}$$

## 20.5. Menghitung Volume Reaktor

$$V_h = 2. (0,000049 \times ID_s^3) + \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot (ID_s^2) \cdot sf \quad (1.61)$$

$$V_h = 2. (0,000049 \times (37,59 \text{ in})^3) + \left(\frac{3,14}{4}\right) \cdot (37,59 \text{ in})^2 \cdot 3 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head} &= 6.659,06 \text{ in}^3 \\ &= 0,11 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= 266.154,31 \text{ in}^3 \\ &= 4,36 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor (VH+VS)} &= 272.813,37 \text{ in}^3 \\ &= 4,471 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume (Simpson 1/3)} &= 2,022 \text{ m}^3 \\ &= \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= V/Q \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tube (V)} &= 236,33 \text{ in}^3 \\ &= 0,0039 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$Q = 7.865,32 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$t = 0,00000049 \text{ jam}$$

$$= 0,0018 \text{ detik}$$

## 20.6. Menghitung Diameter Reaktor

$$\text{ID reaktor} = 0,95 \text{ m}$$

$$\text{OD reaktor} = 1,02 \text{ m}$$

$$\text{OD reaktor + tebal isolasi} = 13,41 \text{ m}$$

## 20.7. Menentukan Nozzle

### 20.7.1. Menentukan Diameter Saluran Gas Umpan

$$G \text{ (kecepatan umpan masuk)} = 3,61 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (densitas gas umpan)} = 1,65 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,002 \text{ gr/cm}^3$$

Dari data tersebut kemudian mencari nilai D optimum dengan persamaan:

$$D_{opt} = 293 \cdot G^{0,53} \cdot \rho^{-0,37} \quad (1.62)$$

$$\begin{aligned} \text{Dopt (diameter optimum)} &= 480,39 \text{ mm} \\ &= 18,91 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 Kern (1983), dipilih ukuran standar:

ID	=	19,25 in
OD	=	20 in
IPS	=	20 in
Schedule number	=	20
Flow Area per pipe	=	291 in <sup>2</sup>
Surface per lin ft (Outside)	=	5,236 ft <sup>2</sup> /ft
Surface per lin ft (Inside)	=	5,050 ft <sup>2</sup> /ft
Weight per lin ft	=	78,60 lb steel

### 20.7.2. Menentukan Diameter Saluran Gas Keluar

**Tabel 1.23.** Penentuan Diameter Saluran Gas Keluar

Komponen	BM	kmol/jam	yi	BM.yi
C7H8	92	3,77	0,01	0,71
C7H16	100	0,03	0,00	0,01
NH3	17	75,45	0,15	2,63
H2O	18	108,78	0,22	4,01
N2	28	281,63	0,58	16,15
O2	32	3,47	0,01	0,23
CO2	44	2,67	0,01	0,24
C7H5N	103	12,43	0,03	2,62
<b>Total</b>		<b>488,22</b>	<b>1,00</b>	<b>26,60</b>

$$\rho \text{ (densitas gas keluar)} = 1,59 \text{ kg/m}^3$$

G (kecepatan gas keluar)	=	3,61 kg/s
Dopt	=	487,30 mm
	=	19,19 in

Dari Tabel 11 Kern (1983), dipilih ukuran standar:

ID	=	19,25 in
OD	=	20 in
IPS	=	20 in
<i>Schedule number</i>	=	20
<i>Flow Area per pipe</i>	=	291 in <sup>2</sup>
<i>Surface per lin ft (Outside)</i>	=	5,24 ft <sup>2</sup> /ft
<i>Surface per lin ft (Inside)</i>	=	5,05 ft <sup>2</sup> /ft
<i>Weight per lin ft</i>	=	78,60 lb steel

### 20.7.3. Menentukan Diameter Pendingin Masuk

T pendingin masuk	=	453,15 K
ρp (densitas pendingin)	=	0,92 gr/cm <sup>3</sup>
	=	924,52 kg/m <sup>3</sup>
G (kecepatan aliran pendingin)	=	19,02 kg/s
Dopt	=	111,55 mm
	=	4,39 in

Dari Tabel 11 Kern (1983), dipilih ukuran standar:

ID	=	6,065 in
OD	=	6,625 in
IPS	=	6 in
<i>Schedule number</i>	=	40,00
<i>Flow Area per pipe</i>	=	28,90 in <sup>2</sup>
<i>Surface per lin ft (Outside)</i>	=	1,734 ft <sup>2</sup> /ft
<i>Surface per lin ft (Inside)</i>	=	1,590 ft <sup>2</sup> /ft
<i>Weight per lin ft</i>	=	19,00 lb steel

