

**PRARANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI  
GLISERIN DENGAN CAMPURAN ASAM  
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

**PRARANCANGAN PABRIK**

Diajukan sebagai salah satu syarat  
Untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia  
Konsentrasi Teknik Kimia



**Oleh :**

Nama : Aditya Rizki Anugrah

Nama : Muhammad Wisnu Prasetio

Nim : 19521144

Nim : 19521162

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2023**

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

### PRARANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI GLISERIN DENGAN CAMPURAN ASAM KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Muhammad Wisnu Prasetyo

Nama : Aditya Rizki Anugrah

Nim : 19521162

Nim : 19521144

Yogyakarta, 8 Mei 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun I,



Muhammad Wisnu Prasetyo

Nim. 19521162

Penyusun II,



Aditya Rizki Anugrah

Nim.19521144

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRARANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI  
GLISERIN DENGAN CAMPURAN ASAM  
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**



**PRARANCANGAN PABRIK**

Diajukan sebagai salah satu syarat  
Untuk mendapatkan gelar sarjana Teknik kimia

Oleh :

Nama : Muhammad Wisnu Prasetio

Nama : Aditya Rizki Anugrah

Nim : 19521162

Nim : 19521144

Yogyakarta, 8 Mei 2023

البعثة الإسلامية  
الاستاذ الأندونيسي

Pembimbing,

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

## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

### PRARANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI GLISERIN DENGAN CAMPURAN ASAM KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Oleh :

Nama : Muhammad Wisnu Prasetio

Nama : Aditya Rizki Anugrah

Nim : 19521162

Nim : 19521144

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

Yogyakarta, 21 Juni 2023

**Tim Penguji,**

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


Ketua

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Anggota 1

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

Anggota 2



03 juli 2023

**Mengetahui :**

**Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia**



Choliz Tamzysi, S.T., M.Eng

## KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

*Alhamdulillahirrabbi'alamin*, puji syukur senantiasa terucap kehadirat Allah SWT yang telah memberikan segala nikmat dan karunia-NYA sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas prarancangan pabrik kimia dengan baik. Sholawat dan salam semoga selalu dilimpahkan oleh Allah SWT kepada junjungan kita Nabi besar Muhammad SAW beserta keluarga dan para sahabat, karena dengan syafaatnya kita dapat hijrah dari zaman jahiliyah menuju ke zaman ilmu pengetahuan seperti sekarang ini.

Tugas prarancangan pabrik kimia ini dengan judul “Prarancangan Pabrik Nitrogliserin dari Gliserin dengan Campuran Asam Kapasitas 15.000 Ton/Tahun” disusun sebagai penerapan dari ilmu Teknik kimia yang telah didapat selama bangku kuliah dan merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-NYA, penyusun diberikan kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh Pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN, Eng selaku dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik kimia.

5. Bapak Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng selaku Ketua Program Studi Teknik kimia – program sarjana yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan akademik.
6. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D, selaku Dosen Pembimbing yang selalu memberikan waktu, arahan, dan bimbinganya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
8. Seluruh rekan – rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia Angkatan 2019 yang selalu memberikan dukungan serta membagikan ilmunya.
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dengan tulus dan ikhlas.

Demikian laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini kami susun. Penyusunan mengharapkan semoga laporan ini dapat diambil manfaatnya sehingga dapat memberikan inspirasi terhadap pembaca dan diri penyusun sendiri. Penyusun menyadari bahwa laporan ini masih terdapat banyak kekurangan. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun.

*Wassalamu 'alaikum warahmatullahi wabarakatuh*

Yogyakarta, 8 Mei 2023

Penyusun

## LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Karya ini saya persembahkan kepada :

Orang tua saya Bapak Achmad Hasan dan Ibu Irmayanti, kakak – kakak saya Rina, Lia, Lina, Ricki dan Yani, serta keluarga besar yang telah banyak memberikan *Support*, do'a, dukungan, dan kasih sayang kepada saya yang sangat luar biasa sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia ini. Terimakasih saya ucapkan karena telah berjuang dan berkorban begitu banyak bagi saya sehingga saya bisa berada dititik ini, terimakasih sudah menjadi "RUMAH" tempat pulang yang nyaman bagi saya. Sekali lagi saya sangat berterimakasih kepada keluarga saya atas segala jasa yang sudah dilakukan, lembar persembahan ini tidak akan cukup menggambarkan rasa terimakasih saya untuk mama, papa, dan kakak – kakak saya serta keluarga besar lainnya.

Saya ucapkan banyak terimakasih kepada partner terbaik saya Aditya Rizki Anugrah didalam semua kegiatan perkuliahan yang sudah kita laksanakan termasuk dalam menyusun naskah Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia ini, yang telah bersabar dan sama – sama telah berjuang dari awal hingga akhir hingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan sangat baik. Terimakasih banyak saya ucapkan kepada partner saya atas ilmu, waktu, semangat, dukungan, dan *support* selama ini. Semoga kita sama – sama mendapatkan ilmu yang bermanfaat dan dapat menerapkannya dalam kehidupan sehari – hari dan berguna bagi masyarakat luas nantinya.

