

**PRA RANCANGAN PABRIK NITROMETANA DARI ASAM  
NITRAT DAN METANA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

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



Oleh :

Nama : Tiara Maheswari Rahmi

No. Mhs : 18521124

Nama : Hafni Khairani Siregar

No.Mhs : 18521189

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

**2023**

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

## PRA RANCANGAN PABRIK NITROMETANA DARI ASAM NITRAT DAN METANA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Tiara Maheswari Rahmi

Nama : Hafni Khairani Siregar

No.Mhs : 18521124

No.mhs : 18521189

Yogyakarta, 25 Januari 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan 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.



Tiara Maheswari Rahmi



Hafni Khairani Siregar

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK NITROMETANA DARI ASAM NITRAT DAN  
METANA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama : Tiara Maheswari Rahmi      Nama : Hafni Khairani Siregar

No.Mhs : 18521124

No.mhs : 18521189

Yogyakarta, 24 Januari 2023

Pembimbing I

Pembimbing II



Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.



Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng.

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRA RANCANGAN PABRIK NITROMETANA DARI ASAM NITRAT DAN METANA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Tiara Maheswari Rahmi

Nama : Hafni Khairani Siregar

No.Mhs : 18521124

No.mhs : 18521189

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, 1 Februari 2023

Tim Penguji

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.  
Ketua Penguji



Dyah Retno Sawitri, Dr., S.T., M.Eng.  
Penguji I



Umi Rofiqah, S.T., M.T.  
Penguji II



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Tekonologi Industri



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



## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikum Wr., Wb.*

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Nitrometana Dari Asam Nitrat Dan Metana Kapasitas 25.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan 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 dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Rahmat dan Hidayahnya yang senantiasa memberikan kemudahan dalam mengerjakan Tugas Akhir ini.
2. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
5. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II Tugas

Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.

6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Teman – teman Teknik Kimia 2018 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, terutama bagi para pembaca serta penyusun, Aamiin.

*Wassalamu'alaikum Wr., Wb.*

Yogyakarta, 1 Februari 2023



Tiara Maheswari Rahmi



Hafni Khairani Siregar

## LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Ibu Nina, orang tua saya yang telah membesarkan dengan penuh cinta dan kasih sayang yang tulus. Terimakasih atas segala doa, semangat dan dukungan moral maupun materi. kakak saya, serta keluarga besar saya yang telah memberikan do'a, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang luar biasa..

Hafni Khairani Siregar sebagai partner pra rancangan pabrik saya ini, yang selama ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat dan dukungan selama ini. Semoga kita mendapatkan ilmu yang bermanfaat untuk diri sendiri maupun orang lain.

Atlet Club, teman-teman terdekat saya dari jaman mahasiswa baru sampai saat ini. Terima kasih telah menerima segala suka duka selama perkuliahan. Terima kasih telah menjadi seorang hebat yang bisa melewati rintangan semasa menjalani kuliah. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk kedepan nya.

Teknik Kimia UII 2018, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan.

Tiara Maheswari Rahmi

Teknik Kimia UII 2018

## LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT atas rahmatnya, Karunianya kepada saya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Saya sangat bersyukur kepada Allah SWT yang telah memberikan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Atas kekuatan yang diberikan-Nya dan ridhonya, Saya bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik

Terimakasih kepada kedua orang tua saya Bapak Khairil Siregar dan Almh. Ibu Jannah telah memberikan do'a dan kasih sayang serta berjuang dan berkorban untuk masa depan anak-anak yang lebih baik. Terimakasih kepada kakak adik saya Rina Khairija Siregar, Dina Khalida Siregar, Hadratul Akmal Siregar serta keponakan saya Annisa dan Erdogan yang telah memberikan doa, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang luar biasa.

Untuk partner saya Tiara Maheswari Rahmi terimakasih sudah terus berjuang bersama dalam menyelesaikan tahapan-tahapan untuk mendapatkan gelar S.T bersama. Terimakasih atas waktu, ilmu, semangat, dan dukungan selama ini. Semoga kita bisa mewujudkan mimpi-mimpi kita dikemudian hari.

Terimakasih kepada Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing I dan ibu Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II atas bimbingan dan arahnya selama ini sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir dengan baik



Untuk Kontrakan kita (Silvia darwina, Gifty Dube), terimakasih telah memberikan dukungan dari awal kuliah hingga saat ini. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat serta kesehatan dan rezeki yang berlimpah dan sukses kedepannya dan dapat dipertemukan kembali dalam keadaan yang lebih baik.

Beauty Besty (Nazla Atika, Dien Amama, Rahmi Lailani) sahabat saya, terimakasih telah memberikan dukungan sedari SMA hingga saat ini. Semoga kita selalu diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses terus kedepannya dan dapat dipertemukan kembali dalam keadaan yang lebih baik.

Teknik Kimia UII, 2018, almamater tercinta, yang memiliki andil besar di dalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses kedepannya dan dipertemukan diwaktu dan tempat yang terbaik.

Hafni Khairani Siregar

Teknik Kimia UII 2018

# DAFTAR ISI

## Halaman Judul

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	vi
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL .....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
DAFTAR LAMPIRAN .....	xv
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN .....	xvi
ABSTRAK .....	xviii
ABSTRACT .....	xix
<b>BAB I.....</b>	<b>1</b>
<b>PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.2.1 Kebutuhan Nitrometana di Indonesia .....	2
1.2.2 Prediksi Kapasitas Prarancangan Pabrik Nitrometana.....	3
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku .....	4
1.3 Tinjauan Pustaka .....	4
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	7
1.4.1 Tinjauan Termodinamika .....	7
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	11
<b>BAB II .....</b>	<b>15</b>
<b>PROSES PRODUKSI .....</b>	<b>15</b>
2.1 Spesifikasi Produk.....	15
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	16
2.3 Pengendalian Kualitas .....	16

2.3.1	Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	17
2.3.2	Pengendalian Kualitas Produk .....	17
2.3.3	Pengendalian Proses.....	17
<b>BAB III</b>	<b>.....</b>	<b>19</b>
<b>PERANCANGAN PROSES</b>	<b>.....</b>	<b>19</b>
3.1	Diagram Alir Proses dan Material.....	19
3.2	Uraian Proses.....	21
3.2.1	Tahap Persiapan Bahan Baku.....	21
3.2.2	Tahap Proses Reaksi .....	21
3.2.3	Tahap Pemurnian Hasil .....	22
3.2.4	Tahap Penyimpanan Produk .....	22
3.3	Spesifikasi Alat Proses .....	23
3.3.1	Spesifikasi Reaktor (R-01).....	23
3.3.2	Spesifikasi Alat Pemisah.....	24
3.3.3	Spesifikasi Tangki Penyimpanan .....	27
3.3.4	Spesifikasi Alat Transportasi Bahan .....	28
3.3.5	Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	31
3.4	Neraca Massa Total .....	34
3.5	Neraca Massa Alat.....	34
3.6	Neraca Panas .....	36
<b>BAB IV</b>	<b>.....</b>	<b>39</b>
<b>PERANCANGAN PABRIK</b>	<b>.....</b>	<b>39</b>
4.1	Lokasi Pabrik.....	39
4.2	Tata Letak Pabrik ( <i>Plant Layout</i> ).....	42
4.3	Tata Letak Alat Proses ( <i>Machines Layout</i> ) .....	43
4.4	Manajemen Perusahaan.....	45
<b>BAB V</b>	<b>.....</b>	<b>59</b>
<b>UTILITAS</b>	<b>.....</b>	<b>59</b>
5.1	Unit Penyedia dan Pengolahan Air (Water Treatment System).....	60
5.1.1.	Unit Penyedia Air.....	60
5.1.2.	Unit Pengolahan Air.....	64

5.2	Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System).....	68
5.3	Unit pembangkit Listrik (Power Plant System) .....	69
5.4	Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan.....	72
5.5	Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan.....	72
5.6	Unit Penyedia Dowtherm A .....	73
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas .....	75
<b>BAB VI.....</b>		<b>96</b>
<b>EVALUASI EKONOMI.....</b>		<b>96</b>
6.1	Penaksiran Harga Alat.....	97
6.2	Dasar Perhitungan .....	98
6.3	Perhitungan Biaya .....	99
6.4	Analisa Kelayakan.....	100
6.5	Hasil Perhitungan .....	103
6.6	Hasil Analisis Keuntungan .....	107
6.7	Hasil Kelayakan Ekonomi.....	107
<b>BAB VII .....</b>		<b>109</b>
<b>PENUTUP.....</b>		<b>109</b>
7.1	Kesimpulan.....	109
7.2	Saran.....	110
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>111</b>
<b>LAMPIRAN A.....</b>		<b>113</b>
<b>LAMPIRAN B.....</b>		<b>122</b>
<b>LAMPIRAN C.....</b>		<b>123</b>

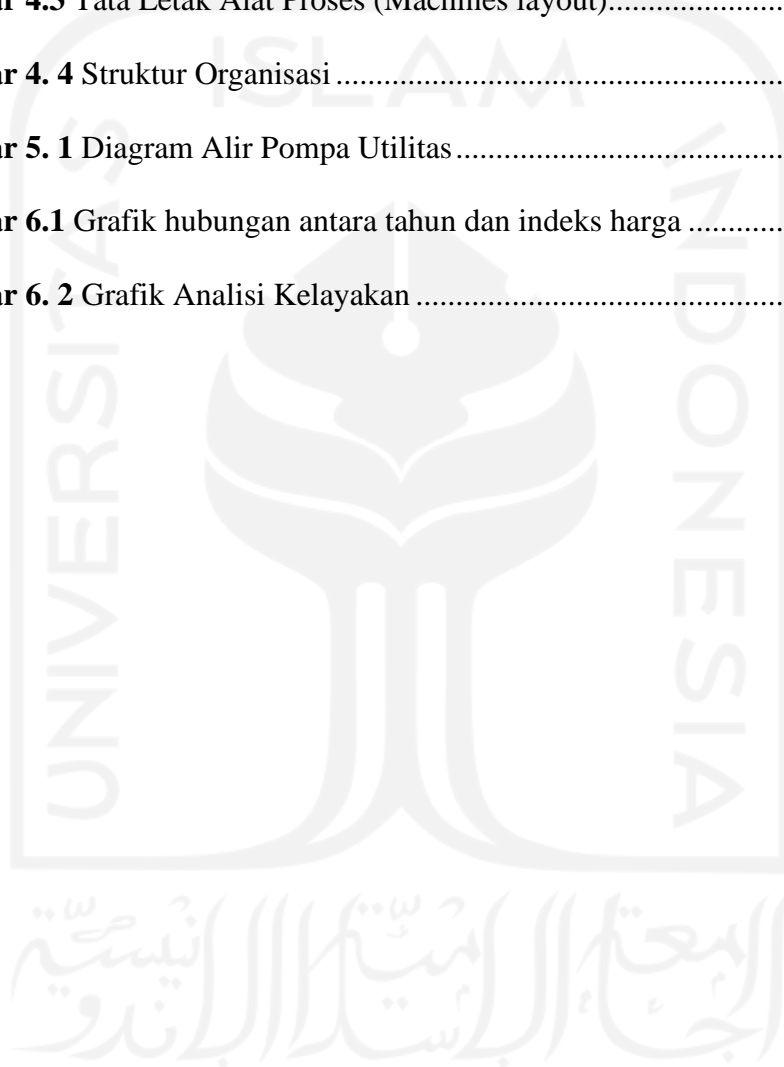
## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1.1</b> Kebutuhan Impor Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) di Indonesia .....	3
<b>Tabel 1.2</b> Harga Bahan Baku dan Produk Proses 1 .....	6
<b>Tabel 1.3</b> Harga Bahan Baku dan Produk Proses 2 .....	6
<b>Tabel 1.4</b> Pemilihan Proses Dari Segi Teknis .....	7
<b>Tabel 1.5</b> Data-Data Panas Pembentukan .....	8
<b>Tabel 1.6</b> Kapasitas Panas Gas Fungsi Suhu .....	8
<b>Tabel 1.7</b> Stoikiometri .....	12
<b>Tabel 2.1</b> Spesifikasi Produk Nitrometana .....	15
<b>Tabel 3.1</b> Spesifikasi Tangki Penyimpanan .....	27
<b>Tabel 3.2</b> Spesifikasi Alat Transportasi Cairan (1) .....	28
<b>Tabel 3.3</b> Spesifikasi Alat Transportasi Cairan (2) .....	29
<b>Tabel 3.4</b> Spesifikasi Alat Transportasi Cair (3) .....	30
<b>Tabel 3.5</b> Spesifikasi Alat Transportasi Cair (4) .....	30
<b>Tabel 3.6</b> Spesifikasi Alat Transportasi Gas .....	31
<b>Tabel 3.7</b> Spesifikasi Furnace .....	31
<b>Tabel 3.8</b> Spesifikasi Heater .....	32
<b>Tabel 3.9</b> Spesifikasi Cooler .....	33
<b>Tabel 3.10</b> Neraca Massa Total .....	34
<b>Tabel 3.11</b> Neraca Massa Vaporizer .....	34
<b>Tabel 3.12</b> Neraca Massa Separator .....	35
<b>Tabel 3.13</b> Neraca Massa di Reaktor .....	35
<b>Tabel 3.14</b> Neraca Massa di Quencher .....	35
<b>Tabel 3.15</b> Neraca Massa di Dekanter .....	36
<b>Tabel 3.16</b> Neraca Panas Vaporizer .....	36
<b>Tabel 3.17</b> Neraca Panas Separator .....	36
<b>Tabel 3.18</b> Neraca Panas Reaktor .....	37
<b>Tabel 3.19</b> Neraca Panas Quencher .....	37

<b>Tabel 3.20</b> Neraca Panas Dekanter.....	37
<b>Tabel 3.21</b> Neraca Panas Furnace .....	38
<b>Tabel 3. 22</b> Neraca Panas Heater-01 .....	38
<b>Tabel 3.23</b> Neraca Panas Heater-02 .....	38
<b>Tabel 4.1</b> Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik .....	41
<b>Tabel 4.2</b> Jadwal Kerja Karyawan Shift.....	53
<b>Tabel 4.3</b> Jumlah Pekerja Pada Alat Produksi .....	55
<b>Tabel 4.4</b> Jumlah pekerja pada alat utilitas .....	55
<b>Tabel 4.5</b> Pembagian Jumlah Karyawan Bagian Produksi, Teknik dan Litbang ..	56
<b>Tabel 4.6</b> Pembagian Jumlah Karyawan Bagian Umum dan Administrasi .....	56
<b>Tabel 4. 7</b> Rincian jumlah karyawan non shift.....	57
<b>Tabel 4.8</b> Rincian jumlah karyawan shift.....	57
<b>Tabel 5.1</b> Kebutuhan Pendingin .....	66
<b>Tabel 5.2</b> Kebutuhan Steam .....	67
<b>Tabel 5.3</b> Kebutuhan Service Water.....	68
<b>Tabel 5.4</b> Unit Pembangkit Listrik .....	69
<b>Tabel 5.5</b> Kebutuhan listrik utilitas .....	70
<b>Tabel 5. 6</b> Kebutuhan lain-lain .....	70
<b>Tabel 5.7</b> Spesifikasi Pompa Utilitas .....	75
<b>Tabel 5.8</b> Spesifikasi Bak Utilitas .....	88
<b>Tabel 5. 9</b> Spesifikasi Tangki Utilitas .....	90
<b>Tabel 5.10</b> Spesifikasi Screening .....	94
<b>Tabel 5.11</b> Spesifikasi Cooling Tower .....	94
<b>Tabel 5.12</b> Spesifikasi Blower Cooling Tower .....	95
<b>Tabel 5.13</b> Spesifikasi Mixed Bed.....	95
<b>Tabel 5.14</b> Spesifikasi Dearator .....	95
<b>Tabel 6. 1</b> Perencanaan Keuangan dan Analisis.....	103
<b>Tabel 6.2</b> Analisis Kelayakan.....	108

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1.1</b> Grafik Import Nitrometana terhadap Tahun .....	3
<b>Gambar 1.2</b> Persamaan Desain .....	12
<b>Gambar 3.1</b> Diagram Alir Kualitatif.....	19
<b>Gambar 3. 2</b> Diagram Alir Kuantitatif.....	20
<b>Gambar 4.1</b> Rencana Lokasi Pendirian Pabrik.....	39
<b>Gambar 4.2</b> Tata Letak Pabrik (Plant Layout) .....	42
<b>Gambar 4.3</b> Tata Letak Alat Proses (Machines layout).....	43
<b>Gambar 4. 4</b> Struktur Organisasi .....	49
<b>Gambar 5. 1</b> Diagram Alir Pompa Utilitas .....	71
<b>Gambar 6.1</b> Grafik hubungan antara tahun dan indeks harga .....	98
<b>Gambar 6. 2</b> Grafik Analisa Kelayakan .....	108



## DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Perancangan Reaktor

Lampiran B *Process Engineering Flow Diagram* (PEFD)

Lampiran C Kartu Konsultasi Bimbingan Prarancangan Pabrik

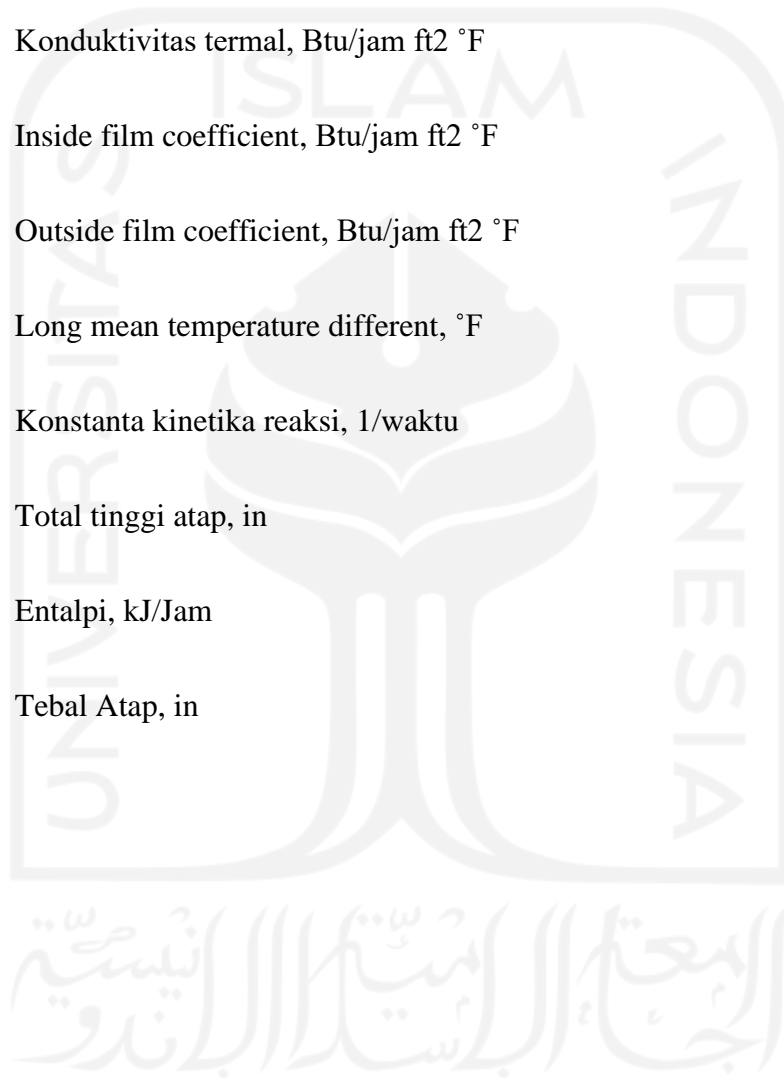




## DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Suhu, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/Jam
A	: Luas Penampang, m <sup>2</sup>
V	: Volume, m <sup>3</sup>
T	: Waktu, jam
M	: Massa, kg
F <sub>v</sub>	: Laju Volumetrik, m <sup>3</sup>
$\Pi$	: Jari- jari, in
P	: <i>Power motor</i> , HP
T <sub>s</sub>	: Tebal dinding, in
$\Delta P_T$	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: Diameter Dalam, in
OD	: Diameter Luar, in
Th	: Tebal Atap, in
Re	: Bilangan Reynold
E	: Energi Aktivasi
X <sub>o</sub>	: Konversi Awal
OA	: Tinggi Head
mp	: Massa Air Pendingin
F	: Allowable Stress, psia

$W_s$	: Aliran massa masuk Shell
$W$	: Tinggi pengaduk, m
$U_d$	: Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
$U_c$	: Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
$R_d$	: Faktor pengotor
$C_p$	: Kapasitas Panas, Btu/lb °F
$K$	: Konduktivitas termal, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
$h_i$	: Inside film coefficient, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
$h_o$	: Outside film coefficient, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
$LMTD$	: Long mean temperature different, °F
$k$	: Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
$W_f$	: Total tinggi atap, in
$\Delta H$	: Entalpi, kJ/Jam
$t_h$	: Tebal Atap, in



## ABSTRAK

Pada saat ini perkembangan industri di Indonesia semakin meningkat dan menunjukkan perkembangan yang sangat pesat, hal ini menunjukkan pembangunan disegala bidang semakin harus lebih diperhatikan. Pembangunan pada industri kimia di Indonesia dapat mengurangi pengeluaran devisa impor bahan kimia dari negara lain. Salah satu produk dari pabrik kimia yang memiliki kegunaan yang penting dan peluang yang bagus adalah Nitrometana. Nitrometana merupakan sebuah senyawa organik dengan rumus kimia  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ . Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun. Dengan memperhatikan faktor-faktor untuk mempertimbangkan penempatan suatu lokasi pabrik Nitrometana dari Asam Nitrat dan Metana dengan kapasitas 25.000 Ton/Tahun yang memenuhi syarat direncanakan akan dibangun di Cikampek, Kab. Karawang, Jawa Barat, Indonesia. Proses Produksi dilakukan menggunakan Reaktor Alir Pipa (RAP) dengan bahan baku Asam Nitrat dan Metana. Proses reaksi dijalankan secara *irreversibel* dan perbandingan komponen umpan mol reaktan antara Asam Nitrat dengan Metana adalah 2:1. Dengan kondisi operasi tersebut dan mengacu pada jurnal dan paten yang ada. Nilai konversi didapat sebesar 30,4%. Reaksi ini berlangsung eksotermis, sehingga untuk menjaga suhu didalam reaktor maka diperlukan pendingin. Pendingin yang digunakan adalah *Dowtherm A*. Hasil keluaran reaktor yang berupa  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$ ,  $\text{HNO}_3$ ,  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ , dan  $\text{H}_2\text{O}$  kemudian diumpankan ke quenching tower, hasil atas Quenching Tower berupa  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  dengan suhu  $108^\circ\text{C}$  dan tekanan 9,8 atm hasil bawah  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ,  $\text{HNO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  selanjutnya masuk ke dalam tangki penyimpanan. Berdasarkan tinjauan ekonomi, pabrik ini membutuhkan *Fixed Capital Investment* (FCI) sebesar Rp 362.690.812.883 *Working Capital Investment* (WCI) sebesar Rp 1.025.168.836.980,05 Analisis pabrik Nitrometana ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak 41,32%, ROI setelah pajak 39,25%. Nilai POT sebelum pajak adalah 1,95 tahun dan POT sesudah pajak adalah 2,03 tahun. Nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 41,76% *Shut Down Point* (SDP) sebesar 19,21% dan *Discounted Cash Flow* (DCFR) sebesar 29,25 %. Berdasarkan data analisis ekonomi tersebut maka pabrik Nitrometana layak untuk dikaji lebih lanjut. Berdasarkan pertimbangan teknik dan ekonomi, pabrik Nitrometana dapat dipertimbangkan lebih lanjut.

Kata kunci: Nitrometana, Produksi, Ekonomi

## ABSTRACT

At this time industrial development in Indonesia is increasing and showing very rapid development, this shows that development in all fields must pay more and more attention. The development of the chemical industry in Indonesia can reduce foreign exchange expenditure on imports of chemicals from other countries. One of the products of chemical manufacturing that has important uses and great opportunities is Nitromethane. Nitromethane is an organic compound with the chemical formula  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ . The factory operates for 330 days in 1 year. Taking into account the factors to consider the location of a Nitromethane from Nitric Acid and Methane plant with a capacity of 25,000 tons/year that meets the requirements, it is planned to be built in Cikampek, Kab. Karawang, West Java, Indonesia. The production process is carried out using a Pipe Flow Reactor (RAP) with Nitric Acid and Methane as raw materials. The reaction process is carried out reversibly and the feed component mole ratio of reactants between Nitric Acid and Methane is 2:1. Under these operating conditions and referring to existing journals and patents. The conversion value obtained is 30.4%. This reaction takes place exothermic, so to maintain the temperature in the reactor, a coolant is needed. The coolant used is Dowtherm A. The output of the reactor in the form of  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$ ,  $\text{HNO}_3$ ,  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ , and  $\text{H}_2\text{O}$  is then fed to the Quenching Tower, the results of the quenching tower are  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  with a temperature of  $108^\circ\text{C}$  and a pressure of 9.8 atm. The bottom products  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ,  $\text{HNO}_3$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  then enter the storage tank. Based on an economic review, this plant requires a *Fixed Capital Investment* (FCI) of Rp. 362,690,812,883 *Working Capital Investment* (WCI) of Rp. 1,025,168,836,980.05 Analysis of this Nitromethane plant shows a value of ROI before tax of 41,32%, ROI after tax of 39,25%. POT before tax is 1,95 years and POT after tax is 2.03 years. The value of the *Break Even Point* (BEP) is 41,76% *Shut Down Point* (SDP) is 19,21% and *Discounted Cash Flow* (DCFR) is 29.25%. Based on the economic analysis data, the Nitromethane plant is worthy of further study. Based on technical and economic considerations, the nitromethane plant may be further considered.

Key words: Nitromethane, Production, Economics

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Pada saat ini perkembangan industri di Indonesia semakin meningkat dan menunjukkan perkembangan yang sangat pesat, hal ini menunjukkan pembangunan disegala bidang semakin harus lebih diperhatikan. Salah satunya peningkatan jumlah pembangunan pabrik-pabrik yang memproduksi bahan kimia, baik yang menghasilkan suatu produk jadi maupun produk antara (intermediet) untuk diolah kembali.

Penyebab dari peningkatan produksi di industri kimia dikarenakan peningkatan permintaan di pasar Indonesia dan seluruh dunia. Pembangunan industri kimia sangat penting karena menjadi salah satu pendorong bagi sektor perekonomian Indonesia dan dapat menghasilkan pendapatan bagi negara. Pembangunan pada industri kimia di Indonesia dapat mengurangi pengeluaran devisa impor bahan kimia dari negara lain.