#### 20.7.4. Menentukan Diameter Pendingin Keluar

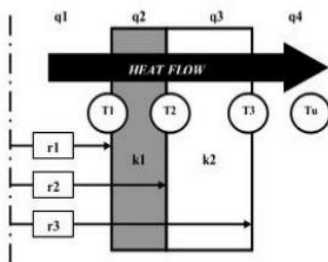
T pendingin keluar	=	498,15 K
$\rho_p$ (densitas pendingin)	=	0,88 gr/cm <sup>3</sup>
	=	880,84 kg/m <sup>3</sup>
G (kecepatan aliran pendingin)	=	19,02 kg/s
Dopt	=	113,57 mm
	=	4,47 in

Dari Tabel 11 Kern (1983), dipilih ukuran standar:

ID	=	6,07 in
OD	=	6,63 in
IPS	=	6 in
Schedule number	=	40
Flow Area per pipe	=	28,90 in <sup>2</sup>
Surface per lin ft (Outside)	=	1,73 ft <sup>2</sup> /ft
Surface per lin ft (Inside)	=	1,59 ft <sup>2</sup> /ft
Weight per lin ft	=	19,00 lb steel

#### 20.8. Menentukan Isolator Reaktor

Di mana:



$r_1$  = Jari-jari dalam *shell*, ft

$r_2$  = Jari-jari luar *shell*, ft

$r_3$  = Jari-jari luar reaktor, ft

$q_1$  = Konveksi dari gas ke *shell*,  
Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

$q_2$  = Konduksi melalui *shell*/ dinding  
reaktor, Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

$q_3$  = Konduksi melalui isolator,  
Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

$q_4$  = Konveksi dari permukaan luar  
isolator ke udara, Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

$T_1$	=	Suhu dinding dalam reaktor, °F
$T_2$	=	Suhu dinding luar reaktor, °F
$T_3$	=	Suhu dinding luar isolator, °F
$T_u$	=	Suhu udara luar, °F

Asumsi:

1. Perpindahan panas dalam keadaan *steady-state* atau tidak dipengaruhi oleh perubahan waktu, sehingga  $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$ .
2. Suhu udara luar dianggap 30°C dan suhu dinding luar isolator 50°C.
3. Suhu permukaan dinding dalam *shell* = suhu media pendingin.

Bahan isolator yang dipakai adalah asbestos. Pemilihan tersebut dikarenakan asbestos mempunyai nilai konduktivitas *thermal* yang cukup rendah dan ekonomis. Asbestos dapat digunakan pada rentang suhu antara 33-750°F (Rase and Barrow, 1957).

### 20.8.1. Sifat Fisis Asbestos

Diketahui sifat fisis asbestos menurut (Holman, 1986):

$k_{is}$	=	0,1575 W/m.°C	(Appendix A-3, Holman 1986)
$\rho_{is}$	=	520 kg/m <sup>3</sup>	(Appendix A-3, Holman 1986)
$\epsilon_{is}$	=	0,96	(Appendix A-10, Holman 1986)

Diketahui data:

$T_1$	=	475,65 K
	=	202,50°C
	=	396,50°F
$T_2$	=	467,46 K
	=	194,31°C
	=	381,76°F
$T_3$	=	323 K
	=	49,85°C
	=	121,73°F
$T_u$	=	303 K

$$\begin{aligned}
 &= 29,85^{\circ}\text{C} \\
 &= 85,73^{\circ}\text{F} \\
 r_1 &= 0,95 \text{ m} \\
 &= 3,13 \text{ ft} \\
 r_2 &= 1,02 \text{ m} \\
 &= 3,33 \text{ ft} \\
 r_3 &= 13,41 \text{ m} \\
 &= 44,00 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Data *stainless steel*:

$$k_s = 20,02 \text{ W/m}\cdot^{\circ}\text{C} \quad (\text{Appendix A-2, Holman 1986})$$

Data sifat fisis udara:

$$T_f = \frac{T_3 + T_u}{2} \quad (1.63)$$

$$T_f = \frac{323 + 303}{2}$$

$$\begin{aligned}
 T_f &= 313 \text{ K} \\
 &= 39,85^{\circ}\text{C} \\
 &= 103,73^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