Untuk teman – teman Pejuang S.T, *Abstrac People*, Pejuang Sarjana, *Success People*, Lenong Grup, Gabutnya Malang, Lomba Balap Karung, Till Jannah, serta teman – teman yang lainnya. Terimakasih sudah memberikan dukungan dan selalu mendengar keluh kesah, selalu ada disaat suka dan duka, selalu membantu selama menjalani masa perkuliahan ini dari awal perkuliahan hingga akhir masa perkuliahan kita, sehingga dengan kehadiran dan bantuan dari kalian di masa perkuliahan ini dapat berjalan dengan lancar dan menyenangkan. Semoga kita dan kalian semua diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses terus kedepannya. *Life is like riding a bicycle. To keep your balance, you must keep moving. It does not matter how slowly you go as long as you do not stop. To accomplish great things, we must not only act, but also dream, not only plan, but also believe.*

Teknik Kimia UII 2019, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter menjadi pribadi yang lebih baik. Terimakasih sudah diizinkan menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian semua dapat meraih cita – cita yang kalian inginkan. Aamiin.

(Muhammad Wisnu Prasetyo)

## LEMBAR PERSEMBAHAN

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Karya ini saya persembahkan kepada :

Orang tua saya Bapak Rusliadi dan Ibu Indraningsih, kakak – kakak saya Bella, Tissa, dan Arum, serta keluarga besar yang telah banyak memberikan *Support*, do'a, dukungan, dan kasih sayang kepada saya yang sangat luar biasa sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia ini. Terimakasih saya ucapkan karena telah berjuang dan berkorban begitu banyak bagi saya sehingga saya bisa berada dititik ini, terimakasih sudah menjadi “RUMAH” tempat pulang yang nyaman bagi saya

Saya ucapkan banyak terimakasih kepada partner terbaik saya Muhammad Wisnu Prasetio didalam semua kegiatan perkuliahan yang sudah kita laksanakan termasuk dalam menyusun naskah Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia ini, yang telah bersabar dan sama – sama telah berjuang dari awal hingga akhir hingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan sangat baik. Terimakasih banyak saya ucapkan kepada parthner saya atas ilmu, waktu, semangat, dukungan, dan *support* selama ini. Semoga kita sama – sama mendapatkan ilmu yang bermanfaat dan dapat menerapkannya dalam kehidupan sehari – hari dan berguna bagi masyarakat luas nantinya.

Untuk teman – teman Pejuang S.T, Abstrac People, Gym Addicted, serta teman – teman yang lainnya, Terimakasih sudah memberikan dukungan dan selalu mendengar keluh kesah, selalu ada disaat suka dan duka, selalu membantu selama menjalani masa perkuliahan ini dari awal perkuliahan hingga akhir masa perkuliahan kita, sehingga dengan kehadiran dan bantuan dari kalian di masa perkuliahan ini dapat berjalan dengan lancar dan menyenangkan. Semoga kita dan kalian semua diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses terus kedepannya. Tak lupa pula saya ucapkan Terimakasih banyak kepada kekasih hati saya Hastin Lintang Prabaningrum yang sudah selalu memberikan *Support*, motivasi, do'a, dan dukungan kepada saya sehingga saya dapat termotivasi untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.

Teknik Kimia UII 2019, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter menjadi pribadi yang lebih baik. Terimakasih sudah diizinkan menjadi bagian dari keluarga ini.

(Aditya Rizki Anugrah)

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	vii
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	viii
DAFTAR TABEL.....	xiv
DAFTAR GAMBAR .....	xvii
ABSTRAK .....	xviii
BAB I .....	1
PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik .....	4
1.3 Tinjauan Pustaka.....	8
1.3.1 Pemilihan Proses.....	9
1.3.2 Alasan Pemilihan Proses .....	12
1.4 Tinjauan Kinetika .....	14
1.5 Tinjauan Termodinamika.....	15
BAB II.....	18
PERANCANGAN PRODUK .....	18
2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung .....	18
2.2 Pengendalian Kualitas .....	20
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	20
2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi .....	20
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk .....	22
BAB III .....	23
PERANCANGAN PROSES .....	23
3.1 Diagram Alir Proses dan Material .....	23