Salah satu produk dari pabrik kimia yang memiliki kegunaan yang penting dan peluang yang bagus adalah Nitrometana. Nitrometana merupakan sebuah senyawa organik dengan rumus kimia  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ . Pada umumnya dikonsumsi sebagai pembuatan pestisida, serat, obat-obatan, *coating* dan peledak. Nitrometana juga dapat digunakan sebagai bahan adiktif dalam bahan bakar.

Di Indonesia sendiri kebutuhan nitrometana diperkirakan akan terus meningkat sesuai dengan banyaknya jumlah konsumsi industri. Pendirian pabrik nitrometana didalam negeri memiliki beberapa keuntungan, yaitu:

1. Dapat memenuhi kebutuhan Nitrometana dalam negeri dan mengurangi impor dari luar negeri.
2. Bahan baku dapat diperoleh dan didapatkan di Indonesia
3. Membuka lapangan pekerjaan sehingga angka pengangguran dapat menurun
4. Memicu dan mendukung perkembangan industri kimia dengan bahan baku nitrometana di dalam negeri.

## **1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik**

Pengertian kapasitas pabrik adalah hasil produksi maksimum yang dapat diproduksi atau dihasilkan dalam satuan waktu tertentu (Kusuma, 2009). Dalam penentuan kapasitas pabrik Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) ada beberapa pertimbangan sebagai berikut:

### **1.2.1 Kebutuhan Nitrometana di Indonesia**

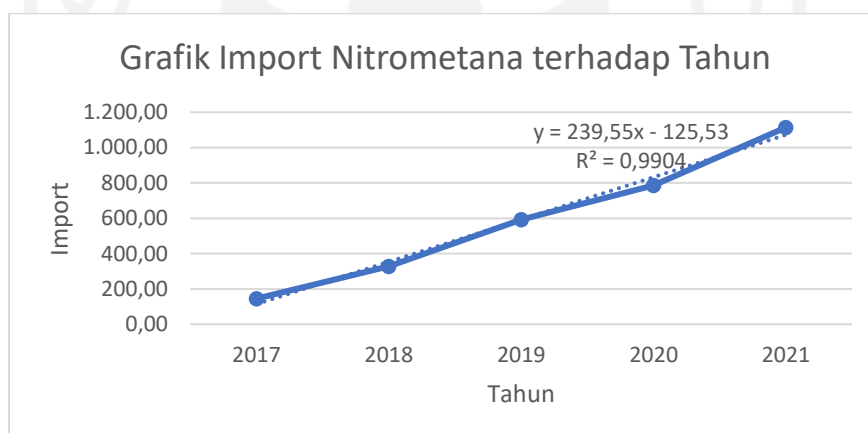
Produksi Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) di Indonesia belum mencukupi kebutuhan dalam negeri sehingga masih membutuhkan impor dari luar negeri. Data import nitrometana tidak ditemukan secara spesifik pada *laman online Badan Pusat Statistik* (BPS). Sehingga nitrometana dikelompokkan dalam kelompok “senyawa turunan yang hanya mengandung gugus *nitro* atau *nitroso* selain TNT (*Trinitrotoluene*)”. Data tersebut digunakan sebagai data nilai import Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) di Indonesia dari tahun 2017-2021. Dapat dilihat pada Tabel 1.1 berikut ini;

**Tabel 1.1** Kebutuhan Impor Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) di Indonesia

No	Tahun	Import (Ton)
1	2017	145,00
2	2018	328,00
3	2019	593,12
4	2020	785,48
5	2021	1.114,01

Sumber : *Badan Pusat Statistik* (2017-2021)

Dari **Tabel 1.1** dapat diinterpretasikan dalam bentuk grafik persamaan dengan metode linear sehingga menunjukkan kebutuhan Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) pada tahun ke-n.



**Gambar 1.1** Grafik Import Nitrometana terhadap Tahun

Dari **Gambar 1.1** grafik hubungan antara kebutuhan import Nitrometana pada tahun ke-n menunjukkan nilai  $y = 239,55x - 125,53$  yang mana dari persamaan ini, jika direncanakan adanya pembangunan pabrik pada tahun 2027 akan membutuhkan kapasitas sebesar 25.000 ton/tahun.

### 1.2.2 Prediksi Kapasitas Prarancangan Pabrik Nitrometana

Penentuan kapasitas pabrik Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) diperhitungkan berdasarkan persamaan garis lurus  $y = 239,55x - 125,53$ . Hal ini dilakukan agar perhitungan kapasitas produksi Nitrometana dapat menguntungkan. Pabrik

Nitrometana ini diprediksikan akan dibangun pada tahun 2027 ( $x=2027$ ) sehingga prediksi nilai kebutuhan nitrometana ( $y$ ) pada tahun tersebut sebanyak 485.442,3 ton  $\approx$  500.000 ton.

Kapasitas perancangan suatu pabrik setidaknya sama dengan kapasitas minimal pabrik yang sudah berdiri dengan baik dan menguntungkan. Salah satu pabrik yang telah berdiri adalah pabrik nitroparafin di Amerika Serikat (dengan kapasitas 15.000 ton/tahun pada tahun 1962). Pada pendirian pabrik Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) akan berjalan dengan baik dan menguntungkan pada rentang kapasitas 15.000-500.000 ton/tahun. Maka ditemukan kapasitas pabrik yang ingin didirikan berkapasitas 25.000 ton.

### 1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Dalam menentukan kapasitas pabrik Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) ketersediaan bahan baku menjadi salah satu hal yang dipertimbangkan karena dalam pendirian pabrik membutuhkan *supply* bahan baku secara konstan. Bahan baku yang diperoleh sebisa mungkin didapatkan dari produksi dalam negeri. Apabila produksi dalam negeri tidak dapat memenuhi kebutuhan, import dapat dilakukan dengan mempertimbangkan dampak ekonomisnya.

Bahan baku yang dibutuhkan untuk pembuatan Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) adalah Asam Nitrat ( $\text{HNO}_3$ ) dan Metana ( $\text{CH}_4$ ). Asam Nitrat dapat diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kimia, Cikampek. Sedangkan bahan baku Metana diperoleh dengan membeli gas alam dari PT. Pertamina, Kalimantan. Ketersediaan bahan baku didalam negeri sudah memenuhi kebutuhan untuk pendirian pabrik Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ).

## 1.3 Tinjauan Pustaka

Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) merupakan senyawa organik *nitro* yang paling sederhana dan memiliki rumus molekul  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ . Nama lain dari Nitrometana adalah *Nitrokarbol*. Nitrometana berupa cairan berminyak tidak berwarna dan berbau kristal bening tidak berwarna dan tidak berbau. Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ )



memiliki sifat mudah larut dalam dietil eter, aseton, etanol, dan titik didih pada suhu 101,19°C, Nitrometana juga bersifat berbahaya dan mudah terbakar.

Dalam pembuatan Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ ) ada beberapa kemungkinan proses pembuatan nitrometana, yaitu:

#### 1. Proses Dengan Bahan Baku Metana

Nitrometana merupakan sebuah senyawa organik dengan rumus kimia  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ . Nitrometana dibuat untuk pertama kali pada tahun 1872, oleh Kolbe dan diproduksi secara komersial dari nitrasi propene dalam fasa uap. Nitrometana dibuat dengan proses mereaksikan metana dan asam nitrat dalam suhu 300-870 °C dan tekanan 15 atm.

(Marshall Sittig, 1969).

#### 2. Proses Dengan Bahan Baku Asam Asetat

Nitrometana dibuat dengan mereaksikan asam asetat dengan asam nitrat dengan perbandingan molar 1:2, dengan suhu 410 °C dan tekanan 6 bar serta waktu kontak 10,5 detik. Dari 100 mol asam asetat akan berbentuk 14 mol nitrometana.

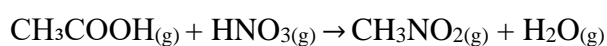
(Roger Mari, 1991).

Pemilihan proses ditinjau dari beberapa hal, sebagai berikut:

##### a. Segi Ekonomi

Dari peninjauan proses pembuatan nitrometana, maka dapat dilihat matrik proses yang terlihat pada **Tabel 1.1** dan **Tabel 1.2**. Nilai potensial ekonomi dari reaksi pembuatan Nitrometana dengan bahan baku asam asetat dan metana sebagai berikut

Reaksi :



**Tabel 1.2** Harga Bahan Baku dan Produk Proses 1

Komponen	BM (kg/kgmol)	Harga (Rp/kg)
Asam Asetat (CH <sub>3</sub> COOH)	60	8.500
Asam Nitrat (HNO <sub>3</sub> )	63	14.000
Nitrometana (CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> )	61	54.000
Air (H <sub>2</sub> O)	18	0

$$PE = \sum \text{Harga produk} - \sum \text{Harga bahan baku}$$

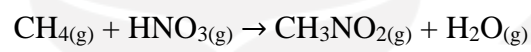
$$PE = \sum (\text{Harga CH}_3\text{NO}_2 + \text{Harga H}_2\text{O}) - (\text{Harga CH}_3\text{COOH} + \text{Harga HNO}_3)$$

$$PE = (54.000 \times 61) - ((8.500 \times 60) + (14.000 \times 63))$$

$$PE = 1.902.000 \text{ Rupiah/kgmol Nitrometana}$$

Potensial ekonomi dari reaksi nitrometana dengan menggunakan bahan baku metana sebagai berikut:

Reaksi:



**Tabel 1.3** Harga Bahan Baku dan Produk Proses 2

Komponen	BM (kg/kgmol)	Harga (Rp/kg)
Metana (CH <sub>4</sub> )	16	12.000
Asam Nitrat (HNO <sub>3</sub> )	63	14.000
Nitrometana (CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> )	61	54.000
Air (H <sub>2</sub> O)	18	0

$$PE = \sum \text{Harga Produk} - \sum \text{Harga Bahan Baku}$$

$$PE = (\text{Harga CH}_3\text{NO}_2 + \text{Harga H}_2\text{O}) - (\text{Harga CH}_4 + \text{Harga HNO}_3)$$

$$PE = (54.000 \times 61) - ((12.000 \times 16) + (14.000 \times 63))$$

$$PE = 2.220.000 \text{ Rupiah/kgmol Nitrometana}$$

b. Segi Teknis

Kondisi operasi tiap proses untuk menghasilkan nitrometana berbeda-beda sehingga perlu perbandingan proses berdasarkan segi teknis.

Berikut data perbandingan pemilihan proses dari segi teknis.

**Tabel 1.4** Pemilihan Proses Dari Segi Teknis

No	Parameter	Proses 1 (Asam Asetat)	Proses 2 (Metana)
1	Suhu	400 – 600 °C (**)	380 – 700 °C (*)
2	Tekanan	6 atm (**)	10 atm (*)
3	Katalis	- (***)	- (***)
4	Hasil samping	-	-
5	Waktu Reaksi	10,5 detik (*)	0,3 detik (***)
6	Fase	Gas (*)	Gas (*)
7	Konversi	15,6% (*)	30,4% (***)
Total		9	12

Keterangan:

\* = Kurang

\*\* = Cukup

\*\*\* = Baik

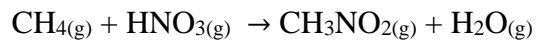
Berdasarkan data tersebut dapat disimpulkan proses yang paling baik adalah proses ke-2 yaitu proses pembuatan nitrometana dengan mereaksikan metana dan asam nitrat dengan nilai pertimbangan pemilihan proses terbesar.

## 1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Dalam mengetahui reaksi antara metana dengan asam nitrat berjalan secara eksotermis atau endotermis, maka perhitungan panas reaksinya sebagai berikut:

Reaksi:



Dengan suhu reaksi: 300 – 700 °C

**Tabel 1.5** Data-Data Panas Pembentukan

Komponen	$\Delta H_{f298}$ (kJ/mol)	$\Delta G_{f298}$ (kJ/mol)
<i>Metana</i> (CH <sub>4</sub> )	-74,85	-50,84
<i>Asam Nitrat</i> (HNO <sub>3</sub> )	-135,10	-74,70
<i>Nitrometana</i> (CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> )	-74,73	-6,95
<i>Air</i> (H <sub>2</sub> O)	-241,80	-228,60

(Sumber: Yaws, 1999)

$$\Delta H_{R298} = \sum(n \cdot \Delta H_f) \text{ produk} - \sum(n \cdot \Delta H_f) \text{ reaktan}$$

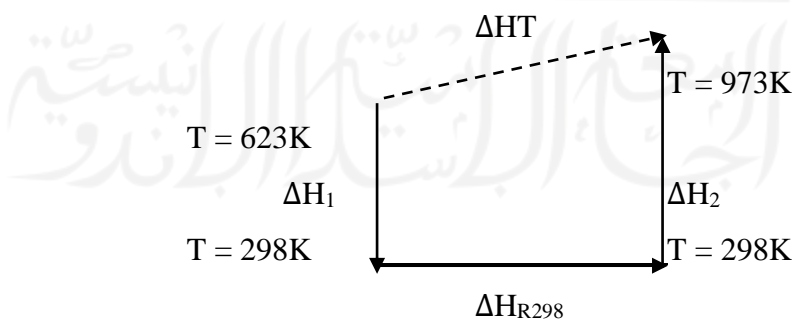
$$\Delta H_{R298} = (1 \cdot -74,73 + 1 \cdot -241,80) - (1 \cdot -74,85 + 1 \cdot -135,10)$$

$$\Delta H_{R298} = -106,58 \text{ kJ/mol Nitrometana}$$

**Tabel 1.6** Kapasitas Panas Gas Fungsi Suhu

Komponen	$C_{p_{\text{gas}}} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ ( $C_p = \text{J/mol K}$ ; $T = \text{K}$ )				
	A	B	C	D	E
<i>Metana</i> (CH <sub>4</sub> )	34,942	$-3,9957 \cdot 10^{-2}$	$1,9184 \cdot 10^{-4}$	$-1,5303 \cdot 10^{-7}$	$3,9321 \cdot 10^{-11}$
<i>Asam Nitrat</i> (HNO <sub>3</sub> )	19,755	$1,341 \cdot 10^{-1}$	$-6,1116 \cdot 10^{-5}$	$-1,2343 \cdot 10^{-8}$	$1,1106 \cdot 10^{-11}$
<i>Nitrometana</i> (CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> )	41,136	$3,4367 \cdot 10^{-3}$	$2,6380 \cdot 10^{-4}$	$-2,6898 \cdot 10^{-7}$	$7,9503 \cdot 10^{-11}$
<i>Air</i> (H <sub>2</sub> O)	33,933	$-8,4186 \cdot 10^{-3}$	$2,9906 \cdot 10^{-5}$	$-1,7825 \cdot 10^{-8}$	$3,6934 \cdot 10^{-12}$

(Sumber: Yaws, 1999)



$$\Delta H_1 = \int_{623}^{298} C_p \cdot dT$$

$$\Delta H_1 = \int_{623}^{298} (1 \cdot C_p \text{ CH}_4 + 1 \cdot C_p \text{ HNO}_3) \cdot dT$$

$$\Delta H_1 = \int_{623}^{298} [1 \times (34,942 - 3,9957 \cdot 10^{-2}T + 1,9184 \cdot 10^{-4}T^2 - 1,5303 \cdot 10^{-7}T^3 + 3,9321 \cdot 10^{-11}T^4) + 1 \times (19,755 + 1,341 \cdot 10^{-1}T - 6,1116 \cdot 10^{-5}T^2 - 1,2343 \cdot 10^{-8} + 1,1106 \cdot 10^{-11}T^4)] \times dT$$

$$\Delta H_1 = -49984,804806 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_1 = -49,9380 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_2 = \int_{298}^{973} C_p \cdot dT$$

$$\Delta H_2 = \int_{298}^{973} (1 \cdot C_p \text{ CH}_3\text{NO}_2 + 1 \cdot C_p \text{ H}_2\text{O}) \cdot dT$$

$$\Delta H_2 = \int_{298}^{973} (1 \cdot (41,136 + 3,4367 \cdot 10^{-3}T + 2,6380 \cdot 10^{-4}T^2 - 2,6898 \cdot 10^{-7}T^3 + 7,9503 \cdot 10^{-11}T^4) + 1 \cdot (33,933 - 8,4186 \cdot 10^{-3}T + 2,9906 \cdot 10^{-5}T^2 - 1,7825 \cdot 10^{-8}T^3 + 3,6934 \cdot 10^{-12}T^4)) \cdot dT$$

$$\Delta H_2 = 86899,67135 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_2 = 86,8997 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_T = \Delta H_1 + \Delta H_{R298} + \Delta H_2$$

$$\Delta H_T = -49,9380 \text{ kJ/mol} + -106,58 \text{ kJ/mol} + 86,8997 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_T = -69,6651 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan dari hasil perhitungan  $\Delta H_T$  diatas,  $\Delta H_T = -69,6651 \text{ kJ/mol}$  (bernilai negatif). Maka dapat disimpulkan reaksi dari proses pembentukan nitrometana dari asam nitrat dan metana merupakan reaksi yang bersifat eksotermis. Sehingga pada saat proses reaksi ini berlangsung akan terjadi pelepasan energi dan entalpi sistem berkurang.

Reaksi searah (*irreversible*) atau reaksi bolak-balik (*reversible*) dapat ditentukan menggunakan termodinamika dengan menghitung harga konstanta kesetimbangan (K). Harga konstanta keseimbangan reaksi dari proses pembentukan nitrometana dari asam nitrat dan metana dapat diperoleh dengan harga  $\Delta G$  berdasarkan persamaan van't Hoff sebagai berikut:

$$\frac{\Delta G/RT}{dT} = \frac{-\Delta H_R}{RT^2}$$

Dengan:

$$\Delta G = -RT \ln K$$

Dimana  $\Delta G$  merupakan energi bebas Gibbs dengan satuan J/mol, R adalah konstanta gas universal bernilai 8,314 J/mol.K, K merupakan konstanta keseimbangan reaksi dan T adalah suhu reaksi dengan satuan °K.

Sehingga:

$$\frac{\ln K}{dT} = \frac{-\Delta H_R}{RT^2}$$

Diketahui  $\Delta H$  adalah entalpi standar (panas reaksi sehingga dapat diasumsikan konstan terhadap temperatur, dari persamaan berikut dapat diintegrasikan menjadi:

$$\ln \frac{K}{K_1} = \frac{-\Delta H_R}{R} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\begin{aligned} \Delta G &= -RT \ln K \\ \Delta G_{298} &= \sum(n \cdot \Delta G_f)_{\text{produk}} - \sum(n \cdot \Delta G_f)_{\text{reaktan}} \\ \Delta G_{298} &= (1 \cdot -6,95 + 1 \cdot -228,60) - (1 \cdot -50,84 + 1 \cdot -74,70) \\ \Delta G_{298} &= -110,01 \text{ kJ/mol Nitrometana} \\ \Delta G_{298} &= -RT \ln K_{298} \\ -110,01 \text{ kJ/mol} &= -8,341 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/(mol K)} \cdot 298 \text{ K} \cdot \ln K_{298} \\ \ln K_{298} &= 44,4023 \\ \ln K_T - \ln K_{298} &= \frac{-\Delta H_R}{R} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_{298}} \right) \\ \ln K_{380} - 44,4023 &= \frac{-(-106,58 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}})}{\frac{8,314 \cdot 10^{-3} \text{ kJ}}{(\text{mol K})}} \left( \frac{1}{380} - \frac{1}{298} \right) \\ \ln K_{380} &= 16,5015 \\ K_{380} &= 14.672.712 \\ \Delta G_{380} &= -RT \ln K_{380} \\ \Delta G_{380} &= -8,314 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/(mol K)} \cdot 380 \text{ K} \cdot 16,5015 \\ \Delta G_{380} &= -19,7651 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Dari hasil  $\Delta G$  diatas dapat disimpulkan reaksi spontan  $\Delta G_{380}$  bernilai negatif sehingga reaksi bersifat eksotermis serta reaksi yang terjadi adalah *irreversibel* (tidak bolak-balik) dikarenakan nilai K yang cukup besar.

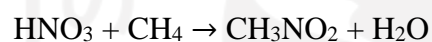
#### 1.4.2 Tinjauan Kinetika

Dari jurnal patent *Jacquinet, Europea Patent 85400118.7*, diperoleh data-data sebagai berikut:

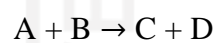
- Waktu reaksi= detik
- Suhu operasi = 380 °C
- Tekanan operasi = 15 atm
- Perbandingan reaktan CH<sub>4</sub> : HNO<sub>3</sub> = 2 : 1
- Konversi yang dapat dicapai = 30.4%

Sehingga didapatkan persamaan sebagai berikut:

##### 1. Persamaan Reaktor



Kemudian di sederhanakan menjadi:



$$(\tau = 0,3 \text{ detik}, P = 15 \text{ bar}, T = 380^\circ\text{C} = 653 \text{ K}, \frac{C_{B_0}}{C_{A_0}} = \frac{2}{1}; X_A = 0,304)$$

##### 2. Persamaan Kinetika

Dikarenakan keterbatasan sumber data maka digunakan data yang berbeda dengan mengasumsikan sebagai berikut :

$$r_A = k \cdot C_A^\alpha \cdot C_B^\beta \text{ (sehingga } \alpha = 1 \text{ dan } \beta = 1 \text{ atau orde reaksi} = 2)$$

maka:

$$r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$r_A = \frac{-r_A}{1} = \frac{-r_B}{1} = \frac{r_C}{1} = \frac{r_D}{1}$$

sehingga didapat hasil persamaan sebagai berikut :

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

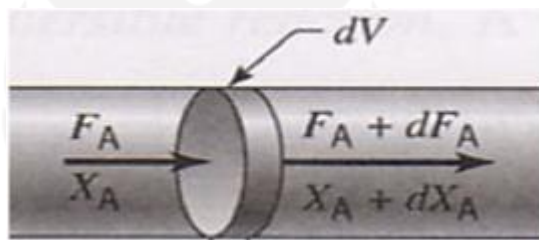
3. Tabel Stoikiometri

**Tabel 1.7** Stoikiometri

Komponen	Mula-mula	Reaksi	Sisa
HNO <sub>3</sub> (A)	F <sub>Ao</sub>	-F <sub>Ao</sub> .X <sub>A</sub>	F <sub>Ao</sub> .(1-X <sub>A</sub> )=F <sub>A</sub>
CH <sub>4</sub> (B)	F <sub>Bo</sub>	-F <sub>Ao</sub> .X <sub>A</sub>	F <sub>Bo</sub> -F <sub>Ao</sub> .X <sub>A</sub> =F <sub>B</sub>
CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> (C)	F <sub>Co</sub>	F <sub>Ao</sub> .X <sub>A</sub>	F <sub>Co</sub> +F <sub>Ao</sub> .X <sub>A</sub> = F <sub>C</sub>
H <sub>2</sub> O (D)	F <sub>Do</sub>	F <sub>Ao</sub> .X <sub>A</sub>	F <sub>Do</sub> +F <sub>Ao</sub> .X <sub>A</sub> =F <sub>D</sub>
Total	F <sub>To</sub>	-	F <sub>t</sub>

Apabila F<sub>Co</sub> = F<sub>Do</sub> = 0

4. Persamaan desain



**Gambar 1.2** Persamaan Desain

Untuk reaktor alir pipa (RAP) :

$$R_{in} + R_{out} + R_{gen} = R_{acc}$$

$$F_A - (F_A + dF_A) + r_A \cdot dV = 0$$

$$dF_A + r_A \cdot dV = 0$$

$$\frac{dF_A}{dV} = -r_A$$

Dari stoikiometri didapat : F<sub>A</sub> = F<sub>Ao</sub> . (1-X<sub>A</sub>)

Maka :

$$- dF_A = -F_{Ao} \cdot d(1-X_A)$$

$$- dF_A = F_{Ao} \cdot dX_A$$

Sehingga :

$$F_{Ao} \cdot dX_A = r_A \cdot Dv$$



$$F_{A0} \frac{dX_A}{dV} = -r_A$$

$$\int_0^V dV = F_{A0} \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$V = F_{A0} \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} \dots \dots \dots \text{(Kedua ruas dikali } \frac{1}{q_0} \text{)}$$

$$\frac{V}{q_0} = \frac{F_{A0}}{q_0} \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$\text{Diketahui : } \tau = \frac{V}{q_0} \text{ dan } C_{A0} = \frac{F_{A0}}{q_0}$$

Maka :

$$\tau = C_{A0} \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$\tau = C_{A0} \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{k.C_A.C_B}$$

Dari stoikiometri didapat :

$$- C_A = C_{A0} \cdot (1 - X_A)$$

$$- C_B = C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A$$

$$C_B = C_{A0} \cdot \left(\frac{C_{B0}}{C_{A0}} - X_A\right) \text{ dimana } \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = 2$$

$$C_B = C_{A0} (2 - X_A)$$

Sehingga :

$$\tau = C_{A0} \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{k.C_{A0}(1-X_A)C_{A0}(2-X_A)}$$

$$\tau = C_{A0} \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{k.C_{A0}^2(1-X_A)(2-X_A)}$$

$$\tau = \frac{1}{k.C_{A0}} \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)}$$

$$\text{Misalkan : } I = \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)}$$

I diubah bentuk menggunakan fungsi pecah rasional

$$\frac{1}{(1-X_A)(2-X_A)} = \frac{A}{(1-X_A)} + \frac{B}{(2-X_A)}$$

$$\frac{1}{(1-X_A)(2-X_A)} = \frac{A(2-X_A) + B(1-X_A)}{(1-X_A)(2-X_A)}$$

$$1 = A(2 - X_A) + B(1 - X_A)$$

$$1 = 2A - A.X_A + B - B.X_A$$

$$1 = X_A (-A - B) + (2A + B)$$

Mencari nilai A dan B

$$\text{Untuk } X_A^1 \rightarrow 0 = (-A - B)$$

$$A = -B$$

$$\text{Untuk } X_A^0 \rightarrow 1 = 2A + B$$

$$1 = 2(-B) + B$$

$$1 = -B$$

$$B = -1 \text{ dan } A = 1$$

Maka :

$$I = \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{A dX_A}{(1-X_A)} + \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{B dX_A}{(2-X_A)}$$

$$I = \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)} - \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{(2-X_A)}$$

Misalkan :

$$\bullet d(1-X_A) = -dX_A$$

$$dX_A = -d(1-X_A)$$

$$\bullet d(2-X_A) = -dX_A$$

$$-dX_A = d(2-X_A)$$

$$I = - \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(1-X_A)}{(1-X_A)} + \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(2-X_A)}{(2-X_A)}$$