**Tabel 1.24.** Data Sifat Fisis Udara (Appendix A-5 Holman, 1986)

T, K	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	$C_p$ , kJ/kg $\cdot^{\circ}\text{C}$	$\mu \times 10^5$ , kg/m.s	$\nu \times 10^6$ , m <sup>2</sup> /s	$k$ , W/m $\cdot^{\circ}\text{C}$	Pr
300	1,1774	1,0057	1,8462	15,69	0,02624	0,708
350	0,998	1,009	2,075	20,76	0,03003	0,697

Dari interpolasi Appendix A-5 Holman (1986), diperoleh:

$$\rho_{ud} = \left(\frac{T_f - 300}{350 - 300}\right)(0,998 - 1,1774) + 1,1774$$

$$= 1,13 \text{ kg/m}^3$$

$$\left(\frac{T_f - 300}{350 - 300}\right)(1,009 - 1,0057) + 1,0057$$



$$\begin{aligned}
C_p &= \\
&= 1,01 \text{ kJ/kg.K} \\
\mu &= \left( \frac{T_f - 300}{350 - 300} \right) (2,075 - 1,8462) + 1,8462 \times 10^{-5} \\
&= 1,90569\text{E-}05 \text{ kg/m.s} \\
\nu &= \left( \frac{T_f - 300}{350 - 300} \right) (2,76 - 15,69) + 15,69 \times 10^{-6} \\
&= 1,70082\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{s} \\
k_{ud} &= \left( \frac{T_f - 300}{350 - 300} \right) (0,03003 - 0,02624) + 0,02624 \\
&= 0,03 \text{ W/m.}^\circ\text{C} \\
Pr &= \left( \frac{T_f - 300}{350 - 300} \right) (0,697 - 0,708) + 0,708 \\
&= 0,71 \text{ kg/m}^3
\end{aligned}$$

Diketahui data:

$$\beta = \frac{1}{T_f} \tag{1.64}$$

$$\beta = \frac{1}{313}$$

$$\beta = 3,19\text{E-}03 \text{ K}^{-1}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$L = 6,10 \text{ m}$$

### 20.8.2. Menentukan Bilangan *Grashof*

$$G_r = \frac{g\beta(T_3 - T_u)L^3}{\nu^2} \tag{1.65}$$

$$G_r = \frac{9,8 \cdot 3,19\text{E-}03 (323 - 303) 6,10^3}{1,70082\text{E-}05^2}$$

$$G_r = 4,90377\text{E+}11$$

### 20.8.3. Menentukan Bilangan *Rayleigh* (Ra)

$$Ra = Gr \times Pr \quad (1.66)$$

$$Ra = 4,90377E + 11 \times 0,71$$

$$Ra = 3,46E+11 \quad (\text{Turbulen})$$

Bilangan *Rayleigh* (Ra) didefinisikan sebagai produk dari bilangan *Grashof* yang menggambarkan hubungan antara daya apung dan viskositas dalam cairan, sedangkan bilangan *Prandtl* adalah menggambarkan hubungan antara momentum difusivitas & difusivitas termal. Nilai Ra di atas termasuk aliran turbulen karena nilainya lebih dari 4000, di mana laminer < 2300 < transisi < 4000 turbulen.

### 20.8.4. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Konveksi (hc)

$$hc = 0,1 \cdot \frac{k}{L} \cdot (Gr \cdot Pr)^{\frac{1}{3}} \quad (1.67)$$

$$hc = 0,1 \cdot \frac{0,03}{6,10} \cdot (3,46E + 11)^{\frac{1}{3}}$$

$$hc = 3,135 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

### 20.8.5. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Radiasi (hr)

$$hr = \frac{\epsilon_{is} \sigma (T_3^4 - T_u^4)}{(T_3 - T_u)} \quad (1.68)$$

$$hr = \frac{0,965,669 \times 10^{-8} (323^4 - 303^4)}{(323 - 303)}$$

$$hr = 6,682 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 6,682 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C}$$