Sehingga persamaannya menjadi :

$$\tau = \frac{1}{k.CA_o} \left[ - \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(1-X_A)}{(1-X_A)} + \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(2-X_A)}{(2-X_A)} \right]$$

$$k = \frac{1}{T.CA_o} \left[ - \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(1-X_A)}{(1-X_A)} + \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(2-X_A)}{(2-X_A)} \right]$$

Mencari nilai  $CA_o$  menggunakan pendekatan gas ideal

$$P \cdot q_o = F_{to} \cdot R \cdot T_o$$

$$\frac{F_{to}}{q_o} = \frac{P}{R \cdot T_o}$$

$$C_{to} = \frac{P}{R \cdot T_o}$$

$$3 CA_o = \frac{P}{R \cdot T_o}$$

$$CA_o = \frac{1}{3} \frac{P}{R \cdot T_o}$$

$$CA_o = \frac{1}{3} \times \frac{15 \text{ bar}}{82,06 \frac{\text{cm}^3 \cdot \text{bar}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 653 \text{ K}}$$

$$CA_o = 5,2549 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3,$$

Dengan memasukkan nilai :

$$CA_o = 5,2549 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3$$

$$\tau = 0,3 \text{ detik}$$

$$X_{Ao} = 0 \text{ dan } X_A = 0,304$$

Maka didapat nilai  $k$  dari persamaan :

$$k = \frac{1}{0,3 \text{ detik} \cdot 5,2549 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3} \left[ - \int_0^{0,304} \frac{d(1-X_A)}{(1-X_A)} + \int_0^{0,304} \frac{d(2-X_A)}{(2-X_A)} \right]$$

$$k = \frac{1}{0,3 \text{ detik} \cdot 5,2549 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3} \left[ - \ln(1 - 0,304) + \ln(2 - 0,304) - \right.$$

$$\left. \ln 2 \right]$$

$$k = \frac{3,92197}{0,3 \text{ detik} \cdot 5,2549 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3}$$

$$k = 248781,7719 \text{ cm}^3/\text{mol} \cdot \text{detik}$$

## BAB II

### PROSES PRODUKSI

#### 2.1 Spesifikasi Produk

Spesifikasi produk Nitrometana disajikan pada **Tabel 2.1**

**Tabel 2.1** Spesifikasi Produk Nitrometana

Spesifikasi Umum	
Nama Lain	<i>Nitrokarbol</i>
Rumus Kimia	$\text{CH}_3\text{NO}_2$
Berat Molekul (g/mol)	61,04 g/mol
Kemurnian (%)	99,5
Wujud	Cair
Warna	Tidak Berwarna
Titik Didih (°C)	101, 2
Titik Lebur (°C)	-2,838
Titik Nyala (°C)	35
Tekanan Uap	28 mmHg pada 20 °C
Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	1,1371 g/cm <sup>3</sup>
Impuritis	H <sub>2</sub> O : 0,05 %
Viskositas	0,61 cP (25 °C)
Kelarutan Dalam Air	Ca. 10g/100 mL
Hazard	Terbakar, Beracun, Mudah Meledak

(Sumber: Krik Othmer, 1998)

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 1. Metana

Rumus molekul	: CH <sub>4</sub>
Berat molekul	: 16,042 gr/mol
Fase	: Gas
Warna	: Tidak berwarna
Bau	: Tidak berbau
Titik didih normal	: -161,4 °C
Kemurnian, % berat	: 99% (Impuritis C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> , C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )
<i>Hazard</i>	: Beracun dan mudah terbakar

(Sumber: Krik Othmer, 1998)

### 2. Asam Nitrat

Rumus molekul	: HNO <sub>3</sub>
Berat molekul	: 63.013 gr/mol
Fase	: Cair
Warna	: Tidak berwarna sampai kekuningan
Bau	: Berbau tajam dan menyengat
Titik didih normal	: 83 °C
Kelarutan dalam air	: larut seluruhnya dalam air
<i>Hazard</i>	: Korosif dan iritatif

(Sumber: Krik Othmer, 1998)

## 2.3 Pengendalian Kualitas

Dalam kegiatan produksi diharapkan dapat menghasilkan produk yang kualitasnya sesuai dengan standar dan jumlah produk yang dihasilkan sesuai dengan kapasitas yang direncanakan. Pengendalian kualitas atau *Quality Control* pabrik Nitrometana ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses dan pengendalian kualitas produk.

### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Penggunaan bahan baku merupakan faktor utama yang mempengaruhi proses produksi dan kualitas produk yang dihasilkan. Pengendalian mutu bahan baku bertujuan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah memenuhi spesifikasi yang sudah ditentukan. Maka dari itu, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku asam nitrat dan metana sebelum melakukan proses produksi agar bahan yang digunakan dapat diproses dengan baik di dalam pabrik. Evaluasi yang digunakan yaitu standar yang hampir sama dengan standar Amerika yaitu ASTM 1972.

### 2.3.2 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan untuk menjaga dan memperoleh produk yang sesuai dengan standar yang sudah ditetapkan. Hal ini harus dilakukan sejak awal masih menjadi bahan baku sampai menghasilkan produk. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium ataupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room* dengan menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan terhadap indikator dari yang telah ditetapkan baik itu *flowrate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control* dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Jika terjadi penyimpangan, maka harus dikembalikan pada kondisi semula baik secara manual atau otomatis.

### 2.3.3 Pengendalian Proses

Pengendalian proses dilakukan dengan tujuan untuk menjaga mutu dan kualitas produk yang dihasilkan serta mencegah hal yang tidak diinginkan. Pada tahapan ini terdiri dari aliran sistem kontrol dan alat sistem kontrol.

1. Aliran Sistem kontrol
  - Aliran *pneumatis* atau aliran udara tekan, dipergunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.

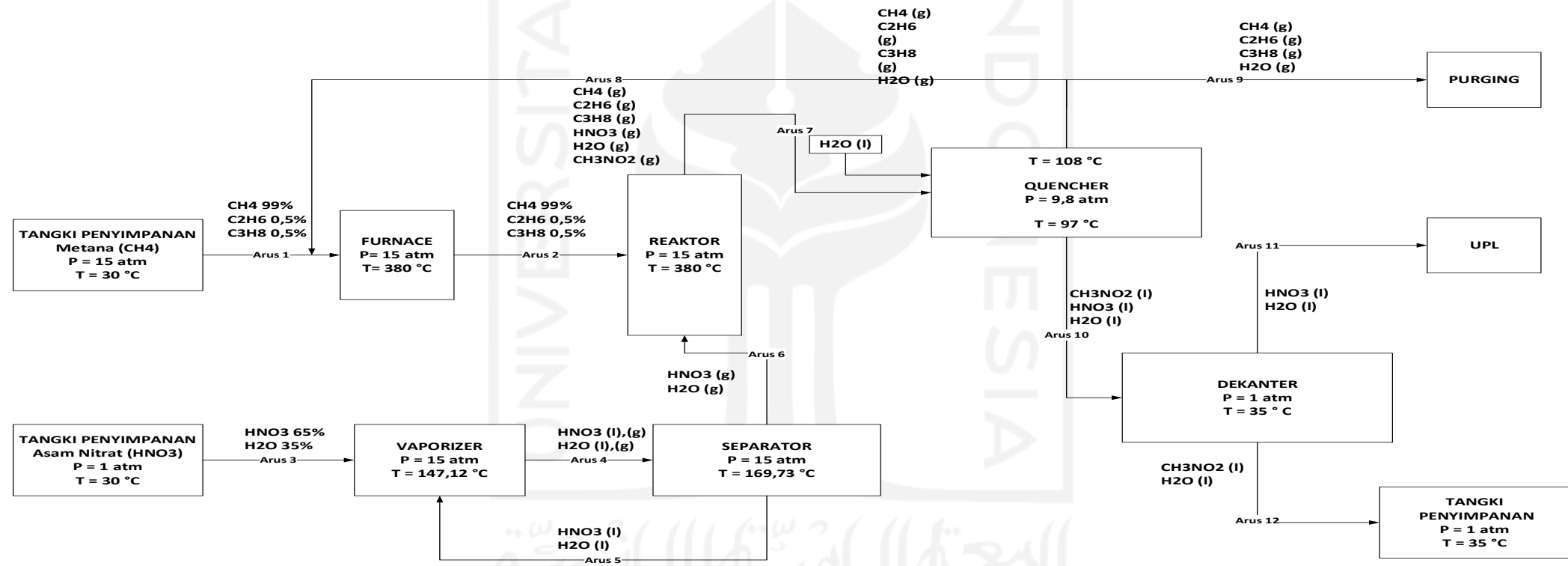
- Aliran *electric* atau aliran listrik, dipergunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- Aliran mekanik atau aliran gerak/perpindahan level, dipergunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*

## 2. Alat Sistem control

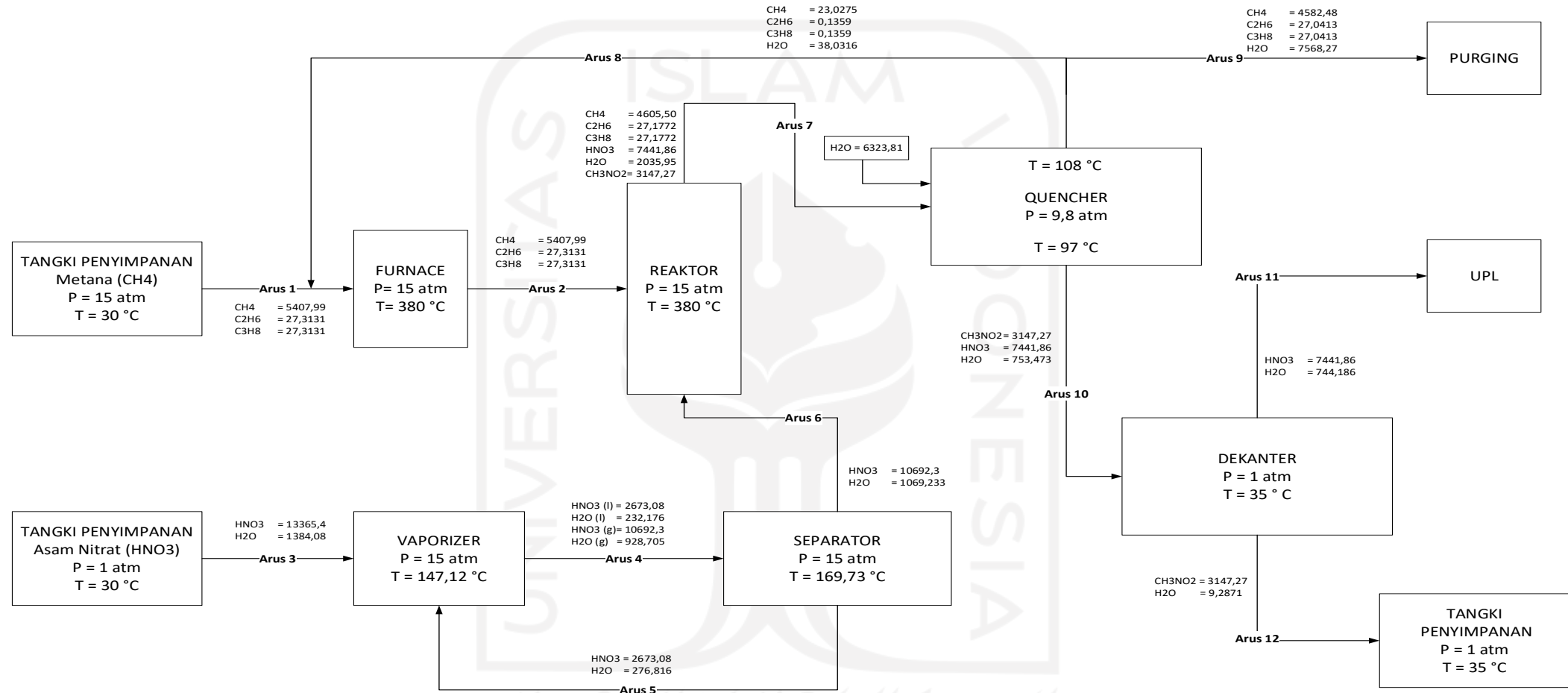
- *Sensor*, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level *termocouple* untuk sensor suhu.
- Controller dan indikator, meliputi level indikator dan *control, temperatur indicator control, pressure control, flow control*.
- Actuator digunakan untuk manipulasi agar variabelnya sama dengan variabel *controller*, Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

## BAB III PERANCANGAN PROSES

### 3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif



## 3.2 Uraian Proses

Produksi nitrometana dari asam nitrat dan metana secara umum dapat dibagi menjadi tahap persiapan bahan baku, reaksi, pemurnian hasil, dan penyimpanan produk.

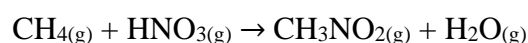
### 3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Produksi nitrometana dengan kapasitas 25.000 ton/tahun menggunakan bahan baku asam nitrat yang memiliki kemurnian 92,01% dengan impuritis air 7,99% disimpan dalam fase cair didalam tangki (T-01) dengan kondisi temperatur 30°C dan tekanan 1 atm. Sebelum masuk ke reaktor (R-01) asam nitrat cair di pompa menuju vaporizer (VP-01) dengan suhu penguapan 169°C dan tekanan 15 atm, yang bertujuan untuk mengubah fase cair menjadi uap yang kemudian dipisahkan fase uap dan cairnya di separator (SP-01). Hasil bawah (SP-01) bersuhu 169°C dan tekanan 15 atm, diumpankan kembali ke vaporizer (VP-01) agar terjadi kesetimbangan. Sedangkan hasil atas separator (SP-01) berupa uap dengan suhu 169°C dan tekanan 15 atm dipanaskan menggunakan heater (HE-01) dengan pemanas *steam* hingga mencapai 380°C dan gas asam nitrat yang telah dipanaskan selanjutnya dialirkan menuju reaktor alir pipa (RAP).

Bahan baku metana (CH<sub>4</sub>) memiliki kemurnian 99% dengan impuritis C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> dan C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> 1% dengan kondisi temperatur 30°C dan tekanan 15 atm. Metana kemudian dialirkan menuju (FC-01) 380°C. Kemudian metana keluaran (FC-01) dengan suhu 380°C dan tekanan 15 atm dialirkan menuju reaktor alir pipa (RAP).

### 3.2.2 Tahap Proses Reaksi

Setelah melalui tahapan persiapan bahan baku dimasukkan ke dalam reaktor (R-01) jenis Reaktor Alir Pipa (RAP). Persamaan reaksinya adalah sebagai berikut.



$$T = 380^\circ\text{C}$$

$$P = 15 \text{ atm}$$

Reaksi ini berlangsung secara *eksotermis*, sehingga untuk menjaga suhu di dalam reaktor maka diperlukan pendingin. Pendingin yang digunakan adalah *Dowtherm A*. Hasil keluaran reaktor yang berupa  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$ ,  $\text{HNO}_3$ ,  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ , dan  $\text{H}_2\text{O}$  kemudian diumpangkan ke quenching tower (QT-01) yang berfungsi untuk mendinginkan secara mendadak dengan menggunakan air pendingin, hasil atas Quenching Tower (QT-01) berupa  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  dengan suhu  $108^\circ\text{C}$  dan tekanan 9,8 atm diumpangkan ke umpan masuk gas metan yang sebelumnya dinaikkan tekanannya menggunakan kompresor (K-01) untuk menyesuaikan tekanan di umpan masuk gas metan yaitu 15 atm, sebagian hasil atas Quenching Tower (QT-01) berupa  $\text{CH}_4$ ,  $\text{C}_2\text{H}_6$ ,  $\text{C}_3\text{H}_8$ , dan  $\text{H}_2\text{O}$  dibakar (purgin). Hasil bawah Quenching Tower (QT-01) berupa  $\text{HNO}_3$ ,  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ , dan  $\text{H}_2\text{O}$  dengan suhu  $97^\circ\text{C}$  dan tekanan 9,8 atm lalu didinginkan pada cooler (CL-01) menggunakan air pendingin untuk menurunkan suhunya menjadi  $35^\circ\text{C}$ .

### **3.2.3 Tahap Pemurnian Hasil**

Hasil bawah Quenching Tower (QT-01) berupa  $\text{HNO}_3$ ,  $\text{CH}_3\text{NO}_2$ , dan  $\text{H}_2\text{O}$  yang bersuhu  $35^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm diumpangkan menuju dekanter (DK-01) untuk memisahkan berdasarkan berat jenisnya. Hasil atas berupa  $\text{HNO}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  yang bersuhu  $35^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm dialirkan ke unit pengolahan lanjut (UPL). Sedangkan hasil bawah dekanter (DK-01) berupa produk  $\text{CH}_3\text{NO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  dengan suhu  $35^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm dialirkan menuju tangki nitrometana (T-02).

### **3.2.4 Tahap Penyimpanan Produk**

Produk nitrometana yang merupakan hasil atas dekanter disimpan di dalam tangki penyimpanan produk (T-02) dengan kemurnian 99% pada suhu  $35^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm disimpan selama 1 bulan.

### 3.3 Spesifikasi Alat Proses

#### 3.3.1 Spesifikasi Reaktor (R-01)

##### Spesifikasi Umum

Kode : R-01

Fungsi : Tempat mereaksikan gas Metana dan Asam Nitrat menjadi Nitrometana

Jenis/Tipe : Reaktor Alir Pipa

Jumlah Alat : 1 Unit

Konversi : 30,4%

Sifat Reaksi : *Eksotermis*

Harga : US \$ 43.700

**Kondisi Operasi** : Suhu : 380°C

Tekanan : 15 atm

##### **Konstruksi dan Material**

Bahan Konstruksi : *Seamless Low-alloy Steel SA-213 T9 9 Cr-1M0*

Diameter (ID) Reaktor : 0,2473 m

Panjang Reaktor : 2,62

Volume Reaktor : 0,671 m<sup>3</sup>

##### **Spesifikasi Khusus**

Jenis Pendingin : *Dowtherm A*

Suhu Pendingin Masuk : 30°C

Suhu Pendingin Keluar : 150°C

### 3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah

#### a. Vaporizer

Kode	:	VP-01
Fungsi	:	Menguapkan Asam nitrat sebelum masuk Reaktor
Tipe Alat	:	<i>Double Pipe</i>
Material	:	<i>Seamless Low-alloy Steel SA-213 T9 9 Cr-1M0</i>
Kondisi Operasi	:	Suhu = 169 °C Tekanan = 15 atm

#### Spesifikasi

<i>Annulus</i>			
IPS	=	3	in
OD	=	3,5	in
ID	=	3,0700	in
<i>Inner pipe</i>			
IPS	=	2	in
OD	=	2 3/8	in
ID	=	2	in
Panjang			
<i>hairpin, L</i>	=	12	ft
Jumlah			
<i>hairpin, n</i>	=	18	
$\Delta P, annulus$	=	0,0021	psi
$\Delta P, inner pipe$	=	0,0025	psi

## b. Separator

Kode	: SP-01
Fungsi	: Memisahkan campuran HNO <sub>3</sub> dan H <sub>2</sub> O fasa uap dan cair hasil keluaran dari vaporizer (VP-01)
Tipe Alat	: <i>Silinder vertikal</i>
Kondisi Operasi	: Suhu = 169 °C Tekanan = 15 atm

### Spesifikasi

Ukuran	: Diameter = 37.6055 in Tinggi = 67.5876 in
Tebal <i>Shell</i>	: ½ in
Bahan <i>Shell</i>	: <i>Seamless Low-alloy Steel SA-213 T9 9 Cr-1M0</i>
Bentuk <i>Head</i>	: <i>Elliptical dished heads / Ellipsoidal</i>
Tebal <i>Head</i>	: ½ in

## c. Quenching Tower (QT-01)

Kode	: QT-01
Fungsi	: Mendinginkan secara mendadak gas hasil reaksi yang keluar dari reactor dan mengurangi terjadinya reaksi samping sehingga diperoleh hasil yang diinginkan
Material	: <i>Seamless Low-alloy Steel SA-213 T9 9 Cr-1M0</i>
Tipe Alat	: <i>Quench Tower</i>
Kondisi Operasi	: Suhu masuk = 380 °C Suhu keluaran atas = 107.9482507 °C Suhu keluaran bawah = 96.58627813 °C Tekanan = 9,8 atm Jumlah = 1 alat

### Spesifikasi

Ukuran Menara : Diameter menara = 0,2879 m  
Tinggi menara = 2,95 m

#### d. Dekanter

Kode : DK-01

Fungsi : Memisahkan Nitrometana dari campurannya  
berdasarkan densitas dan kelarutan komponennya

Material : *Seamless Low-alloy Steel SA-213 T9 9 Cr-1M0*

Tipe Alat : *Silinder horizontal dengan head torispherical*

Kondisi Operasi : Suhu = 35 °C  
Tekanan = 1 atm

Tinggi decanter : 3,2747 m

Diameter shell : 0,8660 m

Tinggi shell : 2,5981 m

Tebal shell : 0,2500 in

### 3.3.3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

**Tabel 3.1** Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tangki	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku Asam Nitrat ( $\text{HNO}_3$ )	Menyimpan produk utama Nitrometana ( $\text{CH}_3\text{NO}_2$ )
Penyimpanan (hari)	7	30
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki (buah)	1	1
Jenis Tangki	Tangki <i>silinder vertikal</i> dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>Thorispherical</i>	Tangki <i>silinder vertikal</i> dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>Thorispherical</i>
Kondisi Operasi	Suhu = 30 °C Tekanan = 1 atm	Suhu = 30 °C Tekanan = 1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Seamless Low-alloy Steel SA-213 T9 9 Cr-1MO</i>	<i>Seamless Low-alloy Steel SA-213 T9 9 Cr-1MO</i>
Volume ( $\text{m}^3$ )	19,8635	25,4116
Diameter (m)	10,668	10,668
Tinggi (m)	7,3803	5,4864
Jumlah <i>Course</i>	3	3
Tebal <i>Shell</i> (in)	Course 1 : 0,3125 Course 2 : 0,25	Course 1 = 0,3125 Course 2 = 0,25
(Jenis <i>Head</i> )	<i>Thorispherical</i>	<i>Thorispherical</i>
Tebal <i>Head</i> (in)	0,5	3
(Jenis <i>Bottom</i> )	<i>Flat bottom</i>	<i>Flat bottom</i>
Tebal <i>Bottom</i> (in)	0,43	0,43
Harga (Rp)	73.305.403.684	91.631.754.605

### 3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

**Tabel 3.2** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan (1)

Spesifikasi	Pompa		
Kode	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan, dan menaikkan tekanan dari (T-01) menuju (VP-01)	Mengalirkan hasil bawah (SP-01) menuju kembali ke (VP-01)	Mengalirkan H <sub>2</sub> O (Air Pendingin) ke (QT-01)
Viskositas (cP)	0,0005	0,0002	0,0005
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	11,8328	2,9494	7,4182
Pump Head (m)	3,111	3,500	3,111
Kondisi Operasi	T (°C) = 30	T (°C) = 169	T (°C) = 30
	P in (atm) = 1	P in (atm) = 15	P in (atm) = 9,8
	P out (atm) = 15	P out (atm) = 15	P out (atm) = 9,8
Ukuran Pipa	ID (in) = 3,068	ID (in) = 1,61	ID (in) = 6,065
	OD (in) = 3,50	OD (in) = 1,90	OD (in) = 6,625
	SCH = 40	SCH = 40	SCH = 40
	IPS = 3	IPS = 1,5	IPS = 6
Submersibility	<i>Axial flow impllers</i>	<i>Axial flow impllers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Jenis Pompa	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Efisiensi Pompa	59%	81%	44%
Daya Pompa	0,3410 Hp	0,1029 Hp	0,1706
Daya motor	0,750 Hp	0,250 Hp	0,250
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless Steel SA</i>
	<i>SA 167 Grade</i>	<i>SA 167 Grade</i>	<i>167 Grade 11</i>
	<i>11 Type 316</i>	<i>11 Type 316</i>	<i>Type 316</i>
Harga (Rp)	916.317.546	1.282.844.564	733.054.037



**Tabel 3.3** Spesifikasi Alat Transportasi Cairan (2)

Spesifikasi	Pompa		
Kode	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan hasil bawah (QT-01) menuju (C-01)	Mengalirkan hasil bawah (DC-01) menuju (T-02)	Mengalirkan hasil bawah (DC-01) menuju UPL
Viskositas (cP)	0,0003	0,0004	0,0005
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	10,8560	3,3965	6,7783
Pump Head (m)	1,894	5,948	0,699
Kondisi Operasi	T (°C) = 97	T (°C) = 35	T (°C) = 35
	P in (atm) = 9,8	P in (atm) = 1	P in (atm) = 1
	P out (atm) = 9,8	P out (atm) = 1	P out (atm) = 1
Ukuran Pipa	ID (in) = 3,068	ID (in) = 1,61	ID (in) = 2,469
	OD (in) = 3,50	OD (in) = 1,90	OD (in) = 2,88
	SCH = 40	SCH = 40	SCH = 40
	IPS = 3	IPS = 1,5	IPS = 2,5
Submersibility	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Jenis Pompa	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Efisiensi Pompa	58%	44%	49%
Daya Pompa	0,1624 Hp	0,1871 Hp	0,0512 Hp
Daya motor	0,250 Hp	0,250 Hp	0,083 Hp
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>	<i>Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316</i>
Harga (Rp)	806.359.441	806.359.441	806.359.441

**Tabel 3.4** Spesifikasi Alat Transportasi Cair (3)

Spesifikasi	Expansion Valve	
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran (R-01) 15 atm menjadi 9,8 atm)	Menurunkan tekanan keluaran bawah (QT-01) 9,8 atm menjadi 1atm
Kode	EV-01	EV-02
Jenis	<i>Globe Valve</i>	<i>Globe Valve</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel AISI tipe 316</i>	<i>Commercial Stainless Steel AISI tipe 316</i>
Ukuran Pipa	<i>ID (in)</i> = 4,0260 <i>OD (in)</i> = 4,5000 SCH = 40 <i>IPS (in)</i> = 4	<i>ID (in)</i> = 4,0260 <i>OD (in)</i> = 4,5000 SCH = 40 <i>IPS (in)</i> = 4
<i>Panjang Ekuivalen</i>	38,4029 m	38,4029 m

**Tabel 3.5** Spesifikasi Alat Transportasi Cair (4)

Spesifikasi	Kompresor
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan hasil atas Quenching Tower dari 9,8 atm ke 15 atm menuju ke Furnace
Kode	K-01
Suhu	<i>Tin</i> = 30 oC <i>Tout</i> = 45 oC
Tekanan	<i>Pin</i> = 9,8 atm <i>Pout</i> = 15 atm
Jumlah Stahe	<i>1 buah</i>
Power	12,7248 hP

**Tabel 3.6** Spesifikasi Alat Transportasi Gas

Spesifikasi	Blower				
Fungsi	Mengalirkan gas dari Pipa metana menuju (FC-01)	Mengalirkan gas dari (FC-01) menuju (R-01)	Mengalirkan gas dari (SP-01) menuju (R-01)	Mengalirkan gas dari (R-01) menuju (QT-01)	Mengalirkan gas dari (QT-01) menuju UPL
Kode	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04	BL-05
Kapasitas (cuft/menit)	331,3814	713,9759	481,8032	1203,2648	1330,5704
Power	3/49	3/49	3/49	6/49	6/49
Tipe	<i>Blower Centrifugal</i>	<i>Blower Centrifugal</i>	<i>Blower Centrifugal</i>	<i>Blower Centrifugal</i>	<i>Blower Centrifugal</i>

### 3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

#### a. Furnace (FC-01)

**Tabel 3.7** Spesifikasi Furnace

Fungsi	Memanaskan umpan berupa gas (CH <sub>4</sub> ) sebelum masuk Reaktor (R) dari 30°C menjadi 380°C	
Bahan Konstruksi	<i>Seamless Low-alloy Steel SA-213 T9 9 Cr-1M0</i>	
Kondisi Operasi		
T	380 °C	
P	15 atm	
Q	9497394,22	BTU/jam
Diameter Luar ( <i>OD</i> )	18	in
Diameter Dalam ( <i>ID</i> )	17	in
Panjang	6,096	m
Lebar	0,9144	m
Tinggi	1,6946	m
Volume	334	ft
Bahan Isolasi	<i>Kaolin Insulating Brick</i>	
Tebal Isolasi	0,145 in	

**b. Heat exchanger (HE-01)**

**Tabel 3.8** Spesifikasi Heater

Fungsi	Menaikkan temperatur hasil atas dari Separator (SP-01) menuju Reaktor (R-01) dari 168.73 °C menjadi 380 °C	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	169 °C	400 °C
Suhu Keluar	380 °C	400 °C
Tekanan	15 atm	15 atm
Beban Panas	3588098,577 btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Aliran Fluida	Cold Fluid	Hot Fluid
Flow Area	0,2423 ft <sup>2</sup>	0,0224 ft <sup>2</sup>
ID	0,03227 m	0,0229 m
OD	1,250 in	
A	461,9231 ft <sup>2</sup>	
Preasure Drop	0,4329 psi	0,0249 psi
Rd	0,0200 btu/jam.Ft <sup>2</sup> .F	

c. Cooler (CL-01)

**Tabel 3.9** Spesifikasi Cooler

Fungsi	Menaikkan temperatur hasil atas dari Separator (SP-01) menuju Reaktor (R-01) dari 168.73°C menjadi 380°C	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Tipe	Steam	
Kondisi Operasi		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Suhu Masuk	97 °C	25 °C
Suhu Keluar	30 °C	30 °C
Tekanan	1 atm	1 atm
Beban Panas	676340,4198 btu/jam	
Mechanical Design		
	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
Aliran Fluida	Hot fluid	Cold fluid
Flow Area	0,1500 ft <sup>2</sup>	0,0150 ft <sup>2</sup>
ID	0,0254 m	0,0338 m
OD	1,500 in	
A	209,7104 ft <sup>2</sup>	
Pressure Drop	0,3522 psi	4,9758 psi
Rd	0,0128 btu/jam.Ft <sup>2</sup> .F	

### 3.4 Neraca Massa Total

**Tabel 3.10** Neraca Massa Total

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)		
			Arus 12	Arus 15	Arus 16
1	Metana (CH <sub>4</sub> )	5431,02	4582,48	0,0000	0,0000
2	Etana (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	27,4504	27,3131	0,0000	0,0000
3	Propana (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	27,4504	27,3131	0,0000	0,0000
4	Asam Nitrat (HNO <sub>3</sub> )	10692,3	0,0000	0,0000	7441,861
5	Nitrometana (CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> )	0,000	0,0000	3147,278	0,0000
6	Air (H <sub>2</sub> O)	1107,27	7568,55	9,28705	744,1861
Sub Total		17285,5	12205,6	3156,57	8186,047
Total		17285,5	17285,5		

### 3.5 Neraca Massa Alat

#### a. Vaporizer (VP-01)

**Tabel 3.11** Neraca Massa Vaporizer

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
		Arus 2	Arus 3
1	Metana (CH <sub>4</sub> )	0,0000	0,0000
2	Etana (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	0,0000	0,0000
3	Propana (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	0,0000	0,0000
4	Asam Nitrat (HNO <sub>3</sub> )	13365,4115	13365,4115
5	Nitrometana (CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> )	0,0000	0,0000
6	Air (H <sub>2</sub> O)	1384,08	1384,08
Sub Total		14749,5	14749,5
Total		14749,5	14749,59

**b. Separator (SP-01)**

**Tabel 3.12** Neraca Massa Separator

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
		Arus 3	Arus 4	Arus 5
1	Metana (CH <sub>4</sub> )	0,0000	0,0000	0,0000
2	Etana (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	0,0000	0,0000	0,0000
3	Propana (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	0,0000	0,0000	0,0000
4	Asam Nitrat (HNO <sub>3</sub> )	13365,4115	2673,0823	10692,3292
5	Nitrometana (CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> )	0,0000	0,0000	0,0000
6	Air (H <sub>2</sub> O)	1160,8815	276,816	1069,233
Sub Total		14749,5	2949,90	11761,56
Total		14749,5	14749,5	

**c. Reaktor (R-01)**

**Tabel 3.13** Neraca Massa di Reaktor

No.	Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)
		Arus 6	Arus 7	Arus 10
1	Metana (CH <sub>4</sub> )	0,0000	5431,02	4605,5086
2	Etana (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	0,0000	27,3131	27,4504
3	Propana (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	0,0000	27,3131	27,4504
4	Asam Nitrat (HNO <sub>3</sub> )	10692,3292	0,0000	7441,8611
5	Nitrometana (CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> )	0,0000	0,0000	3147,2786
6	Air (H <sub>2</sub> O)	1069,2329	38,0329	2035,9710
Sub Total		11761,5621	5523,96	17285,5201
Total		17285,5201		17285,5201

**d. Quencher (QT-01)**

**Tabel 3.14** Neraca Massa di Quencher

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)		
		Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13
1	Metana (CH <sub>4</sub> )	4605,5086	23,0275	4582,4811	0,0000
2	Etana (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	27,4504	0,1373	27,3131	0,0000
3	Propana (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	27,4504	0,1373	27,3131	0,0000
4	Asam Nitrat (HNO <sub>3</sub> )	7441,8611	0,0000	0,0000	7441,8611
5	Nitrometana (CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> )	3147,2786	0,0000	0,0000	3147,2786
6	Air (H <sub>2</sub> O)	8360,0593	38,0329	7568,5532	753,4732
Sub Total		23609,6084	61,3350	12205,6605	11342,6129
Total		23609,6084	23609,6084		

e. Dekanter (DK-01)

**Tabel 3.15** Neraca Massa di Dekanter

No.	Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
		Arus 14	Arus 15	Arus 16
1	Metana (CH <sub>4</sub> )	0,0000	0,0000	0,0000
2	Etana (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	0,0000	0,0000	0,0000
3	Propana (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	0,0000	0,0000	0,0000
4	Asam Nitrat (HNO <sub>3</sub> )	7441,8611	7441,8611	0,0000
5	Nitrometana (CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> )	3147,2786	0,0000	3147,2786
6	Air (H <sub>2</sub> O)	753,4732	744,1861	9,2871
Sub Total		11342,6129	8186,0472	3156,5657
Total		11342,6129	11342,6129	

**3.6 Neraca Panas**

**1. Neraca Panas Vaporizer (VP-01)**

**Tabel 3.16** Neraca Panas Vaporizer

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Q Arus masuk	3687766,2744	
Q Arus keluar		3887498,0044
Q Steam	199731,7299	
<b>Total</b>	<b>3887498,0044</b>	<b>3887498,0044</b>

**2. Neraca Panas Separator (SP-01)**

**Tabel 3.17** Neraca Panas Separator

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Q Arus masuk	6587295,1301	
Q Arus keluar (gas)		2159581,1988
Q Arus keluar (cair)		4427713,9313
<b>Total</b>	<b>6587295,1301</b>	<b>6587295,1301</b>



### 3. Necara Panas Reaktor (R-01)

**Tabel 3.18** Neraca Panas Reaktor

<b>Komponen</b>	<b>Input (Kj/jam)</b>	<b>Output (Kj/jam)</b>
Q Arus masuk	10083508,62	
Q Arus Keluar		10110078,3882
Q Reaksi	63352,66019	68851,62665
Q Hilang		21070,7985
<b>Total</b>	<b>10020155,96</b>	<b>10020155,96</b>

### 4. Necara Panas Quenching Tower (QT-01)

**Tabel 3.19** Neraca Panas Quencher

<b>Komponen</b>	<b>Input (Kj/jam)</b>	<b>Output (Kj/jam)</b>
Q Arus masuk	11029247,4974	
Q Arus keluar		102505,1654
Q Arus Pendingin		10926742,3320
<b>Total</b>	<b>11029247,4974</b>	<b>11029247,4974</b>

### 5. Necara Panas Dekanter (DK-01)

**Tabel 3.20** Neraca Panas Dekanter

<b>Komponen</b>	<b>Input (Kg/jam)</b>	<b>Output (Kg/jam)</b>
Q Arus masuk	216692,5813	
Q Arus keluar (1)		162234,1121
Q Arus keluar (2)		54458,4692
<b>Total</b>	<b>216692,5813</b>	<b>216692,5813</b>

NB : Decanter merupakan alat pemisahan. Jadi tidak ada perubahan suhu terkait neraca panas pada decanter

## 6. Necara Panas Furnace (FC-01)

**Tabel 3.21** Neraca Panas Furnace

<b>Komponen</b>	<b>Input (KJ/jam)</b>	<b>Output (KJ/jam)</b>
Q Arus masuk	6312,3368	
Q Arus keluar		1491797,1165
Q Air Pendingin	1485484,7797	
<b>Total</b>	<b>1491797,1165</b>	<b>1491797,1165</b>

## 7. Necara Panas Heater (HE-02)

**Tabel 3. 22** Neraca Panas Heater-01

<b>Komponen</b>	<b>Input (KJ/jam)</b>	<b>Output (KJ/jam)</b>
Q Arus masuk	2160204,7265	
Q Arus keluar		5945849,1299
Q Steam	3785644,4034	
<b>Total</b>	<b>5945849,1299</b>	<b>5945849,1299</b>

## 8. Necara Panas Cooler (CL-01)

**Tabel 3.23** Neraca Panas Heater-02

<b>Komponen</b>	<b>Input (Kg/jam)</b>	<b>Output (Kg/jam)</b>
Q Arus masuk	822807,6897	
Q Arus Keluar		109230,7714
Q Pendingin		713576,9183
<b>Total</b>	<b>822807,6897</b>	<b>822807,6897</b>

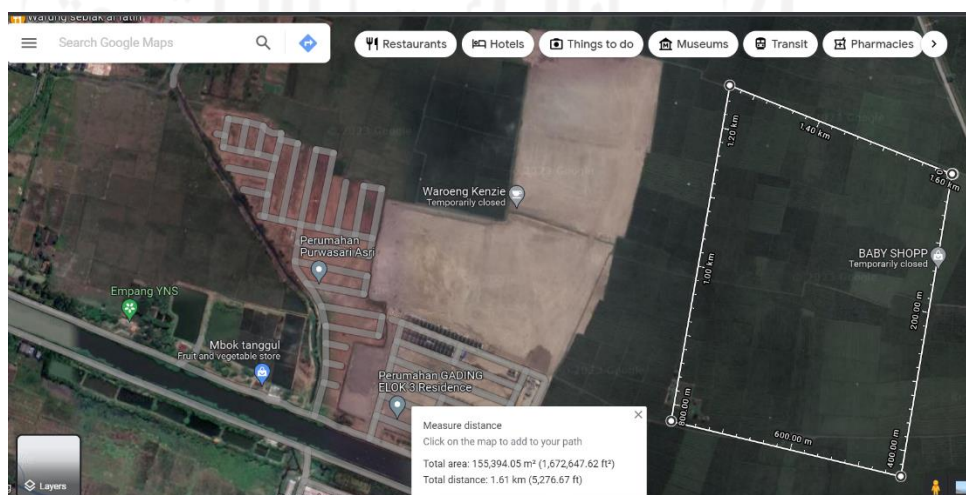
## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik adalah hal utama dalam yang penting dalam menunjang keberhasilan suatu perancangan pabrik industri. Letak geografis suatu pabrik industri sangat berpengaruh dalam dalam proses produksi, keuntungan yang akan didapat dan juga perluasan di masa yang akan mendatang. Adapun faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik dengan tepat yang nantinya akan memberikan dampak yang signifikan dalam segi teknis maupun segi ekonomis. Faktor utama yaitu pabrik tidak hanya dibangun dengan *production cost* dan *operating cost* yang minimum, akan tetapi juga tersedianya ruang untuk perluasan pabrik juga akan menjadi hal yang harus dipertimbangkan.

Lokasi pada pabrik yang akan didirikan harus dapat menjamin biaya transportasi dan produksi yang semimumimum mungkin. Adapun faktor lainnya juga perlu diperhatikan yaitu aspek penyediaan bahan baku, pemasaran, penyediaan tenaga listrik, penyediaan air, dan kebutuhan tenaga kerja. Dengan memperhatikan faktor-faktor untuk mempertimbangkan penempatan suatu lokasi pabrik Nitrometana dari Asam Nitrat dan Metana dengan kapasitas 25.000 Ton/Tahun yang memenuhi syarat direncanakan akan dibangun di Cikampek, Kab. Karawang, Jawa Barat, Indonesia.



Gambar 4.1 Rencana Lokasi Pendirian Pabrik

Terdapat dua jenis faktor yang mempengaruhi dalam menentukan lokasi pabrik adalah faktor primer dan faktor sekunder.

#### **4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik**

Faktor primer adalah faktor yang dapat mempengaruhi proses produksi dan distribusi dalam pemilihan lokasi pabrik yang akan didirikan, yaitu:

##### **a. Penyediaan Bahan Baku**

Asam nitrat diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kimia di Cikampek dengan transportasi darat menggunakan truk tangki. Sedangkan bahan baku metana diperoleh dengan membeli gas alam dari PT. Pertamina di Kalimantan melalui pemipaan bawah laut yang terbentang dari Cirebon hingga Cilegon (melewati Cikampek). Pemilihan lokasi pabrik menimbang orientasi bahan baku sehingga dianggap sudah tepat.

##### **b. Pemasaran Pabrik**

Cikampek yang dikenal sebagai sentra perdagangan dan industri dengan transportasi yang memadai cukup strategis bagi arus lalu lintas baik untuk kebutuhan domestik maupun untuk ekspor maka pabrik ini didirikan dekat dengan daerah pemasaran.

##### **c. Tenaga kerja**

Untuk tenaga kerja berkualitas dan berpotensi dapat dipenuhi dari alumni Universitas seluruh Indonesia, melalui kerja sama dengan Universitas se-Indonesia, lembaga pemerintah maupun swasta atau bahkan dari luar negeri, sedangkan untuk tenaga kerja dapat dipenuhi dari daerah Cikampek dan sekitarnya.

##### **d. Transportasi**

Transportasi dibutuhkan sebagai penunjang untuk memasarkan produk yang dihasilkan. Pembangunan di daerah Jawa Barat sudah mengalami perkembangan yang cukup bagus terutama di bidang lalu lintas jalan raya sehingga sarana transportasi menjadi lebih mudah dan lancar. Terlebih pabrik berada di dekat jalur Pantura.

e. Rincian Luas Tanah

**Tabel 4.1** Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

<b>Rincian luas tanah</b>				
<b>No</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Panjang (m)</b>	<b>Lebar (m)</b>	<b>Luas (m<sup>2</sup>)</b>
1	Pos keamanan A	6	5	30
2	Parkir A	72	13	936
3	Kantor utama	50	27	1350
4	Gedung Serbaguna	18	40	720
5	Kantin dan koperasi	41	16	656
6	Masjid	30	20	600
7	Poliklinik	29	16	464
8	Taman A	72	13	936
9	Area Perluasan	120	40	4800
10	Taman C	10	15	150
11	Perpustakaan A	19	27	513
12	Parkir B	24	13	312
13	Laboratorium	25	15	375
14	Perpustakaan B	19	27	513
15	Pusdiklat	18	30	540
16	Damkar	25	15	375
17	Proses	50	24	1200
18	Quality Control	30	13	390
19	Area unit utilitas	54	20	1080
20	Gudang	30	15	450
21	Bengkel	30	15	450
22	Area Perumahan	30	80	2400
23	UPL	35	17	595
24	Jalan	30	25	750
25	Pos Keamanan B	6	5	30
26	Pos Keamanan C	6	5	30
27	Pos Keamanan D	6	5	30
28	Parkir C	16	17	272
<b>TOTAL LUAS BANGUNAN</b>				<b>20947.00</b>
<b>TOTAL LUAS TANAH</b>				<b>44200</b>

## 4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)



**Gambar 4.2** Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak atau *layout* merupakan tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas perusahaan untuk menunjang kelancaran proses produksi. Pengaturan tersebut akan memanfaatkan luas area untuk penempatan mesin atau fasilitas penunjang produksi lainnya, kelancaran gerakan- gerakan material, penyimpanan material baik yang bersifat temporer maupun permanen, personil pekerja, dan sebagainya (Wignjosoebroto, 2009).

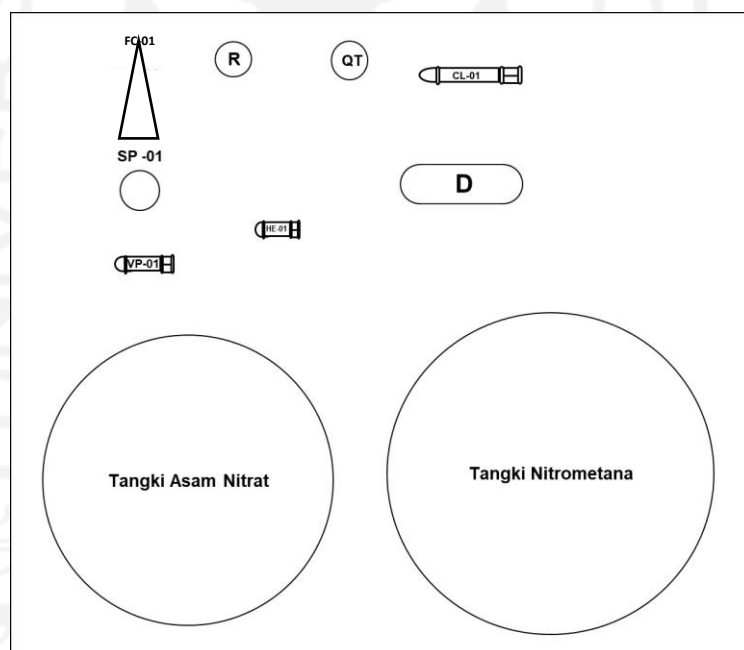
Tata letak pabrik termasuk didalamnya adalah letak alat proses dan utilitas, pemipaan, gudang, perkantoran, jalan lalu lintas dalam pabrik dan lain sebagainya ditata sedemikian rupa sehingga pabrik dapat beroperasi secara efisien dan efektif sehingga dapat memberikan keamanan, kesehatan, keselamatan bagi karyawan dan lingkungan sekitarnya. Faktor yang perlu diperhatikan dalam mengatur tata letak pabrik adalah sebagai berikut.

1. Alat-alat dikelompokkan dalam unit-unit proses, sehingga bila terjadi kecelakaan pada suatu alat tidak akan merembet ke alat yang lain. Letak alat diusahakan berurutan sesuai dengan urutan kerjanya.
2. Jarak antar dua peralatan cukup jauh. Hal ini untuk memudahkan dalam perawatan dan pembersihan.

3. Menyediakan ruang kosong yang cukup untuk kepentingan perbaikan, perawatan, dan penggantian alat-alat, juga dapat terjangkau oleh *instrument safety dan fire protection*.
4. Piping dan sarana transportasi dalam area diatur sehingga tidak tumpang tindih, untuk mempermudah pekerja mengadakan pengamatan atau inspeksi.
5. Jalan-jalan didalam pabrik dibuat lurus, lebar, lalu lintasnya diatur dengan baik, sehingga memperlancar arus jalan. Hal ini juga mempermudah mobil pemadam kebakaran lewat jika terjadi kebakaran.
6. Susunan peralatan memungkinkan adanya perluasan dan pengembangan pabrik.

Pabrik nitrometana dari asam nitrat dan metan ini direncanakan akan didirikan diatas tanah seluas 42800 m<sup>2</sup>.

#### 4.3 Tata Letak Alat Proses (*Machines Layout*)



**Gambar 4.3** Tata Letak Alat Proses (*Machines layout*)

Skala 1:300 Keterangan :

R : Reaktor Alir Pipa

D : Dekanter

SP-01 : Separator

VP-01 : Vaporizer

QT : Quenching Tower

FC-01 : Furnace

HE-01 : Heat Exchanger

CL-01 : Cooler

Tata letak alat proses adalah tempat kedudukan dari alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Penyusunannya berdasarkan alat yang memiliki fungsi sama ditempatkan dalam satu bagian. Menurut *Vilbrandt (1959)*, dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain:

- a. Aliran bahan baku dan produk Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.
- b. Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadi stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja.
- c. Penerangan Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan.
- d. Lalu lintas manusia dalam perancangan layout pabrik perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalani tugasnya juga diprioritaskan.
- e. Pertimbangan ekonomi dalam menempatkan alat-alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.



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

#### **4.4 Manajemen Perusahaan**

##### **4.4.1 Bentuk Badan Usaha**

Bagian terpenting yang harus ditinjau selain masalah proses adalah permasalahan manajemen pada perusahaan tersebut, termasuk struktur organisasi di dalamnya. Tujuan utama manajemen adalah mempermudah dalam pelaksanaan tugas, membagi suatu kegiatan yang besar menjadi kegiatan-kegiatan yang kecil, serta mempermudah pimpinan dalam melaksanakan tugas pengawasan.

Bentuk perusahaan yang dipilih untuk pabrik nitrometana ini adalah Perseroan Terbatas (PT), yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal terdiri dari penjualan saham dan bank. Bila perusahaan rugi maka pemilik saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya.

Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direktur yang bertanggung jawab menyangkut kelancaran produksi, sedangkan tanggung jawab pemegang saham terbatas dan kekayaannya terpisah dari kekayaan perusahaan. Direktur dipilih oleh rapat umum pemilik saham. Pekerjaan direktur sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu oleh akuntan pabrik bila dalam perusahaan terdapat hal-hal yang kurang sesuai. Direktur dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham apabila mereka bersedia setelah masa jabatannya habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya diadakan setahun sekali.

Adapun dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan yaitu Perseroan Terbatas (PT) adalah sebagai berikut.

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti resiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
3. Dapat memperluas lapangan usaha karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber-sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

#### **4.4.2 Struktur Organisasi**

Dalam menjalankan aktivitas di dalam perusahaan agar efisien dan efektif, maka perlu struktur organisasi. Struktur organisasi penting bagi perusahaan agar para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan demi tercapainya keselarasan dan keselamatan kerja antar karyawan.

Dengan demikian, struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing individu dalam perusahaan agar tercapai keselamatan kerja antar karyawan. Ada beberapa macam struktur organisasi antara lain:

a. Struktur Organisasi Line

Di dalam struktur organisasi ini biasanya paling sedikit mempunyai tiga fungsi dasar yaitu, produksi, pemasaran dan keuangan. Fungsi ini tersusun dalam suatu organisasi dimana rantai perintah jelas dan mengalir ke bawah melalui tingkatan-tingkatan manajerial. Setiap individu dalam departemen melaksanakan kegiatan utama perusahaan. Setiap individu mempunyai hubungan pelaporan hanya ke satu atasan, sehingga ada kesatuan perintah.

b. Struktur Organisasi Fungsional

Staf fungsional memiliki hubungan terkuat dengan saluran-saluran line. Jika dilimpahkan wewenang fungsional oleh manajemen puncak, maka seorang staf fungsional mempunyai hak untuk memerintah saluran line sesuai kegiatan fungsional.

c. Struktur Organisasi *Line and Staff*

Staf merupakan individu maupun kelompok dalam struktur organisasi yang fungsi utamanya adalah memberikan saran dan pelayanan kepada fungsi line.

Pada umumnya, staf tidak secara langsung terlibat dalam kegiatan utama organisasi, posisi staf untuk memberikan saran dan pelayanan departemen line dan membantu agar tercapainya tujuan organisasi yang lebih efektif.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain, perumusan tujuan perusahaan dengan jelas, tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi, tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi, adanya kesatuan arah (*unity of direction*), adanya kesatuan perintah (*unity of command*), adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab, adanya pembagian tugas (*distribution of work*), adanya koordinasi, struktur organisasi disusun sederhana, pola dasar organisasi harus relatif permanen, adanya jaminan batas (*unity of tenure*), balas jasa yang

diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya, dan penempatan orang harus sesuai keahliannya (Zamani, 1998).

Berdasarkan macam-macam struktur organisasi dan pedomannya, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik adalah sistem line and staff. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem line and staff ini yaitu:

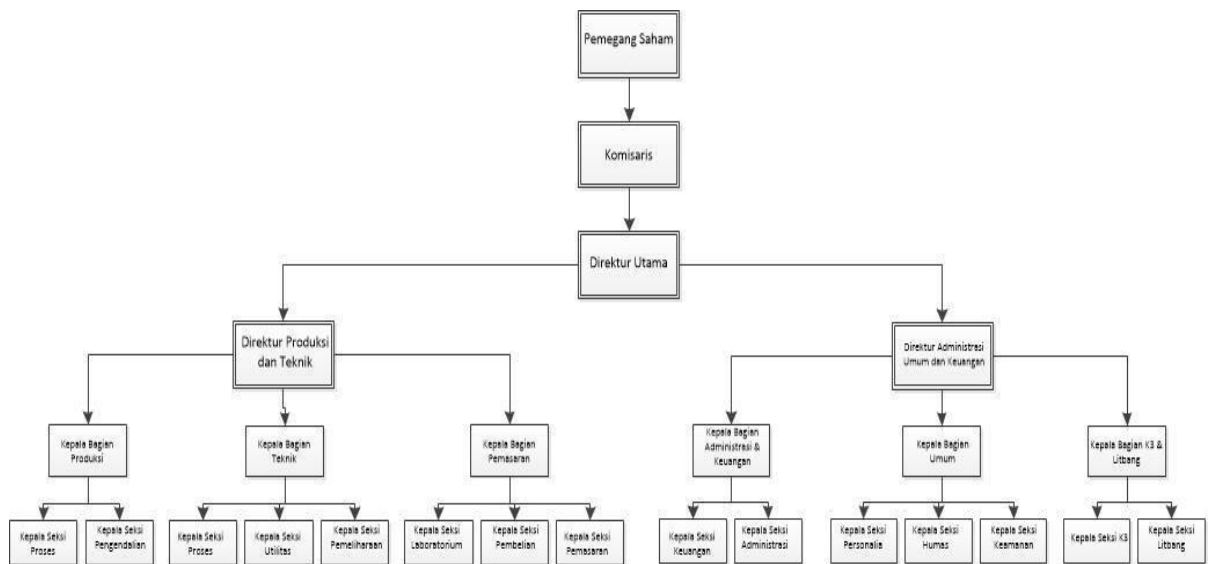
1. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya.

Dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional. Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur membawahi beberapa Kepala Bagian dan Kepala Bagian ini akan membawahi para karyawan perusahaan. Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan didapatkan beberapa keuntungan, antara lain:

1. Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
2. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
3. Penyusunan program pengembangan manajemen akan lebih terarah.
4. Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
5. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.

6. Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



**Gambar 4. 4** Struktur Organisasi

#### 4.4.3 Tugas dan Wewenang Karyawan

##### a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah mereka yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian pabrik dan jalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut pemegang saham berwenang untuk mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris, mengangkat dan memberhentikan Direktur, dan mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

##### b. Komisaris

Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris yaitu:

- Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarah pemasaran.
- Mengawasi tugas-tugas direktur.
- Membantu direktur dalam tugas-tugas penting.

c. Dewan Direksi

Direktur Utama Merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sebelumnya terhadap maju mundurnya perusahaan.

Direktur utama bertanggungjawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan.

Berikut merupakan tugas Direktur Utama:

- Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya secara berkala atau pada masa akhir pekerjaannya pada pemegang saham
- Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- Mengkoordinir kerja sama antara bagian produksi (Direktur Produksi) dan bagian keuangan dan umum (Direktur Keuangan dan Umum).

d. Direktur Produksi

Tugas dari Direktur Produksi antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik, dan rekayasa produksi.
- Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

e. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas dari Direktur Keuangan dan Umum antara lain:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang pemasaran keuangan, dan pelayanan umum

- Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

f. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala Bagian dapat juga bertindak sebagai Staf Direktur. Dalam pelaksanaannya Kepala Bagian mengawasi dan mengkoordinir kepala seksi bidang terkait dimana kepala seksi bidang membawahi karyawan bidang.

g. Status Kerja Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut:

- Karyawan Tetap karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksidan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
- Karyawan Harian karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.
- Karyawan Borongan karyawan yang digunakan oleh pabrik atau perusahaan apabila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

h. Jam Kerja Karyawan

Pabrik Nitromethane direncanakan berjumlah 155 orang pekerja dan beroperasi selama 24 jam dalam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu sebagai berikut.

- Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksike atas dan semua karyawan bagian umum dan keuangan.

Jam kerja yang berlaku untuk karyawan *non shift* diatur dalam Undang-Undang Ketenagakerjaan Republik Indonesia No. 13 Tahun 2013, dengan ketentuan bahwa dalam seminggu terdapat 5 hari kerja dengan waktu kerja 40 jam/minggu, dimana dalam sehari waktu kerja sebanyak 8 jam (belum termasuk jam istirahat). Jika perusahaan mempekerjakan karyawan melebihi waktu kerja, perusahaan wajib membayar upah kerja lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur nasional) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan *non shift* dapat diatur dengan perincian sebagai berikut.

1. Hari Senin – Jumat : Pukul 08.00 – 17.00 WIB
2. Hari Sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut.

3. Selain hari Jumat : Pukul 12.00 – 13.00 WIB
4. Hari Jumat: Pukul 11.30 – 13.00 WIB

Hari Minggu dan hari libur (hari besar) semua karyawan *non shift* libur.

- Karyawan *shift*

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian *shift* dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus.



Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* sebagai berikut.

*Shift* I : Jam 08.00 – 16.00 WIB

*Shift* II : Jam 16.00 – 24.00 WIB

*Shift* III : Jam 00.00 – 08.00 WIB

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapatkan pergantian *shift* selama 3 hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan sistem 3 hari kerja, dan 1 hari libur. Pada hari Minggu dan hari libur nasional semua karyawan produksi tidak libur.

Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian *shift* seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

**Tabel 4.2** Jadwal Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari ke-														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■

Regu	Hari ke-														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
B	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
C	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■
D	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I

Keterangan : ■ Libur

j. Kerja Lembur (Overtime)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

#### 4.4.4 Jumlah Pekerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan, agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik nitrometana adalah sebagai berikut.

1. Direktur Utama = 1
2. Sekretaris = 1
3. Direktur Produksi dan Teknik = 1
4. Direktur Umum dan Administrasi = 1
5. Alat Produksi



**Tabel 4.3** Jumlah Pekerja Pada Alat Produksi

No	Alat Proses	Jumlah Alat	Man/Unit	Jumlah Buruh
1	Tangki-01	1	0,25	0,25
2	Tangki-02	1	0,25	0,25
3	Reaktor	1	0,5	0,5
4	Dekanter	1	0,5	0,5
5	Vaporizer	1	0,5	0,5
6	Separator	1	0,25	0,25
7	Pompa	6	0,25	1.5
8	Heater	3	0,25	0,75
9	Cooler	1	0,25	1
10	Menara <i>Quenching</i>	1	1	1
8	Kompresor	1	0.25	0.25
<b>Jumlah</b>				<b>3.75</b>

(Aries, Robert. S and Newton, 1955 "Chemical Engineering Cost Estimation" halaman 162)

#### 4.4.5 Utilitas

**Tabel 4.4** Jumlah pekerja pada alat utilitas

No	Alat Proses	Jumlah Alat	Man/Unit	Jumlah Buruh
1	Tangki Air Bersih	1	0,25	0,25
2	Cooling Tower	2	0,25	0,25
3	Tangki Air service	1	0,25	0,5
4	Tangki kaporit	1	0,25	0,5
5	Tangki Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> )18H <sub>2</sub> O	1	0,25	0,25
6	Tangki NaOH	1	0,25	0,25
7	Tangki Air Umpan Boiler	1	0,25	0,25
8	Tangki N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1	0,25	0,25
9	Boiler	1	0,25	0,25
10	Pompa Utilitas	21	0,25	1,5
11	Bak Pengendapan	2	0,25	0,25
12	Bak Foktuator	1	0,25	0,25

13	Bak Sedimentasi	1	0,25	0,25
14	Tangki Udara Tekan	1	0,25	0,25
15	Tangki Bahan Bakar	1	0,25	0,25
16	Tangki Air Bersih	1	0,25	0,25
17	Cooling Tower	1	0,25	0,25
18	Tangki Air Demin	1	0,25	0,5
<b>Jumlah</b>				<b>5,0</b>

(Aries, Robert. S and Newton, 1955 "Chemical Engineering Cost Estimation" halaman 162)

Buruh shift :  $(3.75 + 5)$  orang = 8.75

8.75 orang dibulatkan menjadi 9 orang, ada 4 kelompok pekerja

Jumlah Buruh Shift : 9 orang/kelompok x 4 kelompok = 36 orang

**Tabel 4.5** Pembagian Jumlah Karyawan Bagian Produksi, Teknik dan Litbang

Bagian	Seksi	Staff	Jumlah
Kepala Bagian Produksi = 1	Kepala Seksi Produksi = 1	Produksi = 4	41
	Kepala Seksi Utilitas = 1	Control Room = 20	
	Kepala Seksi <i>Quality Control</i> Control = 1	<i>Quality Control</i> = 8	
	Kepala Seksi <i>Control Room</i> Room = 1	<i>Utilitas</i> = 4	
Kepala Bagian Teknik = 1	Kepala Seksi Perawatan Pabrik = 1	Perawatan Pabrik = 2	7
	Kepala Perawatan Bengkel = 1	Perawatan Bengkel = 2	
Kepala Litbang =1	Kepala Seksi Laboratorium = 1	Laboratorium =2	6
	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan = 1	Penelitian dan Pengembangan = 1	
<b>TOTAL</b>			<b>54</b>

**Tabel 4.6** Pembagian Jumlah Karyawan Bagian Umum dan Administrasi

Bagian	Seksi	Staff	Staff Profesi	Jumlah
Kepala Bagian Umum = 1	Kepala Seksi Transportasi =1	-	Driver : 6	32
	Kepala Seksi Keamanan = 1	-	Security : 20	
	Kepala Seksi Humas = 1	Humas = 2		
Kepala Bagian Administratif =1	Kepala Seksi Keuangan = 1	Keuangan = 1		7

	Kepala Seksi Analisis dan Perencanaan Pasar = 1	Analisis dan Perencanaan Pasar = 1		
Kepala Bagian Administratif =1	Kepala Seksi Pembelian Penjualan = 1	Pembeli Penjualan = 1		7
Kepala Bagian HRD = 1	Kepala Seksi Pelatihan TK dan K3 = 1	Pelatihan TK dan K3 =1	Dokter : 1 Perawat: 4	10
	Kepala Seksi Personalia = 1	Personalia = 1		
<b>TOTAL</b>				<b>49</b>

**Tabel 4.7** Rincian jumlah karyawan non shift

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur	2
3	Sekretaris Direktur	1
4	Kepala Bagian (Ka Bag)	6
5	Kepala Seksi (Ka Sie)	16
6	Staff	14
9	Dokter	1
10	Driver	6
11	Cleaning Service	6
12	Penjaga Perpustakaan	1
13	Koperasi dan Kantin	5
<b>Jumlah karyawan</b>		<b>59</b>

**Tabel 4.8** Rincian jumlah karyawan shift

No	Jabatan	Jumlah
1	Staff Produksi dan Teknik	8
2	Security	20
3	Proses dan utilitas	36
4	<i>Control Room</i>	20
5	<i>Quality Control</i>	8
6	Suster	4
<b>Jumlah karyawan</b>		<b>96</b>

Total karyawan = Karyawan *non shift* + Karyawan *shift*

= 59 orang + 96 orang

= 155 orang

#### 4.4.5 Sistem Gaji Karyawan

Sistem penggajian yang berlaku bagi para karyawan adalah sistem yang berupa gaji bulanan yang diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut.

- a. Jabatan atau Golongan
- b. Tingkat Pendidikan
- c. Pengalaman Kerja
- d. Keahlian

#### 4.4.6 Fasilitas dan jaminan Sosial

Untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan. sebagai berikut.

- a. Tunjangan istri/suami sebesar 25% dari gaji pokok
- b. Tunjangan anak sebesar 2 % dari gaji pokok
- c. Cuti selama 12 hari tiap tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji.

Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan. Antara lain sebagai berikut,

- a. Fasilitas air bersih
- b. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak
- c. Memberikan pakaian kerja 2 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun.
- d. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan
- e. Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya.
- f. Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan, dan asuransi hari tua.

## BAB V

### UTILITAS

Untuk menjalankan suatu proses produksi dalam suatu pabrik diperlukan adanya sarana penunjang. Utilitas merupakan sarana penunjang untuk menjamin kelancaran proses produksi suatu pabrik agar berjalan sesuai dengan yang diharapkan.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas meliputi :

a. Unit Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit ini berfungsi menyediakan air domestik, *air service*, air umpan boiler, dan air pendingin

b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Unit ini berfungsi menyediakan panas yang digunakan untuk pemanas pada heater, dan vaporizer

c. Unit Penyedia *Dowtherm A*

Unit ini berfungsi untuk menyediakan pendingin pada alat reaktor (R-01).

d. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit ini berfungsi menyediakan tenaga penggerak untuk peralatan proses dan penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan Generator Set sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

e. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini berfungsi menyediakan bahan bakar untuk furnace, dan generator.

f. Unit Pengadaan Udara Tekan (*Power Air System*)

Unit ini berfungsi menyediakan udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat *control pneumatic*.

## **5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)**

### **5.1.1. Unit Penyedia Air**

Unit penyedia dan pengolahan air ini dikenal dengan unit *Water Treatment System*. Unit ini bertugas menyediakan dan mengolah air bersih yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air dalam pabrik. Untuk memenuhi kebutuhan air pada suatu pabrik, air yang digunakan pada umumnya menggunakan air air sumur, air sungai, air danau, dan air laut. Adapun unsur-unsur yang membentuk suatu sistem penyediaan air meliputi:

1. Sumber Pengadaan Air

Sumber pengadaan air untuk *industry* dapat diperoleh dari berbagai sumber, seperti sungai, waduk, sumber air tanah (sumur) ataupun air laut.

2. Sarana Penampungan

Untuk menunjang kebutuhan air, maka diperlukan adanya sarana penampungan air. Biasanya letak penampungan air diletakkan didekat sumber penyediaannya.

3. Sarana Penyaluran

Untuk menyalurkan air menuju sarana pengolahan, maka diperlukan adanya sarana penyaluran.

4. Sarana Pengolahan

Karena air yang didapat dari sumbernya belum dapat digunakan secara langsung, maka diperlukan sarana pengolahan agar mutu air sesuai dengan ketentuan.



## 5. Sarana-sarana Distribusi

Untuk membagikan air yang sudah diolah ke berbagai unit, maka diperlukan adanya sarana distribusi.

Air yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan operasional pada prarancangan pabrik Nitrometana yaitu air yang berasal dari DAS (Daerah Aliran Sungai) Cidanau dan masih mengandung pasir, mineral-mineral, ion-ion, dan kotoran yang harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan.

Pengolahan air ini bertujuan untuk menjaga alat – alat proses agar tidak cepat rusak serta menjaga adanya kontaminan yang akan menyebabkan reaksi antara reaktan – reaktan yang terdapat dalam proses. Pemilihan air sungai memiliki pertimbangan sebagai berikut.

- Air sungai relatif lebih mudah pengolahannya, sederhana dan biayanya lebih murah.
- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya tinggi sehingga persediaan air dapat tercukupi.
- Jumlah persediaan air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.
- Letak sungai berada didekat lokasi pabrik

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

### 1. Air Pendingin

Sumber air yang sudah diolah agar kualitasnya sesuai dengan syarat air pendingin. Ada beberapa syarat kandungan zat yang tidak diperbolehkan ada dalam air pendingin, seperti:

- Besi, karena dapat menyebabkan korosi
- Silica, karena dapat menyebabkan kerak
- Oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi

- Minyak, karena dapat menyebabkan gangguan pada *film corrosion inhibitor*, penurunan *heat exchanger coefficient* dan menimbulkan endapan karena minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba

## 2. Air Umpan Steam

Uap atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. air umpan boiler disediakan dengan *excess* 20%. *Excess* merupakan pengganti steam yang hilang karena kebocoran transmisi 10% serta factor keamanan sebesar 20%. Air yang digunakan untuk boiler harus memenuhi persyaratan agar air tidak merusak boiler. Berikut adalah beberapa hal yang perlu diperhatikan diantaranya :

### ➤ Tidak membuih (berbusa)

Busa disebabkan adanya solid matter, suspended matter, dan kebasaaan yang tinggi. Berikut adalah kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

- Kesulitan dalam pembacaan tinggi liquid dalam boiler
- Menyebabkan percikan air yang kuat dan dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut.

Untuk mengatasi hal-hal berikut maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkanitas air umpan boiler.

### ➤ Tidak membentuk kerak dalam boiler

Dengan terbentuknya kerak di dinding boiler dapat menyebabkan isolasi terhadap panas sehingga mempengaruhi terhambatnya proses perpindahan panas dan dapat menimbulkan kebocoran apabila kerak yang terbentuk pecah.

- Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Penyebab pipa dapat mengalami korosi yaitu pH rendah, minyak, lemak, *bikarbonat*, dan bahan organik serta gas-gas H<sub>2</sub>S, SO<sub>2</sub>, NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> yang terlarut dalam air. Lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja dapat terjadi karena adanya reaksi elektro kimia antara besi dan air.

### 3. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid dan lainnya. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu :

- Syarat fisika, meliputi:
  - Suhu : dibawah suhu udara
  - Warna : jernih
  - Rasa : tidak berasa
  - Bau : tidak berbau
- Syarat kimia, meliputi :
  - pH netral (6,5 – 7,5)
  - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air
  - Tidak mengandung logam berat yang berbahaya seperti air raksa (Hg) dan timbal (Pb)
- Syarat bakteriologis, Meliputi:
  - Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama *bakteri pathogen*
  - Tidak mengandung mikroba penghasil *toksin*

(Nafiatud,, 2008)

### 5.1.2. Unit Pengolahan Air

Air yang berasal dari DAS (Daerah Aliran Sungai) Cidanau akan diolah di unit pengolahan air dengan tahapan pengolahan sebagai berikut:

a. Screening

Air dari DAS (Daerah Aliran Sungai) Cidanau akan dilakukan penyaringan terlebih dahulu agar kandungan padatan seperti sampah, daun, plastik dan lainnya yang terbawa oleh air dapat terpisah.

b. Sedimentasi

Air yang telah melalui proses penyaringan kemudian air dihilangkan kembali kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses pengendapan.

c. Flokulator

Setelah proses pengendapan, air diendapkan kembali kotorannya yang berupa *disperse koloid* (suatu zat terlarut atau fase terdispersi sebagai partikel yang sangat halus pada substansi lain atau medium pendispersi) dalam air dengan menginjeksikan koagulan untuk menggumpalkan kotoran tersebut. Dimana koagulan yang digunakan adalah  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$  atau tawas.

d. Clarifier

Kemudian air keluaran flokulator yaitu air baku dimasukkan kedalam bak pengendap yaitu clarifier untuk menghilangkan flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi. Dimana air bersih akan keluar dari pinggir clarifier secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan akan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang sebelum masuk clarifier memiliki nilai tinggi dan diharapkan akan menjadi turun setelah keluar dari clarifier.

e. Penyaringan

Air keluaran dari clarifier kemudian dialirkan menuju *sand filter* yang berperan untuk memisahkan partikel-partikel padat yang masih lolos atau terbawa oleh air dari clarifier. Air yang keluar dari *sand filter* kemudian akan dialirkan ke dalam tangki penampungan (*filter water reservoir*).

f. Penampung Sementara

Air bersih yang sudah ditampung di tangki penampungan, kemudian didistribusikan menuju tangki klorinasi, tangki air service, bak air pendingin, dan tangki *cation* dan *anion exchanger*.

g. Proses Klorinasi

Air dari bak penampung dicampur dengan klorin dalam bentuk kaporit yang bertujuan untuk menghilangkan jamur, bakteri, dan mikroorganisme. Air yang dihasilkan kemudian ditampung ditangki air bersih yang nantinya akan didistribusikan untuk kebutuhan air domestik.

h. Tangki *Air Service*

Air dari tangki *air service* ditampung pada tangki air bertekanan dimana berfungsi untuk menyimpan air bertekanan sementara yang dilengkapi dengan membran untuk memisahkan air dan udara. Tangki air bertekanan pada prinsipnya berguna untuk menstabilkan tekanan air pada kran. Air bertekanan ini dapat digunakan untuk kebutuhan *air service*.

i. Bak Air Pendingin

Air dari bak penampung sementara ditampung pada bak air pendingin untuk selanjutnya di proses dalam *cooling tower* yang nantinya akan digunakan sebagai air pendingin.

j. *Cooling Tower*

Air dari bak air pendingin dialirkan menuju *cooling tower* untuk mendinginkan air dari proses melalui kontak langsung dengan udara yang mengakibatkan sebagian kecil air menguap dan air dapat digunakan kembali ke proses menjadi ke air pendingin. Air pembuangan dari *cooling tower / blowdown* dikeluarkan dari *cooling tower* untuk menjaga konsentrasi partikel yang ada didalamnya.

k. *Mixed Bed*

Air dari bak penampung sementara dialirkan menuju *mix bed* atau tangki *cation-anion exchanger* yang bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water*. Sehingga air tersebut dapat digunakan sebagai air umpan boiler. Tahapan dalam pengolahan air umpan boiler adalah sebagai berikut ;

1. **Unit Kebutuhan Air**

a. Kebutuhan Air Pendingin

**Tabel 5.1** Kebutuhan Pendingin

Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air (Kg/jam)
Cooler	C-01	84451,282
Quenching Tower	QT-01	6324,088

Total kebutuhan air pendingin	= 90775,371	Kg/jam
Perancangan dibuat <i>over design</i> 20%	= 108930,4448	Kg/jam
Jumlah air yang menguap ( $W_e$ )	= 1851,817562	Kg/jam
<i>Drift loss</i> ( $W_d$ )	= 21,78608896	Kg/jam
<i>Blowdown</i> ( $W_b$ )	= 595,4864316	Kg/jam
<i>Make up Water</i> ( $W_m$ )	= 2469,090082	Kg/jam
Perancangan $W_m$ <i>over design</i> 20%	= 2962,908099	Kg/jam

b. Kebutuhan Air Steam

**Tabel 5.2** Kebutuhan Steam

Alat	Kode Alat	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
Vaporizer	V-01	577,4423401
Heat exchanger	HE-01	1355,283059

Total kebutuhan air untuk steam	= 1932,725399	Kg/jam
Perancangan dibuat <i>over design</i> 20%	= 2319,270478	Kg/jam
Jumlah air yang menguap ( $W_e$ )	= 115,9635239	Kg/jam
<i>Blowdown</i> ( $W_b$ )	= 347,8905718	Kg/jam
<i>Make up Water</i> ( $W_m$ )	= 463,8540957	Kg/jam
Perancangan $W_m$ <i>over design</i> 20%	= 556,6249148	Kg/jam

c. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik meliputi kebutuhan air untuk karyawan/kantor dan kebutuhan air untuk tempat tinggal.

- Kebutuhan karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/hari, sehingga:

Jumlah karyawan	: 155 orang
Perkiraan Kebutuhan air tiap orang	: 100 L/hari
Kebutuhan air tiap karyawan	: 4,072936237 Kg/jam
Kebutuhan air semua karyawan	: 631,3051168 Kg/ jam
	: 15151,3228 Kg/hari

- Kebutuhan air untuk tempat tinggal

Jumlah Rumah	: 24 Rumh
Perkiraan penghuni Rumah	: 60 Orang
Kebutuhan air tiap orang	: 100 L/hari
Kebutuhan air untuk rumah	: 6138,077923 Kg/jam
	: 147313,8702 Kg/hari

d. Kebutuhan air untuk *service water*

Kebutuhan *service water* diperkirakan sekitar 500 kg/jam. Perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran, kantin, dan lain-lain. Sehingga total kebutuhan air adalah sebesar 118519,0983 Kg/jam dapat dilihat pada tabel berikut :

**Tabel 5.3** Kebutuhan Service Water

No.	Keperluan	Jumlah (Kg/jam)
1	<i>Domestik Water</i>	6769,3830
2	<i>Service Water</i>	500,00000
3	<i>Cooling Water</i>	108930,445
4	<i>Steam Water</i>	2319,2705
Total		118519,0983

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

Untuk memenuhi kebutuhan steam pada proses produksi dibutuhkan unit pembangkit steam dengan spesifikasi :

- Kapasitas = 1600 kW
- Jenis = AC Generator
- Tegangan = 220/360
- Jumlah = 1

Boiler dilengkapi dengan unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air yang berasal dari unit pengolahan air akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika, O<sub>2</sub>, Ca dan Mg yang masih terkandung dalam air umpan. Serta pengaturan pH sekitar 10-11 dikarenakan apabila pH yang terlalu tinggi nilai korosifitasnya akan tinggi.