### 20.8.6. Menentukan T<sub>2</sub> dari Neraca Panas Tiap Lapisan

$$q_2 = \frac{2\pi L(T_1 - T_2)k}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)} \quad (1.69)$$

$$q_3 = \frac{2\pi L(T_2 - T_3)k_{is}}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} \quad (1.70)$$

$$q_4 = (hc + hr)2\pi R_3 L(T_3 - T_u) \quad (1.71)$$

Karena kondisi *steady-state*, maka  $q_2 = q_3 = q_4$

$T_2$  ditrial hingga nilai  $R_3 = R_3'$ , diperoleh:

$$T_2 = 201,809^\circ\text{C}$$

Untuk  $q_2 = q_4$ , maka:

$$R_3 = \frac{(T_1 - T_2)k}{(hc + hr)(T_3 - T_u)\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)} \quad (1.72)$$

$$R_3 = \frac{(202,50 - 201,809) \cdot 20,02}{(3,135 + 6,68)(49,85 - 29,85)\ln\left(\frac{1,02}{0,95}\right)}$$

$$R_3 = 1,13 \text{ m}$$

Untuk  $q_3 = q_4$ , maka:

$$R_3' = \frac{(T_2 - T_3)k_{is}}{(hc + hr)(T_3 - T_u)\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)} \quad (1.73)$$

$$R_3 = \frac{(201,809 - 49,85) \cdot 0,16}{(3,135 + 6,68)(49,85 - 29,85)\ln\left(\frac{1,13}{1,02}\right)}$$

$$R_3' = 1,13 \text{ m}$$

sehingga diperoleh tebal isolasi:

$$\begin{aligned} R_3 - R_2 &= 1,13 - 1,02 \text{ m} \\ &= 0,12 \text{ m} \\ &= 4,56 \text{ in} \\ &= 54,77 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 20.8.7. Menghitung $Q_{loses}$ ( $q_4$ )

Dengan menggunakan persamaan 1.66, maka:

$$q_4 = (3,135 + 6,68)2 \cdot (3,14) \cdot (6,10) \cdot (49,85 - 29,85)$$

$$\begin{aligned} q_4 &= 8.507,96 \text{ J/s} \\ &= 30.628,67 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### 20.9. Menghitung Kombinasi Beban

Dengan mengasumsikan bahwa reaktor tidak memiliki *platform* dan *ladder*, sehingga beban angin dipertimbangkan terhadap diameter bejana serta diameter pipa.

#### 20.9.1. Tekanan Angin

$$P_w = 0,0025V_w^2 \quad (1.74)$$

di mana:

$$P_w = \text{Tekanan angin, lb/ft}^2$$

$$V_w = \text{Kecepatan angin} = 33,6 \text{ mph}$$

sehingga besarnya tekanan angin adalah:

$$P_w = 0,0025 \cdot (33,6 \text{ mph})^2 = 2,82 \text{ lb/ft}^2$$

#### 20.9.2. Tegangan Geser

Tegangan geser total dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$V = P_w \cdot D \cdot H \quad (1.75)$$

di mana:

$$V = \text{Tegangan geser total, lb}$$

$$P_w = \text{Tekanan angin} = 2,82 \text{ lb/ft}^2$$

$$D = \text{Diameter luar bejana, ft}$$

$$H = \text{Tinggi vessel, ft}$$

sehingga besarnya tegangan geser adalah:

$$\begin{aligned} V &= 2,82 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \cdot 3,215 \text{ ft} \cdot 21,62 \text{ ft} \\ &= 196,2 \text{ lb} \end{aligned}$$

### 20.9.3. Momen Angin

Besarnya momen akibat angin pada dasar bejana, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$M = P_w \cdot D \cdot H \cdot h \quad (1.76)$$

di mana:

$$h = \frac{H}{2}, \text{ ft} \quad (1.77)$$

$$\begin{aligned} M &= 2,82 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \cdot 3,215 \text{ ft} \cdot 21,62 \text{ ft} \cdot 10,81 \text{ ft} \\ &= 2.121,10 \text{ lb} \end{aligned}$$

Besarnya momen karena angin pada sambungan *head* bawah:

$$M_T = M - h_T(V - 0,5P_w D h_T) \quad (1.78)$$

di mana:

$$M_T = \text{Momen pada sambungan } head \text{ bawah, lb.ft}$$

$$M = \text{Momen pada dasar bejana, lb}$$

$$h_T = \text{Jarak sambungan } head \text{ bawah dari dasar} = 2,08 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} M_T &= 2.121,10 \text{ lb} - 2,08 \text{ ft} \cdot (196,2 \text{ lb} - 0,5 \cdot 2,82 \text{ lb/ft}^2 \cdot 3,215 \text{ ft} \cdot 2,08 \text{ ft}) \\ &= 1.732,61 \text{ lb.ft} \end{aligned}$$