Air sebelum masuk ke dalam boiler, terlebih dahulu dimasukkan ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 300 °C, kemudian diumpankan ke boiler, Api yang keluar



dari alat pembakaran (*burner*) memiliki tugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran akan masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air yang berada di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa api maka air akan menjadi mendidih. Uap air yang terkumpul kemudian dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

### 5.3 Unit pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit pembangkit listrik berfungsi untuk menyediakan kebutuhan listrik pabrik yang meliputi peralatan proses, peralatan utilitas, dan kebutuhan perkantoran. Adapun rincian dari kebutuhan listrik adalah sebagai berikut :

a. Kebutuhan listrik untuk proses

Beberapa peralatan proses menggunakan tenaga listrik sebagai penggerak motor. Daya yang dibutuhkan masing-masing alat dapat dilihat pada **Tabel 5.4**

**Tabel 5.4** Unit Pembangkit Listrik

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	0,3410	254,2546
Pompa-02	P-02	0,1029	76,7023
Pompa-03	P-03	0,1706	127,1792
Pompa-04	P-04	0,1624	121,0754
Pompa-05	P-05	0,1871	139,4926
Pompa-06	P-06	0,0512	38,1911
Blower-01	B-01	0,0613	45,7051
Blower-02	B-02	0,0613	45,7051
Blower-03	B-03	0,0613	45,7051
Blower-04	B-04	0,1226	91,4102
Blower-05	B-05	0,0613	45,7051
Blower-06	B-06	0,1226	91,4102
<b>Total</b>		<b>1,5053</b>	<b>1122,5362</b>

b. Kebutuhan Listrik Utilitas

Sama halnya dengan peralatan proses, peralatan utilitas juga terdapat sejumlah daya yang dibutuhkan. Kebutuhan tersebut dapat dilihat pada **Tabel 5.5** sebagai berikut :

**Tabel 5.5** Kebutuhan listrik utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	15,0000	11185,5000
Kompresor Udara	CP-01	5,0000	3728,5000
Pompa Utilitas-01	PU-01	6,7544	5036,7348
Pompa Utilitas-02	PU-02	7,7471	5776,9963
Pompa Utilitas-03	PU-03	6,8029	5072,8972
Pompa Utilitas-04	PU-04	0,0006	0,4205
Pompa Utilitas-05	PU-05	7,1016	5295,6728
Pompa Utilitas-06	PU-06	6,5638	4894,6130
Pompa Utilitas-07	PU-07	2,0531	1530,9777
Pompa Utilitas-08	PU-08	3,6139	2694,8776
Pompa Utilitas-09	PU-09	0,3425	255,3731
Pompa Utilitas-10	PU-10	0,0000	0,0002
Pompa Utilitas-11	PU-11	0,6324	471,5923
Pompa Utilitas-12	PU-12	0,6324	471,5923
Pompa Utilitas-13	PU-13	0,0157	11,7246
Pompa Utilitas-14	PU-14	0,0160	11,8964
Pompa Utilitas-15	PU-15	7,6997	5741,6304
Pompa Utilitas-16	PU-16	7,6997	5741,6304
Pompa Utilitas-17	PU-17	0,0935	69,7172
Pompa Utilitas-18	PU-18	0,1409	105,1047
Pompa Utilitas-19	PU-19	0,0964	71,8978
Pompa Utilitas-20	PU-20	0,0964	71,8978
Pompa Utilitas-21	PU-21	0,0964	71,8978
<b>Total</b>		<b>80,1992</b>	<b>59804,54508</b>

## c. Kebutuhan Lain –lain

- Kebutuhan listrik untuk penerangan : 9,1391 Kw
- Kebutuhan listrik untuk AC : 9,1391 kW
- Kebutuhan listrik untuk Laboratorium dan Bengkel : 9,1391 kW
- Kebutuhan listrik untuk *instrumentasi* : 15,2318 kW

Kebutuhan listrik secara lebih lengkap dapat dilihat pada Tabel 5.6 sebagai berikut :

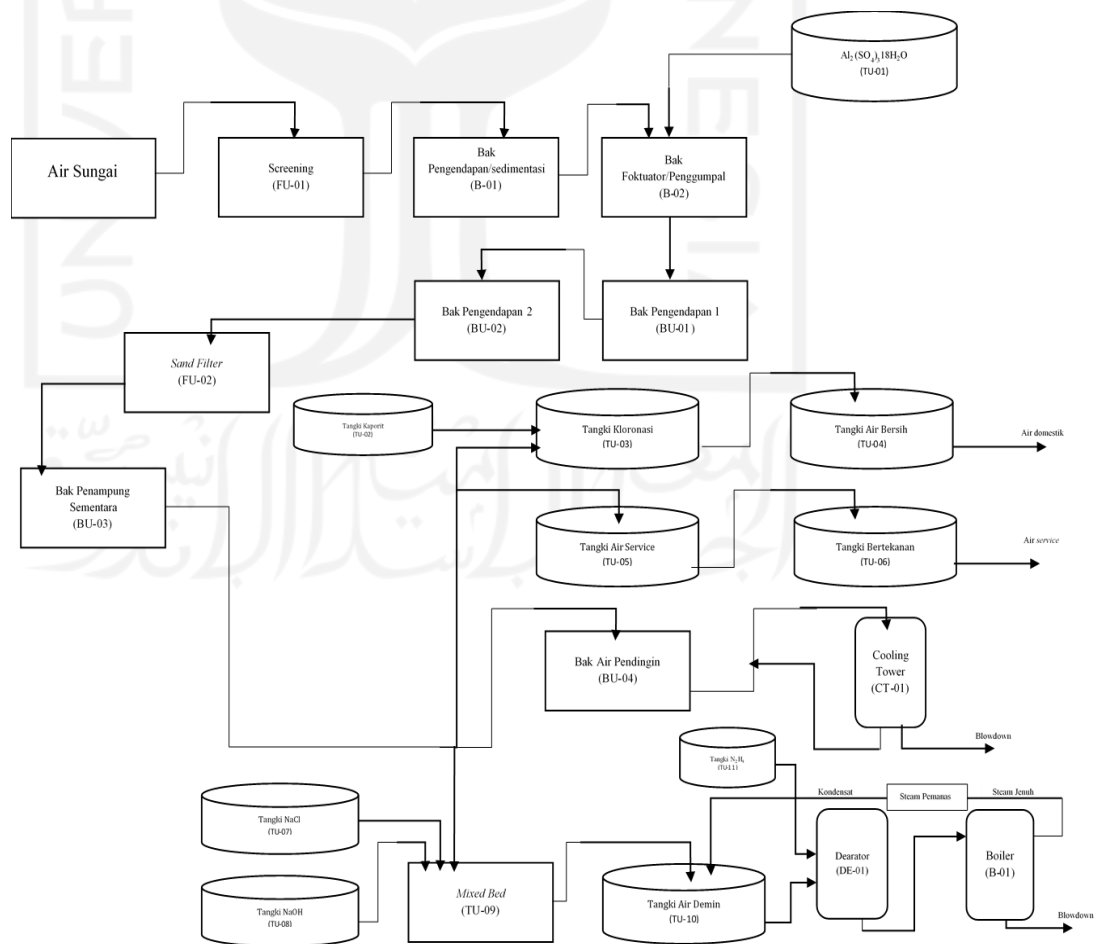
**Tabel 5. 6** Kebutuhan lain-lain

Keperluan	Kebutuhan (kW)
Power Plant	1,1225
Utilitas	59,8045
Penerangan	9,1391
Peralatan Kantor	9,1391
Laboratorium dan bengkel	9,1391
Alat Control	15,2318
Perumahan	24,0000
<b>Total</b>	<b>127,5760</b>

Kebutuhan listrik diperoleh dari dua sumber yaitu Perusahaan Listrik Nasional (PLN) dan generator. Generator berfungsi untuk tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan dan untuk menggerakkan alat-alat seperti boiler, pengaduk dan sejumlah pompa. Generator beroperasi menggunakan solar dan udara yang di tekan untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan akan digunakan untuk memutar poros engkol sehingga generator dapat menghasilkan listrik, kemudian listrik tersebut didistribusikan menggunakan panel. Energi listrik dari generator digunakan sebagai sumber utama untuk menggerakkan alat proses. Berikut merupakan spesifikasi generator yang digunakan :

Kapasitas Generator : 1125,29 kW

Kebutuhan Listrik : 127 kW  
 Jenis : AC Generator  
 Tegangan : 220/360  
 Jumlah : 1



**Gambar 5. 1** Diagram Alir Pompa Utilitas

#### 5.4 Unit Penyedia Udara Tekan dan Bahan Bakar

Tekan Unit penyedia udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Udara tekan dipilih memiliki tekanan 6,35 bar dan suhu 30°C. Adapun jumlah alat control sebanyak 36 buah dengan total kebutuhan udara tekan keseluruhan sebesar 67,2883 m<sup>3</sup>/jam. Kebutuhan udara tekan diperoleh dari kompresor yang dilengkapi dengan dryer yang berisi *silika gel*.

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menyediakan bahan bakar yang diperlukan untuk proses pembakaran pada boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk boiler dan generator yaitu solar. Solar memiliki heating value sebesar 1976 BTU/lb dengan efisiensi pembakaran 80%. Bahan bakar yang dibutuhkan sebesar 557,7656 lb/jam. Untuk bahan bakar furnace digunakan Fuel Oil No. 2. Nilai heating value sebesar 130000 BTU/US.gal dengan efisiensi pembakaran 75% berat fuel yang dibutuhkan sebesar 6,2515 Kg/Jam.

#### 5.5 Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

Limbah yang diperoleh dari pabrik nitrometana ini adalah limbah cairan.

##### a. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi pembuangan air yang sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya. Yang perlu diperhatikan disini adalah volume buangan yang diijinkan dan kemana pembuangan air limbah ini.

##### b. Air Limbah Laboratorium dan Limbah Cair dari Proses

Secara umum air limbah yang berasal dari setiap kegiatan di pabrik nitrometana ini harus diolah agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu :

- COD : maks. 100 mg/l
- BOD : maks. 20 mg/l

- TSS : maks. 80 mg/l
- Oil : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5 – 8,5

c. Limbah Hasil Proses

Pada pabrik ini menghasilkan limbah berupa senyawa dengan fase cair. Untuk menghindari dampak negatif dari limbah ini maka sebelum dibuang ke lingkungan, limbah tersebut diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan.

### 5.6 Unit Penyedia *Dowtherm*

Untuk memanaskan reaktor (R-01) menggunakan pendingin jenis *Dowtherm*. Alasan dipilihnya pendingin jenis *Dowtherm* yaitu jenis pendingin ini mampu bekerja pada suhu 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* adalah cairan yang 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)

Pendingin *dowtherm* terdiri dari senyawa *dipenil eter* dan *bipenil eter*. *Dowtherm* dapat digunakan dalam fase cair atau fase uap, Jumlah *dowtherm* yang dibutuhkan untuk reaktor (R-01) sebesar 20,4003 Kg/jam. Maka, total kebutuhan *dowtherm* setelah over design 20% sebagai faktor keamanan alat adalah 24,4803 Kg/jam.



## 5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

### a. Pompa Utilitas

**Tabel 5.7** Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode	PU-01				
Fungsi	Mengalirkan Air dari sungai menuju Screening				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Axial flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	791,542	gal/min			
Rate Volumetrik	1,76357	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	3,22218	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	10,0200	in	0,25451	m
	OD	10,7500	In	0,27305	m
	IPS	10,000	In	0,25400	m
	Flow Area	78,8000	In <sup>2</sup>	0,05084	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	69%				
Power Pompa	6,75437	Hp	5036,73	Watt	
Power motor	15.000	Hp	7457,00	Watt	

Kode	PU-02				
Fungsi	Mengalirkan Air sungai dari screening menuju Reservoir/sedimentasi				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Axial flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	751,965	gal/min			

Rate Volumetrik	1,67539	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	3,06107	ft <sup>3</sup> /s			
Ukuran Pipa	ID	10,0200	in	0,25451	m
	OD	10,7500	In	0,27305	m
	IPS	10,000	In	0,25400	m
	Flow Area	78,8000	In <sup>2</sup>	0,05084	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	68%				
Power Pompa	7,74708	Hp	5777,00	Watt	
Power motor	15.0000	Hp	11185,50	Watt	

Kode	PU-03				
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Sedimentasi (BU-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Axial flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	714,3664	gal/min			
Rate Volumetrik	1,5916	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,9080	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	10,0200	in	0,25451	m
	OD	10,7500	In	0,27305	m
	IPS	10,000	In	0,25400	m
	Flow Area	78,8000	In <sup>2</sup>	0,05084	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	68%				
Power Pompa	6,8029	Hp	5072,8972	Watt	
Power motor	10,0000	Hp	7457,000	Watt	



Kode	PU-04				
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Alum (TU-01) menuju Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	0,0387	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0001	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	0,2185	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	0,269	in	0,0068	m
	OD	0,41	In	0,0103	m
	IPS	0,33	In	0,0085	m
	Flow Area	0,06	In <sup>2</sup>	0,000034	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	20%				
Power Pompa	0,0006	Hp	0,4205	Watt	
Power motor	0,0500	Hp	37,2850	Watt	

Kode	PU-05				
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Koagulasi dan Flokulasi (BU-02) menuju Bak Pengendapan 1 (BU-03)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	714,3664	gal/min			
Rate Volumetrik	1,5916	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,9080	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	10,0200	in	0,25451	m

	OD	10,7500	In	0,27305	m
	IPS	10,000	In	0,25400	m
	Flow Area	78,8000	In <sup>2</sup>	0,05084	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	68%				
Power Pompa	7,1016	Hp	5295,6728	Watt	
Power motor	10,0000	Hp	7457,000	Watt	

Kode	PU-06				
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan 1 (BU-03) menuju Bak Pengendap 2 (BU-04)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Axial flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	678,6481	gal/min			
Rate Volumetrik	1,5120	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,7626	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	10,0200	in	0,25451	m
	OD	10,7500	in	0,27305	m
	IPS	10,000	in	0,25400	m
	Flow Area	78,8000	in <sup>2</sup>	0,05084	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	68%				
Power Pompa	6,5638	Hp	4894,6130	Watt	
Power motor	10,0000	Hp	7457,000	Watt	

Kode	PU-07				
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan II (BU-04) menuju Bak Saringan Pasir (FU-02)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Axial flow impellers</i>				

Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	644,7157	gal/min			
Rate Volumetrik	1,4364	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,6245	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	10,0200	in	0,25451	m
	OD	10,7500	in	0,27305	m
	IPS	10,000	in	0,25400	m
	Flow Area	78,8000	in <sup>2</sup>	0,05084	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	70%				
Power Pompa	2,0531	Hp	1530,9777	Watt	
Power motor	3,0000	Hp	237,1000	Watt	

Kode	PU-08				
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Sand Filter/ Bak Saringan Pasir (FU-02) menuju Bak Penampung Sementara (BU-05)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Axial flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	612,4799	gal/min			
Rate Volumetrik	1,3646	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,4933	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	10,0200	in	0,25451	m
	OD	10,7500	in	0,27305	m
	IPS	10,000	in	0,25400	m
	Flow Area	78,8000	in <sup>2</sup>	0,05084	m <sup>2</sup>

Efisiensi Pompa	65%			
Power Pompa	3,619	Hp	2694,8776	Watt
Power motor	5,0000	Hp	3728,5000	Watt

Kode	PU-09				
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-05) menuju area kebutuhan air				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	34,9826	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0779	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,3454	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	2,469	in	0,0627	m
	OD	2,88	in	0,0732	m
	IPS	2,50	in	0,0635	m
	Flow Area	4,79	in <sup>2</sup>	0,0031	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	30%				
Power Pompa	0,3425	Hp	255,3731	Watt	
Power motor	1,0000	Hp	745,7000	Watt	

Kode	PU-10				
Fungsi	Mengalirkan Kaporit dari Tangki Kaporit (T-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Radial Flow Impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	0,0003	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0001	ft <sup>3</sup> /s			

Kecepatan Aliran	0,0014	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	0,269	in	0,0068	m
	OD	0,41	In	0,0103	m
	IPS	0,33	In	0,0085	m
	Flow Area	0,06	In <sup>2</sup>	0,000034	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	20%				
Power Pompa	0,0000	Hp	0,0002	Watt	
Power motor	0,0500	Hp	37,2850	Watt	

Kode	PU-11				
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih (T-01)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	34,9669	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0779	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,7874	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	2,0670	in	0,0525	m
	OD	2,3800	in	0,0605	m
	IPS	2,0000	in	0,0508	m
	Flow Area	3,3500	in <sup>2</sup>	0,0022	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	21%				
Power Pompa	0,6324	Hp	471,5923	Watt	
Power motor	2,000	Hp	1491,4000	Watt	

Kode	PU-12				
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih (T-01)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	34,9669	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0779	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,7874	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	2,0670	in	0,0525	m
	OD	2,3800	in	0,0605	m
	IPS	2,0000	in	0,0508	m
	Flow Area	3,3500	in <sup>2</sup>	0,0022	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	21%				
Power Pompa	0,6324	Hp	471,5923	Watt	
Power motor	2,000	Hp	1491,4000	Watt	

Kode	PU-13				
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air servis (TU-05) menuju Tangki air bertekanan (TU-06)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	2,5827	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0058	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	1,2955	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	0,8240	in	0,0209	m

	OD	1,0500	in	0,0267	m
	IPS	0,7500	in	0,0191	m
	Flow Area	0,5340	in <sup>2</sup>	0,0003	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	20%				
Power Pompa	0,6324	Hp	11,7246	Watt	
Power motor	0,050	Hp	37,2850	Watt	

Kode	PU-14				
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air bertekanan (TU-06) menuju area kebutuhan servis				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	2,5827	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0058	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	1,2955	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	0,8240	in	0,0209	m
	OD	1,0500	in	0,0267	m
	IPS	0,7500	in	0,0191	m
	Flow Area	0,5340	in <sup>2</sup>	0,0003	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	20%				
Power Pompa	0,0160	Hp	11,8964	Watt	
Power motor	0,050	Hp	37,2850	Watt	

Kode	PU-15				
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Air Dingin (BU-06) menuju ke Cooling Tower (CT-01)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			

Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	562,6754	gal/min			
Rate Volumetrik	1,2536	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	5,2099	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	6,0650	in	0,1541	m
	OD	6,6250	in	0,1683	m
	IPS	6,0000	in	0,1524	m
Flow Area	28,9000	in <sup>2</sup>	00186	m <sup>2</sup>	
Efisiensi Pompa	61%				
Power Pompa	7,6997	Hp	5741,6304	Watt	
Power motor	10,000	Hp	7457,0000	Watt	

Kode	PU-16				
Fungsi	Mengalirkan air dari Cooling Tower (CT-01) menuju recycle dari bak air dingin				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	562,6754	gal/min			
Rate Volumetrik	1,2536	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	5,2099	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	6,0650	in	0,1541	m
	OD	6,6250	in	0,1683	m
	IPS	6,0000	in	0,1524	m
Flow Area	28,9000	in <sup>2</sup>	00186	m <sup>2</sup>	



Efisiensi Pompa	61%			
Power Pompa	7,6997	Hp	5741,6304	Watt
Power motor	10,000	Hp	7457,0000	Watt

Kode	PU-17				
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Penampung NaCl (TU-07) menuju Mixed Bed (MB-01)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	11,9801	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0267	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,1426	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	1,3800	in	0,0351	m
	OD	1,6600	in	0,0422	m
	IPS	1,2500	in	0,0318	m
	Flow Area	1,5000	in <sup>2</sup>	0,0010	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	20%				
Power Pompa	0,0935	Hp	69,7172	Watt	
Power motor	1,500	Hp	1118,5500	Watt	

Kode	PU-18				
Fungsi	Mengalirkan air dari Mixed Bead (MB-01) menuju Tangki air Demin (TU-10)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			

Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	11,9801	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0267	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,1426	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	1,3800	in	0,0351	m
	OD	1,6600	in	0,0422	m
	IPS	1,2500	in	0,0318	m
	Flow Area	1,5000	in <sup>2</sup>	0,0010	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	20%				
Power Pompa	0,1409	Hp	105,1047	Watt	
Power motor	1,500	Hp	1118,5500	Watt	

Kode	PU-19				
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki air Demin (TU-10) menuju Tangki Deaerator (DE-01)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	11,9801	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0267	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,1426	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	1,3800	in	0,0351	m
	OD	1,6600	in	0,0422	m
	IPS	1,2500	in	0,0318	m
	Flow Area	1,5000	in <sup>2</sup>	0,0010	m <sup>2</sup>

Efisiensi Pompa	20%			
Power Pompa	0,0964	Hp	71,8978	Watt
Power motor	0,500	Hp	372,8500	Watt

Kode	PU-20				
Fungsi	Mengalirkan larutan Hydrazine dari Tangki N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (TU-11) menuju Tangki Deaerator (DE-01)				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Kapasitas	11,9801	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0267	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,1426	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	1,3800	in	0,0351	m
	OD	1,6600	in	0,0422	m
	IPS	1,2500	in	0,0318	m
	Flow Area	1,5000	in <sup>2</sup>	0,0010	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	20%				
Power Pompa	0,0964	Hp	71,8978	Watt	
Power motor	0,500	Hp	372,8500	Watt	

Kode	PU-21				
Fungsi	Mengalirkan air dari Deaerator (DE-01) menuju Boiler				
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Jumlah	1	buah			
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 203 Grade C</i>				
<b>Spesifikasi Pompa</b>					

Kapasitas	11,9801	gal/min			
Rate Volumetrik	0,0267	ft <sup>3</sup> /s			
Kecepatan Aliran	2,1426	ft/s			
Ukuran Pipa	ID	1,3800	in	0,0351	m
	OD	1,6600	in	0,0422	m
	IPS	1,2500	in	0,0318	m
	Flow Area	1,5000	in <sup>2</sup>	0,0010	m <sup>2</sup>
Efisiensi Pompa	20%				
Power Pompa	0,0964	Hp	71,8978	Watt	
Power motor	0,500	Hp	372,8500	Watt	

**Tabel 5.8** Spesifikasi Bak Utilitas

1. Bak Pengendapan					
Kode	:	BU-01			
Fungsi	:	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai			
Jenis	:	Berbentuk Persegi			
Bahan	:	Beton			
Volume	:	1048,5651	m <sup>3</sup>		
Tinggi	:	6,4000	m		
Panjang	:	12,8000	m		
Lebar	:	12,8000	m		

2. Bak Penggumpalan / Bak Flokulator					
Kode	:	BU-02			
Fungsi	:	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan untuk menggumpalkan kotoran .			
Jenis	:	Bak <i>silinder tegak</i>			
Bahan	:	Beton			
Volume	:	165,8818	m <sup>3</sup>		
Tinggi	:	5,9563	m		
Panjang	:	5,9563	m		

Lebar	:	5,9563	m
-------	---	--------	---

3. Bak Pengendap I			
Kode	:	BU-03	
Fungsi	:	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)	
Jenis	:	Berbenntuk persegi	
Bahan	:	Beton	
Volume	:	996,1369	m <sup>3</sup>
Tinggi	:	6,2915	m
Panjang	:	12,5830	m
Lebar	:	12,5830	m

4. Bak Pengendap			
Kode	:	BU-04	
Fungsi	:	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi 02)	
Jenis	:	Berbentuk persegi	
Bahan	:	Beton	
Volume	:	946,3300	m <sup>3</sup>
Tinggi	:	6,1848	m
Panjang	:	12,3697	m
Lebar	:	12,3697	m

5. Bak Penganampung Sementara			
Kode	:	BU-05	
Fungsi	:	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring di <i>sand filter</i>	
Jenis	:	Berbentuk Persegi	
Bahan	:	Beton	
Volume	:	142,2229	m <sup>3</sup>
Tinggi	:	3,2883	m
Panjang	:	6,5766	m
Lebar	:	6,5766	m

6. Bak Air Pendingin I		
Kode	:	BU-06
Fungsi	:	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	:	Bak persegi panjang
Bahan	:	Beton
Volume	:	3137,1968 m <sup>3</sup>
Tinggi	:	9,2220 m
Panjang	:	18,4441 m
Lebar	:	18,4441 m

7. Bak Air Pendingin II		
Kode	:	BU-07
Fungsi	:	Menampung <i>air make up</i> dan air pendingin proses yang sudah didinginkan
Jenis	:	Bak Persegi Panjang
Bahan	:	Beton
Volume	:	130,7165 m <sup>3</sup>
Tinggi	:	3,1971 m
Panjang	:	6,3942 m
Lebar	:	6,3942 m

**Tabel 5.9** Spesifikasi Tangki Utilitas

1. Tangki Larutan Alum		
Kode	:	TU-01
Fungsi	:	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % untuk 2 minggu operasi
Jenis	:	Tangki silinder tegak
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>
Volume	:	7,4868 m <sup>3</sup>
Diameter	:	1,6832 m
Tinggi	:	3,3664 m

2. Tangki Klorinasi			
Kode	:	TU-02	
Fungsi	:	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki <i>Klorinasi</i> (TU-01)	
Jenis	:	Tangki silinder berpengaduk	
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>	
Volume	:	0,0179	m <sup>3</sup>
Diameter	:	0,2835	m
Tinggi	:	0,2835	m

3. Tangki Klorinasi			
Kode	:	TU-03	
Fungsi	:	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	
Jenis	:	Tangki silinder berpengaduk	
Bahan	:	<i>Carbon Steel</i>	
Volume	:	8,1233	m <sup>3</sup>
Diameter	:	2,1792	m
Tinggi	:	2,1792	m

4. Tangki Air Bersih			
Kode	:	TU-04	
Fungsi	:	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	
Jenis	:	Tangki silinder tegak	
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>	
Volume	:	194,9582	m <sup>3</sup>
Diameter	:	6,2858	m
Tinggi	:	6,2858	m

5. Tangki Air Service			
Kode	:	TU-05	
Fungsi	:	Menampung air untuk keperluan layanan umum.	
Jenis	:	Tangki silinder tegak	
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>	

Volume	:	14,4000	m <sup>3</sup>
Diameter	:	2,6373	m
Tinggi	:	2,6373	m

6. Tangki Air Bertekanan			
Kode	:	TU-06	
Fungsi	:	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum	
Jenis	:	Tangki silinder tegak	
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>	
Volume	:	14,4000	m <sup>3</sup>
Diameter	:	2,6373	m
Tinggi	:	2,6373	m

7. Tangki NaCl			
Kode	:	TU-07	
Fungsi	:	Menampung larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>kation exchanger</i>	
Jenis	:	Tangki silinder tegak	
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>	
Volume	:	0,9650	m <sup>3</sup>
Diameter	:	1,0712	m
Tinggi	:	1,0712	m

8. Tangki NaOH			
Kode	:	TU-08	
Fungsi	:	Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi <i>Anion exchanger</i> .	
Jenis	:	Tangki silinder tegak	
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>	
Volume	:	0,4914	m <sup>3</sup>
Diameter	:	0,8554	m
Tinggi	:	0,8554	m



9. Tangki Umpan Boiler			
Kode	:	TU-09	
Fungsi	:	Mencampur kondensat sirkulasi dan <i>make up air</i> umpan boiler sebelum dibangkitkan sebagai steam dalam boiler	
Jenis	:	Tangki silinder tegak	
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>	
Volume	:	2,7831	m <sup>3</sup>
Diameter	:	1,5248	m
Tinggi	:	1,5248	m

10. Tangki Air Demin			
Kode	:	TU-10	
Fungsi	:	Menampung air bebas mineral sebagian air proses dan air umpan boiler	
Jenis	:	Tangki silinder tegak	
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>	
Volume	:	66,7950	m <sup>3</sup>
Diameter	:	4,3984	m
Tinggi	:	4,3984	m

11. Tangki N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>			
Kode	:	TU-11	
Fungsi	:	Menyimpan larutan N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	
Jenis	:	Tangki silinder tegak	
Bahan	:	<i>Carbon steel</i>	
Volume	:	2,8290	m <sup>3</sup>
Diameter	:	1,5332	m
Tinggi	:	1,5332	m

**Tabel 5.10** Spesifikasi Screening

1. Saringan/Screening			
Kode	:	FU-01	
Fungsi	:	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar misalnya ; daun,ranting, dan sampah-sampah lainnya.	
Bahan	:	<i>Alumunium</i>	
Panjang	:	3,048	m
LEbar	:	2,438	m

2. Bak Saringan Pasir			
Kode	:	FU-02	
Fungsi	:	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai	
Jenis	:	<i>Sand Filter</i>	
Bahan	:	<i>Spheres</i>	
Ukuran Pasir	:	28 mesh	
Diameter	:	0,0280	inch
Tinggi Lapisan Pasir	:	0,4968	m
Panjang	:	2,5241	m
Volume	:	8,04039	m <sup>3</sup>
Lebar	:	2,52408	m
Tinggi	:	1,26204	m

**Tabel 5.11** Spesifikasi Cooling Tower

1. Cooling Tower			
Kode	:	CT-01	
Fungsi	:	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan	
Tinggi	:	3,5717	m
Panjang	:	1,9789	m
Lebar	:	1,9789	m

**Tabel 5.12** Spesifikasi Blower Cooling Tower

1. Blower Cooling Tower			
Kode	:	BL-01	
Fungsi	:	Untuk menghisap udara sekeliling agar dikontakkan dengan air yang akan didinginkan	
Efisiensi Motor	:	86	%
Tenaga Motor	:	15	Hp

**Tabel 5.13** Spesifikasi Mixed Bed

1. Mixed Bed			
Kode	:	MB-01	
Fungsi	:	Menghasilkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion	
Diameter	:	0,49163	m
Tinggi	:	1,524	ft
Tinggi Bed	:	1,2700	m
Volume Bed	:	0,2409	m <sup>3</sup>
Volume Bak Resin	:	1456,6674	m <sup>3</sup>
Tebal	:	0,1875	inch

**Tabel 5.14** Spesifikasi Dearator

1. Dearator			
Kode	:	DE-01	
Fungsi	:	Menghilangkan gas CO <sub>2</sub> dan O <sub>2</sub> yang terkait dalam <i>feed water</i>	
Efisiensi Motor	:	2,7831	m <sup>3</sup>
Tenaga Motor	:	151,5248	m
Tinggi	:	1,5248	m

## BAB VI

### EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi pabrik untuk mengevaluasi kelayakan dari suatu pabrik dan tingkat pendapatannya, Suatu rancangan pabrik dianggap layak untuk didirikan jika dapat beroperasi dalam kondisi yang memberikan keuntungan. Berbagai parameter ekonomi dapat digunakan sebagai pedoman untuk menentukan layak tidaknya suatu pabrik untuk didirikan dan besarnya tingkat pendapatan yang diterima dari segi ekonomi. Selain dari itu untuk mengetahui apakah modal yang ditanamkan dapat kembali pada jangka waktu tertentu atau tidak.

Dengan demikian prarancangan pabrik Nitrometana, diperlukan evaluasi ekonomi untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan merupakan suatu investasi yang layak dan menguntungkan atau tidak. Pabrik Nitrometana dirancang dengan resiko yang rendah (*low risk*) dengan pertimbangan:

1. Kondisi optimal pada operasi proses termasuk rendah.
2. Sifat bahan tidak toxic dan tidak berbahaya.
3. Terdapat pabrik Nitrometana yang sudah beroperasi sebelumnya.

Evaluasi ekonomi dapat meninjau kebutuhan modal investasi, besar keuntungan yang diperoleh, lama modal investasi dapat dikembalikan, dan titik terjadinya impas yaitu total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Sehingga dapat menjadi suatu dasar kelayakan untuk mendirikan suatu pabrik. Faktor yang mempengaruhi evaluasi ekonomi diantaranya, yaitu :

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Break Event Point* (BEP)
4. *Shut Down Point* (SDP)
5. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)

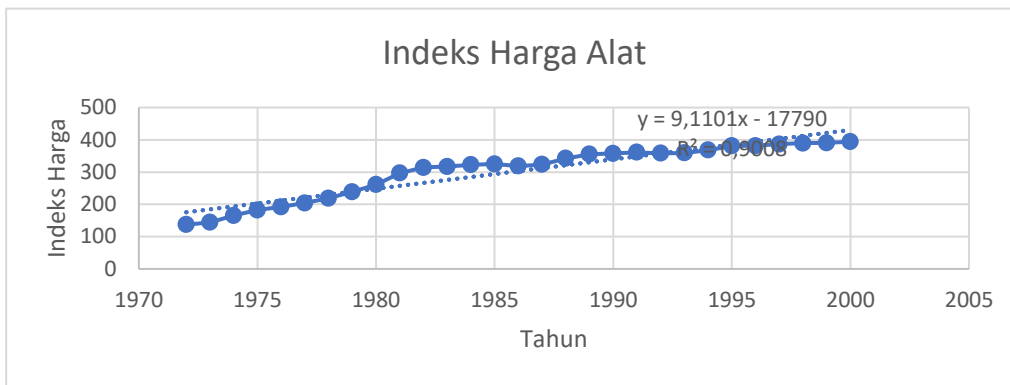
Namun, ada beberapa hal yang perlu diperkirakan sebelum melakukan analisis terhadap ke lima faktor di atas, seperti:

1. Penentuan Modal Industri (*Fixed Capital Investment*), yang meliputi:
2. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
3. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
4. Penentuan Total Biaya Produksi (*Total Production Cost*), yang meliputi:
5. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
6. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
7. Pendapatan Modal
8. Biaya Tetap per Tahun (*Fixed Cost Annual*)
9. Biaya Variabel per Tahun (*Variable Cost Annual*)
10. Biaya Mengambang (*Regulated Cost Annual*)

### **6.1 Penaksiran Harga Alat**

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Oleh karena itu, untuk mengetahui harga peralatan diperlukan metode atau cara untuk memperkirakan harga alat tertentu. Harga peralatan proses produksi pada tahun rencana pendirian pabrik yaitu pada tahun 2027 ditentukan menggunakan indeks harga alat pada tahun tersebut.

Untuk mengetahui harga alat pada tahun pendirian pabrik yaitu tahun 2027, maka dicari indeks pada tahun tersebut. Harga indeks tahun 2027 dapat diperkirakan dengan data indeks dari tahun-tahun sebelumnya. Pada analisis ini digunakan data indeks harga dari tahun 2014 sampai 2027 yang kemudian dicari dengan menggunakan persamaan *regresi linier*. Grafik hubungan antara tahun dan indeks harga ditunjukkan pada **Gambar 6.1**.



**Gambar 6.1** Grafik hubungan antara tahun dan indeks harga

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, berdasarkan data di atas maka didapatkan persamaan berikut:

$$y = 9,0010x - 17790$$

Dimana:

y = Indeks harga

x = Tahun pembelian

Dari persamaan di atas didapat harga indeks pada tahun 2028 adalah 685,2828. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga (*Aries dan Newton, 1955*)

$$: EX = EY \frac{NX}{NY}$$

Dimana:

Ex = Harga pembelian pada tahun 2027

Ey = Harga pembelian pada tahun referensi

Nx = Indeks harga pada tahun ke 2027

Ny = Indeks harga pada tahun referensi

## 6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik : 25.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 hari

Umur pabrik : 10 tahun

Tahun pendirian pabrik : 2027

Krus mata uang (1 US\$) : 15.081.80 (Januari 2027)

### 6.3 Perhitungan Biaya

#### 6.3.1. *Capital Investment*

*Capital investment* merupakan jumlah pengeluaran yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

*Fixed capital investment* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas suatu pabrik.

b. *Working Capital Investment*

*Working capital investment* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk mengoperasikansuatu pabrik selama waktu tertentu.

#### 6.3.2. *Total Production Cost*

A. *Manufacturing Cost*

*Manufacturing cost* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan proses pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton, *manufacturing cost* meliputi:

- *Direct Cost*

*Direct cost* merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan langsung dalam proses pembuatan suatu produk.

- *Indirect Cost*

*Indirect cost* merupakan biaya pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasisuatu pabrik.

- *Fixed Cost*

*Fixed cost* merupakan biaya pengeluaran yang bersifat tetap, tidak dipengaruhi oleh tingkat produksi dan waktu atau pengeluaran ketika pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi.

B. *General Expenses*

*General Expenses* atau pengeluaran umum merupakan biaya pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan dan tidak termasuk *manufacturing cost*.

## 6.4 Analisa Kelayakan

Analisa atau evaluasi kelayakan suatu perancangan pabrik dilakukan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh. Studi kelayakan dari pabrik butil oleat dapat dilihat dari parameter-parameter ekonomi. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

### 6.4.1. *Return On Investment (ROI)*

*Return on investment* adalah perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *percent return on investment* adalah

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed capital Investment}} \times 100 \%$$

Keuntungan atau profit dihitung berdasarkan *annual sales* (Sa) dan *total manufacturing cost*. *Finance* akan dihitung sebagai komponen yang berisikan pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. Pabrik dengan risiko rendah mempunyai minimum ROI before tax sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan risiko tinggi mempunyai minimum ROI before tax sebesar 44%.



#### 6.4.2. Pay Out Time (POT)

*Pay out time* merupakan waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini dilakukan untuk mengetahui berapa tahun modal investasi yang dilakukan akan kembali. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *pay out time* adalah :

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan Tahunan}}$$

Pabrik dengan risiko rendah mempunyai nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi mempunyai nilai POT maksimal 2 tahun.

#### 6.4.3. Break Event Point (BEP)

*Break even point* merupakan titik impas dimana pabrik tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. Pada kondisi ini kapasitas produksi pada saat-sales sama dengan *total cost*. Pabrik akan mengalami kerugian apabila beroperasi di bawah nilai BEP, dan akan mengalami keuntungan apabila beroperasi di atas nilai BEP. Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar antara 40% - 60%. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *break even point* adalah :

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

Dimana:

Fa = *Annual fixed manufacturing cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual regulated expenses* pada produksi maksimum

Sa = *Annual variable value* pada produksi maksimum

Va = *Annual sales value* pada produksi maksimum

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

*Shut down point* merupakan titik dimana suatu kegiatan produksi dihentikan. Penghentian ini bisa terjadi karena keputusan manajemen yang dikarenakan kegiatan produksi yang tidak ekonomis, atau bisa juga diakibatkan oleh *variable cost* yang terlalu tinggi.

Dalam setahun, persen kapasitas minimum pabrik bisa mencapai kapasitas produk yang diinginkan. Namun jika pabrik tersebut dalam setahun tidak bisa mencapai kapasitas minimum yang diinginkan maka operasi pabrik harus dihentikan. Hal tersebut diakibatkan karena biaya yang akan dikeluarkan untuk melanjutkan proses operasi akan lebih mahal dibandingkan dengan biaya yang digunakan untuk membayar *fixed cost* dan menutup pabrik. Persamaan yang digunakan untuk menentukan *shut down point* adalah :

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

#### 6.4.5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

*Discounted cash flow rate of return* merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *discounted cash flow rate of return* adalah :

$$(FC + WC)(1 + i)^n = \sum_{n=0}^{n-1} (1 + i)^n + WC + SV$$

Dimana:

FC = *Fixed capital*

WC = *Working capital*

SV = *Salvage value*

C = *Cash flow*

= (keuntungan setelah pajak + depresiasi + finance)

N = Umur pabrik

I = nilai DCFR

## 6.5 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik Nitrometana ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah pabrik ini layak untuk didirikan atau tidak. Hasil perhitungan akan disajikan pada **Tabel 6.1**

**Tabel 6. 1** Perencanaan Keuangan dan Analisis

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 22.930.780.586,29	\$ 1.520.427,31
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 8.605.254.215	\$ 580.057
3	<i>Installation Cost</i>	Rp 9.860.235.652,11	\$ 653.784
4	<i>Piping Cost</i>	Rp 1.520.427,31	\$ 547.353,83
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp 1.307.054.493,42	\$ 456.128,19
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp 1.089,212.077,85	\$ 121.634,18
7	Electrical Cost	Rp 653.527.246,71	\$ 228.064,210
8	<i>Building Cost</i>	Rp 79.857.824.481,21	\$ 5.294.979
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp 212.457.824.481	\$ 9.020.118
<b>Physical Plant Cost (PPC)</b>		<b>Rp 252.008.438.743,06</b>	<b>\$ 16.709.44043</b>

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Engineering and Construction</i>	Rp 5.732.695.146,57	\$ 380.106,83
<b>Total DPC + PPC</b>		<b>Rp 281.155.668.901</b>	<b>\$ 18.642.049</b>

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 257.741.113.889,64,3	\$ 17.089.547,2
2	<i>Contractor's Fee</i>	Rp 10.039.645.355,59	\$ 683.581,89
3	<i>Contigency</i>	Rp 64.435.283.472,41	\$ 4.272.386,82
<b>Fixed Capital Investment (FCI)</b>		<b>Rp 332.486.062.717,64</b>	<b>\$ 22.045.515,97</b>

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 987.128.000.792	\$ 65.451.604
2	<i>Labor</i>	Rp 11.748.000.000	\$ 778.952,11
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.140.000.000	\$ 75.587,79
4	<i>Maintenance</i>	Rp 13.299.442.508,71	\$ 881.820,64
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.994.916.376,31	\$ 132.273,10
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 13.460.506.500	\$ 892.500
7	<i>Utilities</i>	Rp 164.890.493.007	\$ 10.933.070,82
<b>Direct Manufacturing Cost (DMC)</b>		<b>Rp 1.193.661.359.184</b>	<b>\$ 79.145.815</b>

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 1.762.200.000	\$ 116.842,82
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1.174.800.000	\$ 77.895,21
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 5.874.000.000	\$ 389.476,06
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 4.038.151.950	\$ 267.750,00
<b>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</b>		<b>Rp 12.849.151.950</b>	<b>\$ 851.964,09</b>

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 33.348.606.271,6	\$ 2.404.824
2	<i>Property taxes</i>	Rp 9.974.581.881,53	\$ 661,365,48
3	<i>Insurance</i>	Rp 9.974.581.881,53	\$ 661,365,48
<b>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</b>		<b>Rp 53.197.770.030,82</b>	<b>\$ 3.527.282,55</b>

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC)	Rp 1.193.661.359.184	\$ 79.145.815
2	<i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC)	Rp 12.849.151.950	\$ 851.964
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 53.197.770.030,82	\$ 3.527.282,55
<b>Manufacturing Cost (MC)</b>		<b>Rp 1.259.708.281.169</b>	<b>\$ 83.525.062</b>

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 82.260.666.732,64	\$ 5.454.300,33
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 158.241.097.462,87	\$ 10.492.189,09
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 105.494.064.975,24	\$ 6.994.792.73
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 210.988.129.950,49	\$ 13.989.585,46
5	<i>Available Cash</i>	Rp 105.494.064.975,24	\$ 6.994.792,73
<b>Working Capital (WC)</b>		<b>Rp 1.025.168.836.980,05</b>	<b>\$ 67.973.904,77</b>

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 26.921.013.000	\$ 1.785.000
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 40.381.519.500	\$ 2.677.500
3	<i>Research</i>	Rp 26.921.013.000	\$ 1.785.000
4	<i>Finance</i>	Rp 20.503.376.740	\$ 1.359.478
<b>General Expensess (GE)</b>		<b>Rp 114.726.922.240</b>	<b>\$ 7.563.142,73</b>

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 1.265.928.779.703	\$ 83.525.062
2	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 114.726.922.240	\$ 7.563.142,73

<b>Total Production Cost (TPC)</b>	<b>Rp 1.373.774.087.168</b>	<b>\$ 91.088.204.880</b>
------------------------------------	-----------------------------	--------------------------

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 33.248.606.271,76	\$ 2.404.824,44
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 9.974.581.881,53	\$ 661.365,48
3	<i>Insurance</i>	Rp 9.974.581.881,53	\$ 661.365,48
<b>Fixed Cost (Fa)</b>		<b>Rp 53.197.776.035</b>	<b>\$ 3.527.282,55</b>

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp 11.748.000.000	\$ 778.952,11
2	<i>Payroll overhead</i>	Rp 1.762.200.000	\$ 116.842,82
3	<i>Plantl overhead</i>	Rp 5.874.000.000	\$ 389.476,06
4	<i>Supervision</i>	Rp 1.140.000.000	\$ 75.587,79
5	<i>Laboratory</i>	Rp 1.174.800.000	\$ 77.895,21
6	<i>General Expans</i>	Rp 114.065.805.999,72	\$ 7.563.142,73
7	<i>Maintenance</i>	Rp 13.299.442.508,71	\$ 881.820,64
8	<i>Plant supplies</i>	Rp 1.994.116.376,31	\$ 132.273,10
<b>Regulated Cost (Ra)</b>		<b>Rp 151.059.164.885</b>	<b>\$ 10.015.990,46</b>

**Tabel 6. 2** Perencanaan Keuangan dan Analisis Lanjutan

No.	Komponen	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 987.128.000.791,37	\$ 65.451.603,97
2	<i>Packaging</i>	Rp 4.038.151.950	\$ 267.750,00
3	<i>Shipping</i>	Rp -	\$ -
4	<i>Utilities</i>	Rp 164.888.813.007,19	\$ 10.932.966,42
5	<i>Royalty &amp; Patent</i>	<b>Rp 13.460.506.500</b>	<b>\$ 892.500,00</b>
<b>Variable Cost (Va)</b>		<b>Rp 1.169.515.472.249</b>	<b>\$ 77.544.820,40</b>

## 6.6 Hasil Analisis Keuntungan

Total penjualan = Rp. 1.518.721.272.136,78 / tahun

Total *production cost* = Rp. 1.380.655.701.943 / tahun

Keuntungan sebelum pajak = Rp. 138.065.570.194/ tahun

Pajak pendapatan = Rp. 15.176.367.948 / tahun

Keuntungan setelah pajak = Rp. 131.162.291.685 / tahun

## 6.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

### 6.7.1. Return On Investment (ROI)

ROI sebelum pajak = 41,32 %

ROI setelah pajak = 39,25 %

### 6.7.2. Pay Out Time

POT sebelum pajak = 1,95 tahun

POT sesudah pajak = 2,03 tahun

### 6.7.3. Break Event Point (BEP)

BEP = 41,76 %

### 6.7.4. Shut Down Point (SDP)

SDP = 19,21 %

### 6.7.5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

$$(FC + WC)(1 + i)^n = \sum_{n=0}^{n=n-1} (1 + i)^n + WC + SV$$

Umur pabrik = 10 tahun

*Fixed capital investment* (FCI) = Rp. 362.690.812.883,56

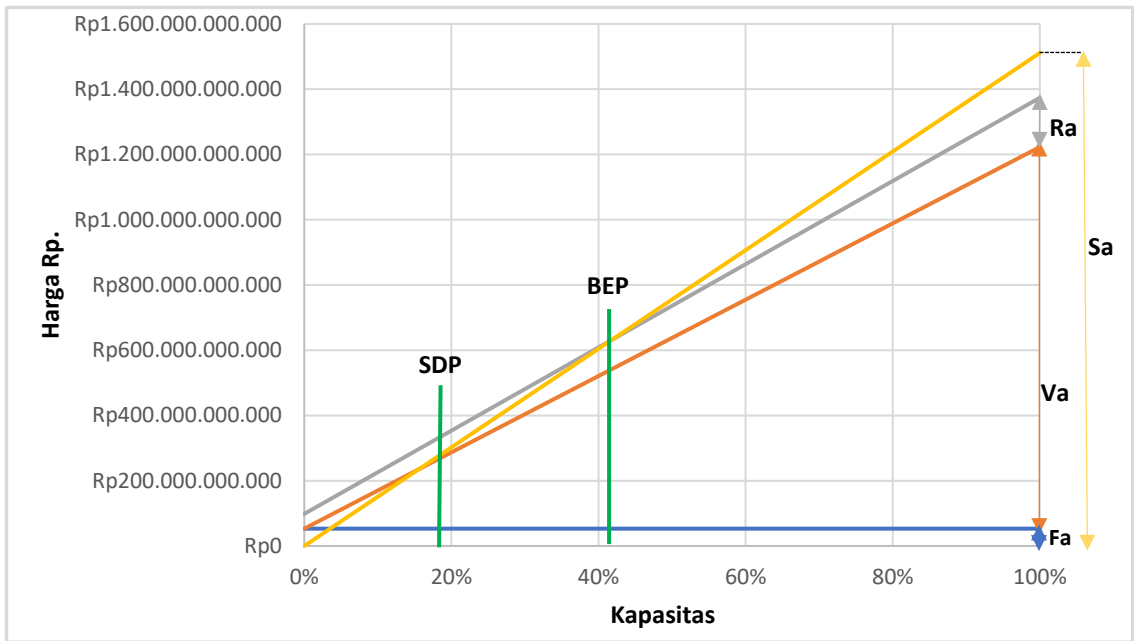
*Working capital* (WC) = Rp. 662.487.024.096,49

*Salvage* = Rp. 36.269.081.288

*Cash Flow* = Rp. 131.162.291.684

DCFR

= 29,25 %



Gambar 6. 2 Grafik Analisis Kelayakan

Tabel 6.2 Analisis Kelayakan

mponen	Parameter Low Risk minimum	Hasil evaluasi	Satuan	Keterangan
ROI sebelum pajak	11% - 44%	38.07	%	Layak
ROI setelah pajak	11% - 44%	36.16	%	Layak
POT sebelum pajak	2-5 tahun	2.08	tahun	Layak
POT setelah pajak	2-5 tahun	2.17	tahun	Layak
BEP	40% - 60%	42.95	%	Layak
SDP		18.98	%	Layak
DCF	15%	29.25	%	Layak



## **BAB VII**

### **PENUTUP**

#### **7.1 Kesimpulan**

Berdasarkan perancangan Pabrik Nitrometana dari Asam Nitrat dan Metana dengan kapasitas 25.000 ton/tahun, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik Nitrometana dengan kapasitas 25.000 ton/tahun didasarkan atas keinginan mengurangi ketergantungan impor dari luar negeri, menciptakan lapangan kerja baru, memenuhi kebutuhan dalam negeri, serta mendorong berkembangnya industri lainnya yang berbahan baku butil asetat.
2. Dengan meninjau segi teknik, prarancangan pabrik kimia Nitrometana dari metana dan asam nitrat meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, lokasi, dan hasil produksi. Maka pabrik nitrometana dengan kapasitas 25.000 ton/tahun di Kawasan Industri Cikampek layak untuk dipertimbangkan lebih lanjut.
3. Berdasarkan hasil perhitungan analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik ini didapatkan sebagai berikut:
4. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 138.065.570.194 / tahun dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 131.162.291.685 / tahun. (Aries & Newton, 1955).
5. Presentasi *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 38,07% dan setelah pajak adalah 36,16%. ROI (Aries & Newton, 1955).
6. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2.08 tahun dan setelah pajak adalah 2.17 tahun. POT setelah pajak maksimum untuk pabrik beresiko rendah adalah 2.17 tahun. (Aries & Newton, 1955).
7. Nilai *Break Event Point* (BEP) adalah 42,95% dan *Shut Down Point* (SDP) adalah 18,98%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya sebesar 40%-60% dan  $SDP < BEP$ . (Aries & Newton, 1955).

8. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah 29,25%..
9. Dari data di atas dapat disimpulkan bahwa Pabrik Nitrometana layak dikaji untuk didirikan karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

## 7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk Nitrometana dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries,R.S., and Newton,R.D.,1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", Mc. Graw Hill Book Co. Inc., New York.
- Badan Pusat Statistik., 2017, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia", vol. II., BPS., Jakarta., Indonesia.
- Badan Pusat Statistik., 2018, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia", vol. II., BPS., Jakarta., Indonesia.
- Badan Pusat Statistik., 2019, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia", vol. II., BPS., Jakarta., Indonesia.
- Badan Pusat Statistik., 2020, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia", vol. II., BPS., Jakarta., Indonesia.
- Badan Pusat Statistik., 2021 , "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia", vol. II., BPS., Jakarta., Indonesia.
- Brown,G.G., 1978, "Unit Operation", Modern Asia Edition, Charles E Tuttle Co., Tokyo.
- Brownell,L.E., and Young, E.H., 1979, "Process Equipment Design", Wiley Eastern Limited, New Delhi.
- Carl.L. Yaws., 1980, "Chemical Properties", Mc. Graw Hill, Inc.,USA.
- Cheremisinoff, N.P., 1993, "Heat Transfer Equipment", PTR Prentice Hall., New Jersey.
- Coulson.J.M., and Richardson.J.F., 1983, " An Introduction to Chemical Engineering Design" vol 6, Pergamon Press Ltd., Oxford.
- Jacquinet, & Mari, B. (1985). Procédé de fabrication de nitrométhane et installation. Demande De Brevet Europeen, 9.
- Kern, D.Q., 1950, "Process Heat Transfer", International Student Edition, Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.
- Kirk, R.E., and Othmers, D.F., 1949, "Encyclopedia of Chemical Technology"vol 3.10, The Interscience Encyclopedia Inc., New York.
- Ludwig, L.E., 1964, " Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants" vol 1,2, and 3, Gulf Publishing Co., New York.
- Mc,Cabe, W.L., and Smith, J.C., 1976, "Unit Operation of Chemical Engineering", 3rd ed., Mc. Graw Hill, Book Company, Inc., New York.
- Page, Jhon. S., 1978, "Estimation's Equipment Instalation Man – Hour Manual", Gulf Publishing Company, Houston Texas
- Perry, R.H., and Chilton, C.H., 1994, "Chemical Engineer Hand Book", 6th edition, Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.
- Peter, M. S. and Timmerhaus, K. D., "Plant Design and Economics for Chemical Engineering", 5th ed., Mc. Graw Hill Book Company.
- Powel, S. T., 1954, Water Conditioning for Industry, Mc. Graw Hill Book Company, New York.

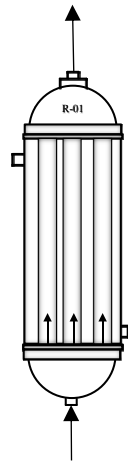
- Rase, F. H, 1977, "Chemical Reactor Design for Process Plant", Vol I & II, John Wileys and Sons, Inc., New York.
- Roger, M., 1991, " Electrochemical Methode For Appraising Corrosion Protective Coatings", Vol.63, University of Missouri, San Francisco.
- Smith, J.M., and van Ness, H.C., 1975, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic", 3rd ed., Mc. Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo
- Treyball, R.e., 1955, Mass Transfer Operation, International Student ed., Kogakusha Ltd., Tokyo.
- Wallas, S. M., 1988, Chemical Process Equipment (Selection and Design), 3ed edition, Butterworths, United States of America.
- Yaws, C. L., 1992, "Thermodynamic and Physical Propety Data", Gulf Publishing Co. Houston, London.
- Jacquinet, & Mari, B. (1985). Procédé de fabrication de nitrométhane et installation. Demande De Brevet Europeen, 9.