Besarnya momen karena angin perlu ditambah dengan momen karena beban angin ( $M_p = 4450 \text{ lb.ft}$  untuk diameter pipa 6 in), sehingga akan didapat:

$$M_w = M_T + M_p \quad (1.79)$$

$$\begin{aligned} M_w &= 1.732,61 \text{ lb.ft} + 4450 \text{ lb.ft} \\ &= 6.182,61 \text{ lb.ft} \end{aligned}$$

### 20.9.4. Beban Gempa

#### a) Berat Bejana Tekan (Kondisi Operasi)

- Berat *shell* dapat diasumsikan sebagai berikut:

$$W_s = 3681,6 \text{ lb} \text{ (asumsi berat baja } 0,2833/\text{cubic in)}$$

- *Top Head* jenis *ellipsoidal head* 2:1 dapat diasumsikan:

$$W_{th} = 571,7 \text{ lb} \text{ (Buthod, 1995)}$$

- *Bottom Head* jenis *ellipsoidal head* 2:1 dapat diasumsikan:

$$W_{bh} = 571,7 \text{ lb (Buthod, 1995)}$$

**b) Berat Fluida Test Hidrolik**

$$W_f = V \cdot \rho_f \tag{1.80}$$

di mana:

$$\begin{aligned} V &= \text{Volume bejana tekan, ft}^3 \\ \rho_f &= \text{Massa jenis air} = 62,2 \text{ lb/ft}^3 \\ W_f &= 157,880 \text{ ft}^3 \cdot 62,2 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 9.826,43 \text{ lb} \end{aligned}$$

**c) Berat Inlet dan Outlet Nozzle**

Berat *inlet* ( $W_{in}$ ) dan *outlet* ( $W_{out}$ ) *nozzle* dapat diasumsikan memiliki nilai 30,8 lb (Buthod, 1995).

**d) Berat Inspection Opening**

Berat *inspection opening* ( $W_{io}$ ) dapat diasumsikan memiliki nilai 129,0 lb (Buthod, 1995).

**e) Berat Drain Opening**

Berat *drain opening* ( $W_d$ ) dapat diasumsikan memiliki nilai 3,6 lb (Buthod, 1995).

**f) Berat Total Vessel**

$$\begin{aligned} W_t &= W_s + W_{th} + W_{bh} + W_{in} + W_{out} + W_{io} + W_d + W_f \tag{1.81} \\ W_t &= 14.845,85 \text{ lb} \\ &= 7,42 \text{ ton} \end{aligned}$$

**g) Berat Bejana Aktual**

Berat bejana tekan aktual harus ditambah dengan 6% total berat untuk menutup kemungkinan terjadinya kelebihan berat material dan toleransi

manufaktur serta berat pengelasan, sehingga akan didapat berat bejana tekan aktual adalah:

$$\begin{aligned} W_{act} &= 23.753,35 \text{ lb} \\ &= 11,88 \text{ ton} \end{aligned}$$

## 20.10. Menentukan Design Inlet & Outlet

Diameter (D)	= 0,955 m
Tekanan Operasi (Po)	= 44,09 psi
Tekanan Desain (Pd)	= 52,91 psi
Temperatur Operasi (To)	= 642,20°F
Temperatur Desain (Td)	= 692,20°F
<i>Maximum allowable stress</i> (f)	= 16450 psi

### 20.10.1. Shell

Material *Stainless Steel SA 167 Grade 8 Type 309*

*Maximum allowable stress* (f) = 16450 psi

Tebal *shell* ( $t_s$ ) = 0,5 in

### 20.10.2. Neck and Flange

Diketahui data:

- Tipe = *Weld Neck Flange Class 600*
- Material *Neck & Flange* = A53B
- *Maximum allowable stress Neck & Flange* ( $S_{nf}$ ) = 17300 psi
- Diameter dalam ( $D_i$ ) = 6,06 in, untuk ukuran nominal pipa 6 in (Buthod, 1995)
- Diameter luar ( $D_o$ ) = 6,62 in

Dengan asumsi, *tebal neck* ( $t_n$ ) sebesar 0,82 in

$$\begin{aligned} \text{Tebal Flange } (t_{rn}) &= \frac{P_d R}{S E - 0,6 P_d} & (1.82) \\ &= \frac{52,91 \text{ psi} \cdot \frac{6,06 \text{ in}}{2}}{16450 \text{ psi} \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 52,91 \text{ psi}} \end{aligned}$$

$$= 0,012 \text{ in}$$

$$\text{Tebal dinding } Nozzle (t_{no}) = t_n + t_r \quad (1.83)$$

$$= 0,82 \text{ in} + 0,012 \text{ in}$$

$$= 0,832 \text{ in}$$

### 20.10.3. Reinforcement

#### a) Luas Bidang Penguat Diperlukan

Dapat ditentukan dengan persamaan berikut:

$$A = d_n \cdot t_s \quad (1.84)$$

$$A = 6,06 \text{ in} \cdot 0,5 \text{ in}$$

$$= 3,033 \text{ in}^2$$

#### b) Luas Bidang Penguatan yang Tersedia

##### 1. Luas Bidang A<sub>1</sub>

Luas bidang A<sub>1</sub> yang digunakan merupakan luas yang paling kecil dari dua perhitungan:

$$A_1 = 2 \cdot (t - t_r) \cdot (t_{no} + t) \quad (1.85)$$

$$A_1 = 2 \cdot (0,5 \text{ in} - 0,012 \text{ in}) \cdot (0,832 \text{ in} + 0,5 \text{ in})$$

$$= 1,301 \text{ in}^2$$

##### 2. Luas Bidang A<sub>2</sub>

Luas bidang A<sub>2</sub> yang digunakan merupakan luas yang paling besar dari dua perhitungan:

$$A_2 = 5 \cdot t_{no} \cdot (t_{no} - t_r) \quad (1.86)$$

$$A_2 = 5 \cdot 0,832 \text{ in} \cdot (0,832 \text{ in} - 0,012 \text{ in})$$

$$= 3,409 \text{ in}^2$$

##### 3. Luas Bidang A<sub>41</sub>

$$A_{41} = (leg)^2 f_{r2} \quad (1.87)$$

di mana:

*leg* = Ukuran las minimum = 0,280 in



$f_{r2}$  = Faktor reduksi kekuatan

$$\begin{aligned} A_{41} &= (0,28 \text{ in})^2 \frac{17300 \text{ psi}}{16450 \text{ psi}} \\ &= 0,082 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

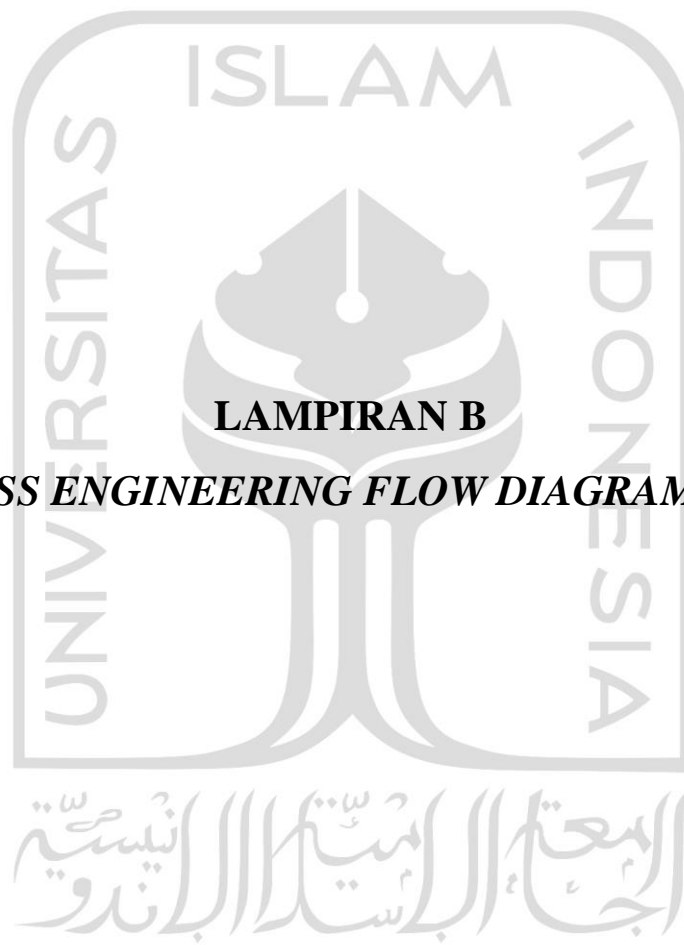
#### 4. Luas Bidang $A_{\text{Total}}$

$$A_{\text{Total}} = A_1 + A_2 + A_{41}$$

(1.88)

$$\begin{aligned} A_{\text{Total}} &= (1,301 + 3,409 + 0,082) \text{ in}^2 \\ &= 4,792 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