**LAMPIRAN A**

## PERANCANGAN REAKTOR



Gambar 1. Reaktor Alir Pipa

Fungsi : Untuk mereaksikan bahan baku asam nitrat dan metana dengan menggunakan kecepatan umpan masuk gas untuk menghasilkan produk nitrometana

Tipe : *Plug Flow Reactor*

### Kondisi Operasi

Temperatur, T : 380 °C

Tekanan, P : 15 atm

Reaksi : *Eksotermis*

### A. Menentukan Kinetika Reaksi



Dari jurnal patent (

Konversi reaksi : 30,4% (terhadap CH<sub>4</sub>)

Perbandingan reaktan CH<sub>4</sub> : HNO<sub>3</sub> = 2 : 1

$r_A = k \cdot C_A^\alpha \cdot C_B^\beta$  (diasumsikan reaksi bersifat elementer sehingga  $\alpha = 1$  dan

$\beta = 1$  atau orde reaksi = 2)

maka:

$$r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$r_A = \frac{-r_A}{1} = \frac{-r_B}{1} = \frac{r_C}{1} = \frac{r_D}{1}$$

sehingga didapat hasil persamaan sebagai berikut :

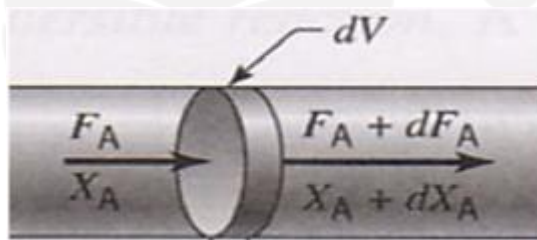
$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

Tabel Stoikiometri

Komponen	Mula-mula	Reaksi	Sisa
HNO <sub>3</sub> (A)	F <sub>Ao</sub>	-F <sub>Ao</sub> ·X <sub>A</sub>	F <sub>Ao</sub> ·(1-X <sub>A</sub> )=F <sub>A</sub>
CH <sub>4</sub> (B)	F <sub>Bo</sub>	-F <sub>Ao</sub> ·X <sub>A</sub>	F <sub>Bo</sub> -F <sub>Ao</sub> ·X <sub>A</sub> =F <sub>B</sub>
CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub> (C)	F <sub>Co</sub>	F <sub>Ao</sub> ·X <sub>A</sub>	F <sub>Co</sub> +F <sub>Ao</sub> ·X <sub>A</sub> =F <sub>C</sub>
H <sub>2</sub> O (D)	F <sub>Do</sub>	F <sub>Ao</sub> ·X <sub>A</sub>	F <sub>Do</sub> +F <sub>Ao</sub> ·X <sub>A</sub> =F <sub>D</sub>
Total	F <sub>To</sub>	-	F <sub>t</sub>

Apabila F<sub>Co</sub> = F<sub>Do</sub> = 0

Persamaan desain



Untuk reaktor alir pipa (RAP) :

$$R_{in} + R_{out} + R_{gen} = R_{acc}$$

$$F_A - (F_A + dF_A) + r_A \cdot dV = 0$$

$$-dF_A + r_A \cdot dV = 0$$

Dari stoikiometri didapat : F<sub>A</sub> = F<sub>Ao</sub> · (1-X<sub>A</sub>)

Maka :

$$-dF_A = -F_{Ao} \cdot d(1-X_A)$$

$$-dF_A = F_{Ao} \cdot dX_A$$

Sehingga :

$$F_{Ao} \cdot dX_A = r_A \cdot dV$$

$$\int_0^V dV = F_{Ao} \cdot \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$V = F_{Ao} \cdot \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} \dots \dots \dots \text{(Kedua ruas dikali } \frac{1}{q_o} \text{)}$$

$$\frac{V}{q_o} = \frac{F_{Ao}}{q_o} \cdot \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$\text{Diketahui : } \tau = \frac{V}{q_o} \text{ dan } C_{Ao} = \frac{F_{Ao}}{q_o}$$

Maka :

$$\tau = C_{Ao} \cdot \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$\tau = C_{Ao} \cdot \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{k \cdot C_A \cdot C_B}$$

Dari stoikiometri didapat :

- $C_A = C_{Ao} \cdot (1 - X_A)$
- $C_B = C_{Bo} - C_{Ao} \cdot X_A$
- $C_B = C_{Ao} \cdot (\frac{C_{Bo}}{C_{Ao}} - X_A)$  dimana  $\frac{C_{Bo}}{C_{Ao}} = 2$
- $C_B = C_{Ao} (2 - X_A)$

Sehingga :

$$\tau = C_{Ao} \cdot \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{k \cdot C_{Ao}(1-X_A)C_{Ao}(2-X_A)}$$

$$\tau = C_{Ao} \cdot \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{k \cdot C_{Ao}^2(1-X_A)(2-X_A)}$$

$$\tau = \frac{1}{k \cdot C_{Ao}} \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)}$$

$$\text{Misalkan : } I = \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)}$$

I diubah bentuk menggunakan fungsi pecah rasional

$$\frac{1}{(1-X_A)(2-X_A)} = \frac{A}{(1-X_A)} + \frac{B}{(2-X_A)}$$

$$\frac{1}{(1-X_A)(2-X_A)} = \frac{A(2-X_A) + B(1-X_A)}{(1-X_A)(2-X_A)}$$

$$1 = A(2 - X_A) + B(1 - X_A)$$

$$1 = 2A - A \cdot X_A + B - B \cdot X_A$$

$$1 = X_A (-A - B) + (2A + B)$$

Mencari nilai A dan B

$$\text{Untuk } X_A^1 \rightarrow 0 = (-A - B)$$

$$A = -B$$

$$\text{Untuk } X_A^0 \rightarrow 1 = 2A + B$$

$$1 = 2(-B) + B$$

$$1 = -B$$

$$B = -1 \text{ dan } A = 1$$

Maka :

$$I = \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{A dX_A}{(1-X_A)} + \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{B dX_A}{(2-X_A)}$$

$$I = \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{(1-X_A)} - \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{dX_A}{(2-X_A)}$$

Misalkan :



- $d(1-X_A) = -dX_A$   
 $dX_A = -d(1-X_A)$
- $d(2-X_A) = -dX_A$   
 $-dX_A = d(2-X_A)$

$$I = - \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(1-X_A)}{(1-X_A)} + \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(2-X_A)}{(2-X_A)}$$

Sehingga persamaannya menjadi :

$$\tau = \frac{1}{k.CA_o} \left[ - \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(1-X_A)}{(1-X_A)} + \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(2-X_A)}{(2-X_A)} \right]$$

$$k = \frac{1}{T.CA_o} \left[ - \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(1-X_A)}{(1-X_A)} + \int_{X_{Ao}}^{X_A} \frac{d(2-X_A)}{(2-X_A)} \right]$$

Mencari nilai  $C_{Ao}$  menggunakan pendekatan gas ideal

$$P \cdot q_o = F_{to} \cdot R \cdot T_o$$

$$\frac{F_{to}}{q_o} = \frac{P}{R \cdot T_o}$$

$$C_{to} = \frac{P}{R \cdot T_o}$$

$$3 C_{Ao} = \frac{P}{R \cdot T_o}$$

$$C_{Ao} = \frac{1}{3} \frac{P}{R \cdot T_o}$$

$$C_{Ao} = \frac{1}{3} \times \frac{15 \text{ bar}}{82,06 \frac{\text{cm}^3 \cdot \text{bar}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 653 \text{ K}}$$

$$C_{Ao} = 5,2549 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3,$$

Dengan memasukkan nilai :

$$C_{Ao} = 5,2549 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3$$

$$\tau = 0,3 \text{ detik}$$

$$X_{Ao} = 0 \text{ dan } X_A = 0,304$$

Maka didapat nilai k dari persamaan :

$$k = \frac{1}{0,3 \text{ detik} \cdot 5,2549 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3} \left[ - \int_0^{0,304} \frac{d(1-X_A)}{(1-X_A)} + \int_0^{0,304} \frac{d(2-X_A)}{(2-X_A)} \right]$$

$$k = \frac{1}{0,3 \text{ detik} \cdot 5,2549 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3} \left[ - \ln(1 - 0,304) + \ln(2 - 0,304) - \ln 2 \right]$$

$$k = \frac{3,92197}{0,3 \text{ detik} \cdot 5,2549 \times 10^{-5} \text{ mol/cm}^3}$$

$$k = 248781,7719 \text{ cm}^3/\text{mol} \cdot \text{detik}$$

### Menentukan Volume Reaktor

$$F_{AO} \cdot X = F_{AO} - F_A$$

$$F_{AO} - F_A - (-r_A)V = 0$$

$$F_{AO} \cdot X = (-r_A) V$$

$$V = F_{AO} \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)}$$

$$V = F_{AO} \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{K \cdot C_{AO} (1 - X_A)}$$

$$\frac{V}{F_{AO}} = \int_{X_{A0}}^{X_A} \frac{dX_A}{K \cdot C_{AO} (1 - X_A)}$$

$$V = \frac{F_{AO}}{K \cdot C_{AO}} \int_0^{0,304} \frac{dX_A}{(1 - X_A)}$$

$$V = \frac{2}{248781,7719 \times (5,2549 \times 10^{-5})} \left( \ln \frac{1}{(1 - X_A)} \right)$$

Sehingga diperoleh :

$$V = 19,76138434 \text{ ft}^3$$

Over design

$$V = 19,76138434 \text{ ft}^3 \times 1,2$$

$$= 23,71366121 \text{ ft}^3$$

### B. Menentukan Dimensi Reaktor

Komponen masuk reaktor :

Komponen	BM (Kmol/Kg)	Fm (Kmol/jam)	Fw (Kg/jam)	rho (Kg/m <sup>3</sup> )
CH <sub>4</sub>	16,0000	339,4390	5431,0243	4,4794
HNO <sub>3</sub>	63,0000	169,7195	10692,3292	17,6376
CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	61,0000	0,0000	0,0000	17,0777
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,0000	0,9150	27,4504	8,3989
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,0000	0,6239	27,4504	12,3183
H <sub>2</sub> O	18,0000	61,5148	1107,2658	5,0393
Total	0,0000	572,2122	17285,5201	64,9512

Perancangan menggunakan 1 reaktor dengan volume reaktor sebesar :

$$V = 23,71366121 \text{ ft}^3$$

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak, sehingga diketahui data

(Berdasarkan tabel 9, buku kern hal.842):

$$V = 23,71366121 \text{ ft}^3$$

$$\text{The cross-sectional} = 1,0205 \text{ ft}^2$$

Panjang tube L	= 24 ft
OD	= 1,2500 in
BWG	= 11
ID	= 0,7600 in
a''	= 0,4550 in
Surface outside, ao	= 0,2618 ft <sup>2</sup> /ft
Pitch in	= 1,2500 in (triangular)
Passes, n	= 2,000

maka untuk mencari nilai n (jumlah tube) :

$$n = \frac{23,71366121 \text{ ft}^3}{(0,2618 \times 24)}$$

$$n = 31,8309 \text{ buah} / 32 \text{ buah}$$

### C. Menentukan tebal dinding shell

Dengan nilai,

P (Tekanan reaktor)	= 264,6	psi
Ri (0,5 x Diameter tangki)	= 0,123635973	m
E (efisiensi pengelasan)	= 0,8	
F (tegangan yang diijinkan)	= 15000	psi
C ( faktor korosi)	= 3,175	m

Digunakan persamaan;

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C \quad (\text{Eq.13-12, P.25 Brownell \& Young})$$

Sehingga, didapatkan nilai ts:

ts	= 3,1778 m = 0,0807 in
ts standar	= 0,0048 m = 0,1875 in
ID shell	= 0,2473 m = 9,7351 in
OD shell	= 0,2520 m = 9,9226 in
OD standar	= 0,5588 m = 22 in

### PERANCANGAN JAKET PENDINGIN REAKTOR

Alasan pemilihan : Karena reaksi berlangsung secara *eksotermis*  
Digunakan media pendingin berupa air pendingin

Kondisi Operasi :

- Suhu fluida panas masuk reaktor = 380 C = 653 K
- Suhu fluida panas keluar reaktor = 380 C = 653 K
- Suhu media pendingin masuk = 30 C = 303 K
- Suhu media pendingin keluar = 150 C = 423 K

**1. Jumlah Pemanas yang dibutuhkan**

Kebutuhan *dowtherm* :  $m = \frac{Q}{\Delta H}$

Q pendingin = 4783,9565 kJ/jam

$\Delta H$  total = 234,504 kJ/kg

$\frac{Q}{\Delta H} = 20,400$  kg/jam

**2. Menghitung tebal jaket**

Dengan nilai,

P (Tekanan reaktor) = 264,6 psi

Ri (0,5 x Diameter tangki) = 13 in

E (efisiensi pengelasan) = 0,8

F (tegangan yang diijinkan) = 11600 psi

C (faktor korosi) = 0,125 in

Digunakan persamaan;

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E \cdot 0.6P} + C \quad (\text{Eq.13-12, P.25 Brownell \& Young})$$

Sehingga, didapatkan nilai ts:

ts = 0,0128 m = 0,5021 in

ts standar = 0,0048 m = 0,1875 in

ID jaket standar = 0,6509 m = 25,625 in

OD shell = 0,699 m = 26 in

OD standar = 0,6604 m = 26 in

Eq. 7.76/138			
rc	=		24 in
irc	=		1,625 in

**3. Menentukan Stress-intensification factor**

$$w = \frac{1}{4} x \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

$$W = 1,7108$$

**4. Menentukan *Tebal head***

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2fE - 0,2P} + C$$

$$t_h = 0,1538 \text{ in}$$

$$t_h \text{ standar} = 0,25 \text{ in}$$

**5. Menentukan *Depth of dished***

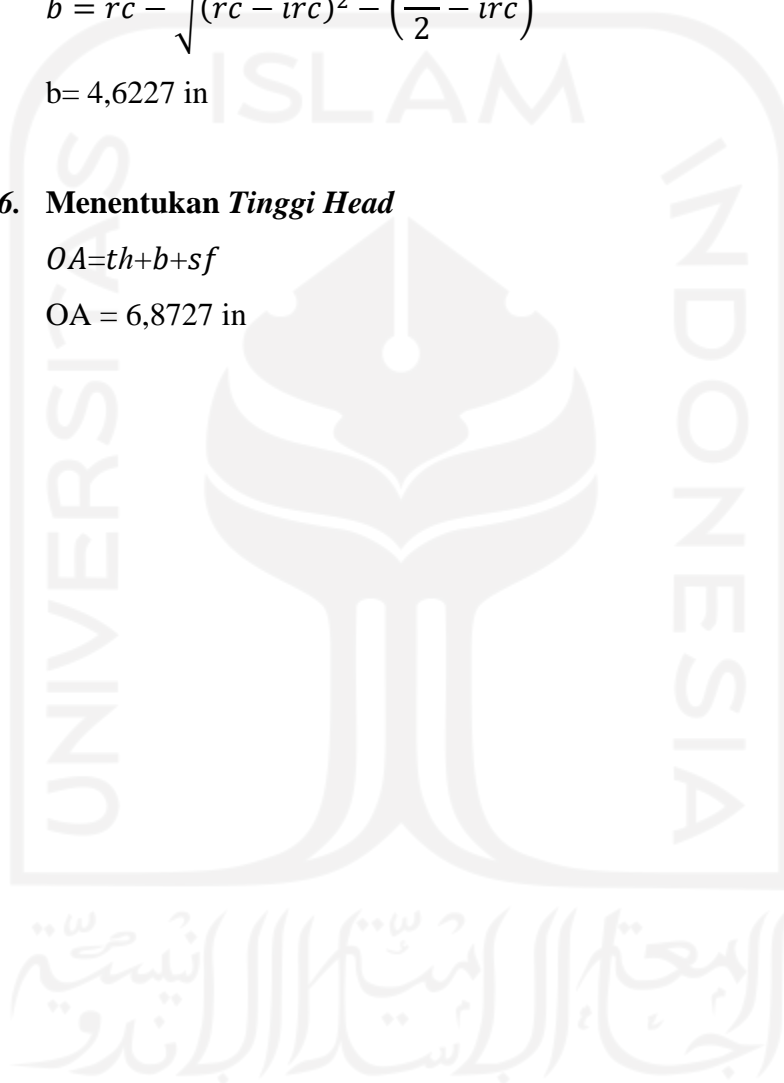
$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{ID}{2} - irc\right)^2}$$

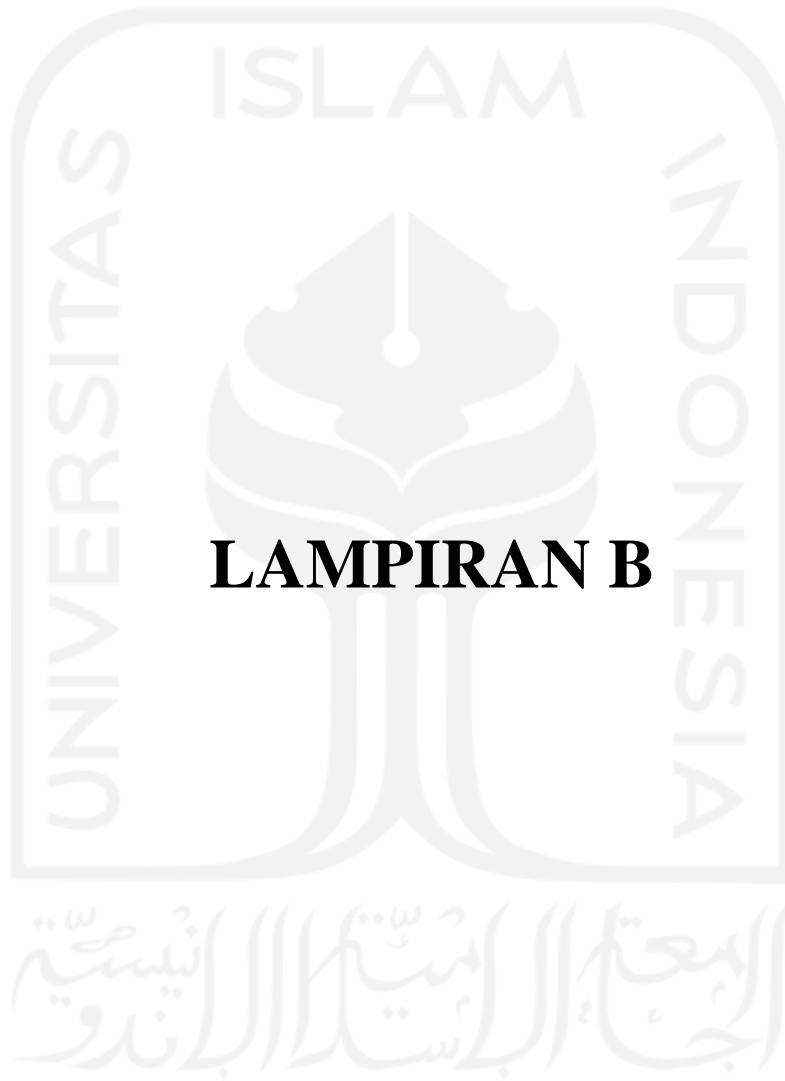
$$b = 4,6227 \text{ in}$$

**6. Menentukan *Tinggi Head***

$$OA = t_h + b + sf$$

$$OA = 6,8727 \text{ in}$$



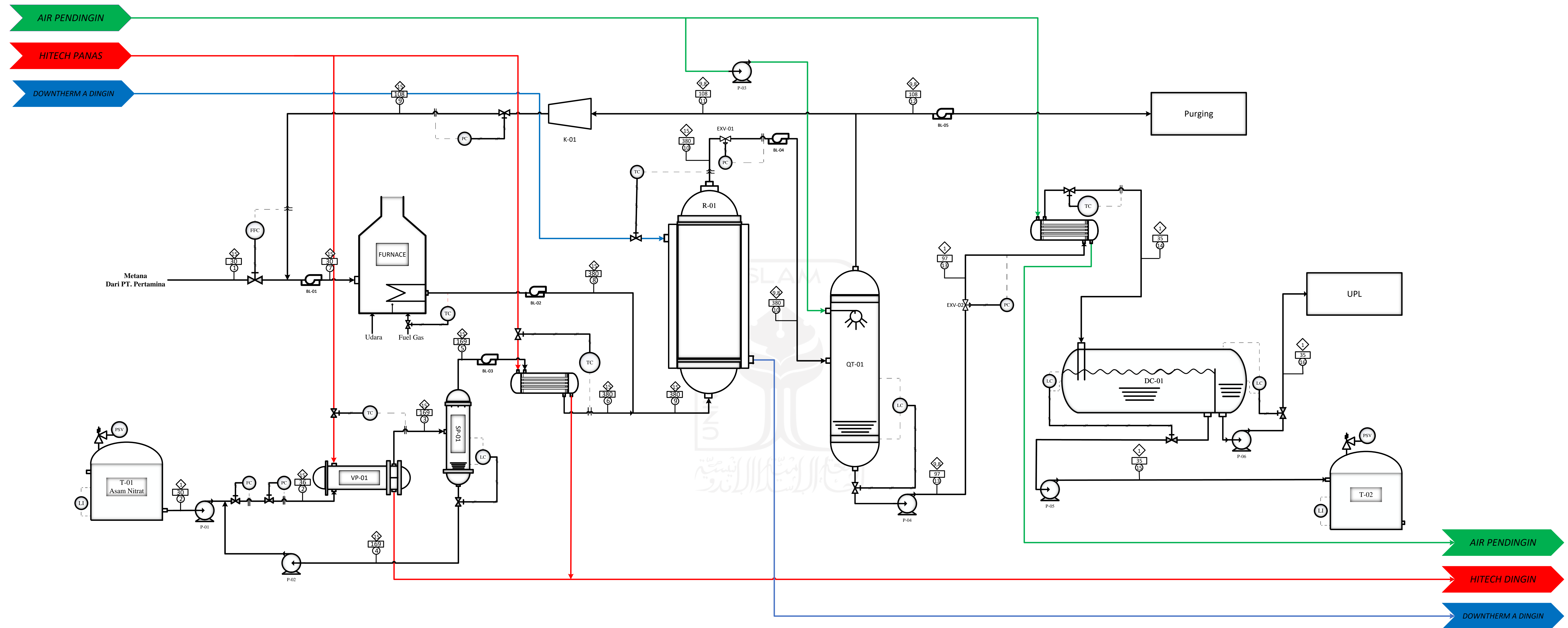


## **LAMPIRAN B**

# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

## PRA RANCANGAN PABRIK NITROMETANA DARI ASAM NITRAT DAN METANA

### KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

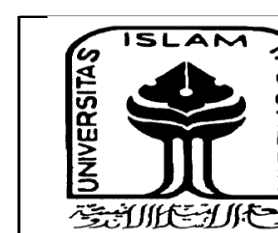


**Laju Alir (Kg/Jam)**

Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16
CH4	5408,00							5431,02	5431,02	5431,02	4605,51	23,0275	4582,48			
C2H6	27,3131							27,4504	27,4504	27,4504	27,4504	0,13725	27,3131			
C3H8	27,3131							27,4504	27,4504	27,4504	27,4504	0,13725	27,3131			
HNO3		13365,4	13365,4	2673,08	10692,3	10692,3			10692,3	7441,86			7441,86	7441,86		7441,86
CH3NO2													3147,28	3147,28	3147,28	
H2O		1384,08	1384,08	276,816	1069,233	1069,233	38,0329	38,0329	1107,27	2035,97	38,0329	7568,55	753,473	753,473	9,28705	744,186
Total	5462,62	14749,5	14749,5	2949,90	11761,6	11761,6	5523,96	5523,96	17285,5	17285,5	61,3350	12205,7	11342,6	11342,6	3156,57	8186,05

**Keterangan Alat**

T	Tangki	CL	Cooler	TC	Temperature Control
VP	Vaporizer	DC	Decanter	○	Nomor Arus
SP	Separator	K	Kompresor	□	Suhu
F	Furnace	P	Pompa	⋈	Control Valve
HE	Heater	FC	Flow Control	◇	Tekanan
R	Reaktor	LC	Leverl Control	—	Pipping
EXV	Expansion Valve	LI	Level Indikator	—	Sinyal Pneumatic
QT	Quenching Tower	PC	Pressure Control	-----	Sinyal Elektrik
FFC	Ratio Control	PSV	Pressure Safety Valve	BL	Blower



**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
 2023

**PROCESSS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRA RACANGAN PABRIK NITROMETANA DARI**  
**ASAM NITRAT DAN METANA**  
**KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

**DISUSUN OLEH :**

Tiara Maheswari Rahmi (18521124)  
 Hafni Khairani Siregar (18521189)

**DOSEN PEMBIMBING :**

Arif Hidayat, Dr., S.T., M.T.  
 Venitalitya Alethea S.A., S.T., M.Eng





## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Tiara Maheswari Rahmi

No. MHS 18521124

2. Nama Mahasiswa : Hafni Khairani Siregar

No. MHS 18521189

Judul Prarancangan \*): Pra Rancangan Nitrometana dari Asam Nitrat dan  
Metana Kapasitas 25.000 Ton / Tahun

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	24 Mei 2022	Pembahasan bimbingan awal	
2	3 Juni 2022	Pembahasan pemilihan judul	
3	6 Juli 2022	Pembahasan luaran 1 (kapasitas pabrik)	
4	9 Agustus 2022	Pembahasan luaran 1 dan 2	
5	4 Oktober 2022	Pembahasan neraca massa dan neraca panas	
6	24 Oktober 2022	Pembahasan reactor yang digunakan	
7	27 Oktober 2022	Pembahasan reactor	

8	3 November 2022	Pembahasan perhitungan reactor	<i>He.</i>
9	4 November 2022	Pembahasan reactor beserta penurunan rumus	<i>He.</i>
10	10 November 2022	Reaktor dan alat proses	<i>He.</i>
11	15 November 2022	Alat besar	<i>He.</i>
12	1 Desember 2022	Pembahasan Vaporizer	<i>He.</i>
13	15 Desember 2022	Pembahasan tentang alat pemisah (separator, quenching tower)	<i>He.</i>
14	17 Januari 2023	Bimbingan final PEFD	<i>He.</i>

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta, 26 Januari 2023**

**Pembimbing,**

*Arif Hidayat*

**Arif Hidayat, Dr., S.T., M.T.**

\*)

**Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**


- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancanganKartu
- Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN  
PRARANCANGAN**

1. Nama Mahasiswa : Tiara Maheswari Rahmi  
No. MHS : 18521124
2. Nama Mahasiswa : Hafni Khairani Siregar  
No. MHS : 18521189

Judul Prarancangan \*) :  
Pra Rancangan Nitrometana dari Asam Nitrat dan Metana Kapasitas 25.000  
Ton / Tahun

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	30 Juni 2022	Pembahasan mengenai kapasitas pabrik	
2	6 Juli 2022	Pembahasan pergantian judul	
3	31 Agustus 2022	Pembahasan luaran 1	
4	5 September 2022	Neraca Massa	
5	9 September 2022	Pembahasan diagram alir (via online/chat)	
6	30 September 2022	Pembahasan neraca massa	
7	2 November 2022	Neraca massa	
8	15 November 2022	Diagram alir dan prosesnya	

9	12 Januari 2023	Pembahasan tentang PEFD	
---	-----------------	-------------------------	---

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta, 25 Januari 2023**

**Pembimbing,**



**Venitalitya Alethea S. A., S.T., M.Eng.**

- \*) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
  - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
الجامعة الإسلامية الأندونيسية