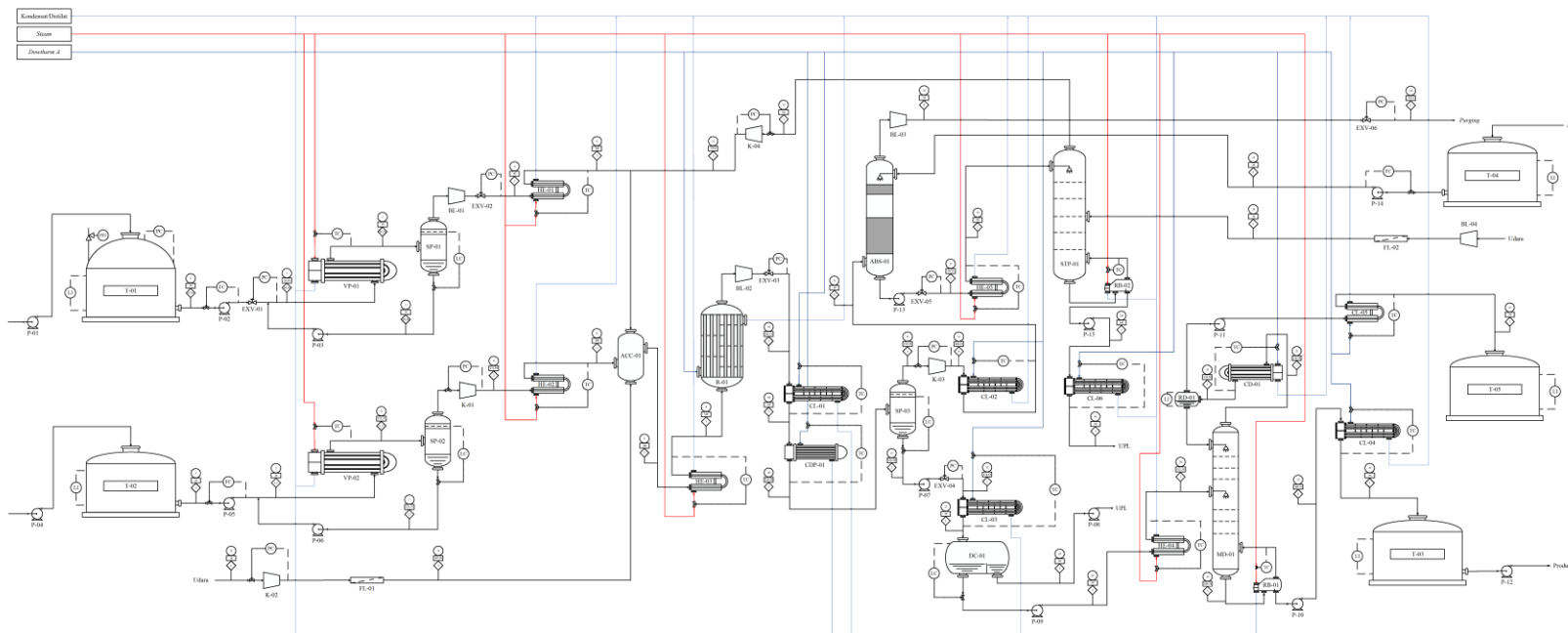




**LAMPIRAN B**

***PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)***

## PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK BENZONITRIL DARI AMONIA DAN TOLUENA KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Simbol	Keterangan
○	Normal Air
◻	Temperatur, °C
◇	Tekanan, atm
→	Pneumatic
—	Piping
—	Steam
—	Discharge A
—	Kondensat Dangkal
⊞	Control Valve
PC	Pressure Control
TC	Temperature Control
LC	Level Control
LI	Level Indicator
FC	Flow Control
FSV	Pressure Safety Valve
EXV	Expansion Valve
P	Pompa
K	Kompresor
BE	Blower
ACC	Aluminate
BE	Blower
CL	Coiler
VP	Vaporizer
CDP	Condenser Partial
CD	Condenser
RD	Reflux Drum
R	Reaktor
SP	Separator
DC	Decanter
MD	Motors Dangkal
ABS	Absorber
SIP	Stripper
RB	Reboiler
T	Tangki

Komponen	ARUS (kg/jam)																						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	1.524,57	1.829,60	305,03	1.524,57	1.524,57	346,84	2,49	344,35	0,00	2,49	0,00	0,00	0,00	0,00	1,02	343,33	339,90	3,43	0,00
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	3,06	3,50	0,44	3,06	3,06	0,03	3,02	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,02	0,01	0,01	0,00	0,00
NH <sub>3</sub>	2.279,98	2.283,36	3,38	2.279,98	0,00	0,00	0,00	0,00	2.279,98	1.282,59	1.282,59	0,00	0,00	64,13	1.218,46	0,00	1.157,54	60,92	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	11,46	14,25	2,79	11,46	0,00	0,00	0,00	0,00	11,46	1.957,96	21,61	1.936,35	6.536,89	21,61	6.536,89	0,00	0,00	6.536,89	1.931,46	4,90	4,89	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	7.238,19	7.885,57	7.885,57	0,00	0,00	7.885,57	0,00	7.238,19	7.238,19	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	7.238,19
O <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1.924,81	111,06	111,06	0,00	0,00	111,06	0,00	1.924,81	1.924,81	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1.924,81
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,75	117,59	117,59	0,00	0,00	94,07	23,52	2,75	5,10	21,17	0,00	0,00	0,00	0,00	2,75
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> N	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1.280,14	0,89	1.279,25	0,00	0,89	0,00	0,00	0,00	0,00	3,87	1.275,38	12,75	1.262,63	0,00
<b>Total</b>	<b>2.291,44</b>	<b>2.297,60</b>	<b>6,17</b>	<b>2.291,44</b>	<b>1.527,62</b>	<b>1.833,10</b>	<b>308,47</b>	<b>1.527,62</b>	<b>12.984,80</b>	<b>12.984,80</b>	<b>9.421,82</b>	<b>3.562,98</b>	<b>6.536,89</b>	<b>8.179,84</b>	<b>7.778,87</b>	<b>9.165,74</b>	<b>10.325,63</b>	<b>6.618,98</b>	<b>1.939,37</b>	<b>1.623,61</b>	<b>387,58</b>	<b>1.266,06</b>	<b>9.165,74</b>

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRARANCANGAN PABRIK BENZONITRIL DARI AMONIA DAN  
TOLUENA KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh:  
Yusef Badran (19521006)  
Nin Bagan Wironomo (19521118)

Dosen Pembimbing:  
Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D




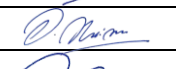





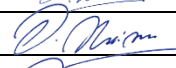

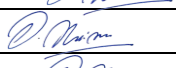







**LAMPIRAN C**  
**KARTU KONSULTASI PRARANCANGAN PABRIK**

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Yosef Budiman  
 NIM : 19521006
2. Nama Mahasiswa : Niti Bagus Wirotomo  
 NIM : 19521118
- Judul Prarancangan \*) : PRARANCANGAN PABRIK BENZONITRIL DARI  
 AMONIA DAN TOLUENA KAPASITAS 10.000  
 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**

Batas Akhir Bimbingan : **6 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	10 Oktober 2022	Perkenalan dan Diskusi Mengenai Tahap Prarancangan Pabrik	
2.	10 November 2022	Penentuan Kapasitas Pabrik	
3.	15 Desember 2022	Data Kinetika Reaksi	
4.	5 Januari 2023	Tinjauan Termodinamika dan Kinetika, Pemilihan Proses, Perancangan Produk, Diagram Alir Kualitatif	
5.	12 Januari 2023	Spesifikasi Bahan Baku	
6.	3 Februari 2023	Perancangan Reaktor	
7.	10 April 2023	Perancangan Reaktor Tahap 2	
8.	18 April 2023	Perancangan Reaktor Tahap 3	
9.	9 Mei 2023	Perancangan Reaktor Tahap 4	
10.	23 Mei 2023	Perancangan Reaktor Tahap 5	
11.	13 Juni 2023	Perancangan Alat Pemisah Tahap 1	
12.	20 Juni 2023	Perancangan Alat Pemisah Tahap 1	
13.	4 Juli 2023	Perancangan PEFD Tahap 1	
14.	11 Juli 2023	Perancangan PEFD Tahap 2 dan Penentuan Kondisi Tangki	
15.	17 Juli 2023	Perancangan PEFD Tahap 3, Perancangan Heat Exchanger, dan Perhitungan Neraca Panas	
16.	25 Juli 2023	Penentuan Lokasi Pabrik dan Utilitas	
17.	4 Agustus 2023	Evaluasi Ekonomi	

**Dosen Pembimbing,**



**Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.**