3.1.1	Diagram Alir Kualitatif.....	23
3.1.2	Diagram Alir Kuantitatif.....	24
3.2	Uraian Proses.....	25
3.2.1	Tahap Persiapan Bahan Baku.....	25
3.2.2	Tahap Reaksi.....	27
3.2.3	Tahap Pemurnian Produk.....	27
3.3	Spesifikasi Alat Proses .....	29
3.3.1	Tangki .....	29
3.3.2	Silo.....	30
3.3.3	Reaktor 1 (R-01).....	31
3.3.4	Netralizer 1 (N-01).....	32
3.3.5	Evaporator 1 (N-01).....	33
3.3.6	Mixer.....	34
3.3.7	Dekanter.....	35
3.3.8	<i>Cooler dan Heater</i> .....	36
3.3.9	<i>Screw Conveyor</i> .....	38
3.3.10	Pompa .....	39
3.4	Neraca Massa .....	41
3.4.1	Neraca Massa Total.....	41
3.4.2	Neraca Massa Mixer .....	41
3.4.3	Neraca Massa Reaktor .....	41
3.4.4	Neraca Massa Dekanter-01 .....	42
3.4.5	Neraca Massa Evaporator-01 .....	42
3.4.6	Neraca Massa Mixer-02.....	42
3.4.7	Neraca Massa Netralizer .....	42
3.4.8	Neraca Massa Dekanter-02 .....	43
3.5	Neraca Panas .....	43
3.5.1	Neraca Panas Total.....	43
3.5.2	Neraca Panas Mixer-01.....	44
3.5.3	Neraca Panas <i>Cooler</i> -01 .....	44
3.5.4	Neraca Panas <i>Cooler</i> -02 .....	44

3.5.5 Neraca Panas Reaktor-01 .....	44
3.5.6 Neraca Panas Dekanter-01 .....	45
3.5.7 Neraca Panas Heater-01 .....	45
3.5.8 Neraca Panas Evaporator-01 .....	45
3.5.9 Neraca Panas Mixer-02.....	46
3.5.10 Neraca Panas <i>Cooler</i> -03 .....	46
3.5.11 Neraca Panas Netralizer-01 .....	46
3.5.12 Neraca Panas Dekanter-02 .....	46
3.5.13 Neraca Panas <i>Cooler</i> -04 .....	47
BAB IV .....	48
PERANCANGAN PABRIK .....	48
4.1 Lokasi Pabrik .....	48
4.1.1 Penyediaan Bahan Baku .....	49
4.1.2 Pemasaran Produk.....	50
4.1.3 Utilitas.....	50
4.1.4 Transportasi.....	51
4.1.5 Tenaga Kerja .....	51
4.1.6 Keadaan Iklim dan Geografis .....	51
4.1.7 Faktor Penunjang .....	52
4.1.8 Faktor Lain-Lain .....	52
4.2 Tata Letak Pabrik.....	53
4.2.1 Daerah Administrasi .....	57
4.2.2 Daerah Fasilitas Umum .....	57
4.2.3 Daerah Proses dan Perluasan .....	57
4.2.4 Daerah Laboratorium dan Ruang Kontrol .....	57
4.2.5 Daerah Pemeliharaan .....	57
4.2.6 Daerah Utilitas dan <i>Power Station</i> .....	57
4.2.7 Daerah Pengolahan limbah .....	58
4.3 Tata Letak Alat Proses .....	60
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk .....	60
4.3.2 Aliran Udara.....	60

4.3.3	Pencahayaan.....	60
4.3.4	Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan .....	61
4.3.5	Pertimbangan Ekonomi .....	61
4.3.6	Jarak Antar Alat Proses .....	61
4.3.7	<i>Maintenance</i> .....	61
4.4	Organisasi Perusahaan.....	63
4.4.1	Bentuk Perusahaan.....	63
4.4.2	Struktur Organisasi .....	65
4.4.3	Tugas dan Wewenang .....	68
4.4.4	Catatan .....	76
BAB V	.....	84
UTILITAS	.....	84
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( <i>Water Treatment System</i> ).....	84
5.1.1	Unit Penyediaan Air.....	84
5.2	Unit Pembangkit <i>Steam</i> ( <i>Steam Generation System</i> ) .....	96
5.3	Unit Refrigerant.....	97
5.4	Unit Pembangkit Listrik ( <i>Power Plant System</i> ) .....	98
5.5	Unit Penyedia Udara Tekan ( <i>Instrument Air System</i> ).....	101
5.6	Unit Penyedia Bahan Bakar .....	101
5.7	Unit Pengolahan Limbah.....	101
BAB VI	.....	104
EVALUASI EKONOMI	.....	104
6.1	Penaksiran Harga Peralatan .....	106
6.2	Dasar Perhitungan .....	111
6.3	Perhitungan Biaya .....	111
6.3.1	Capital Investment .....	111
6.3.2	Manufacturing Cost .....	114
6.4	Analisa Keuntungan .....	117
6.5	Analisa Kelayakan.....	117
6.6	Analisa Risiko Pabrik .....	122
6.6.1	Pengolahan Bahan Baku .....	122

BAB VII.....	124
PENUTUP.....	124
DAFTAR PUSTAKA.....	127
LAMPIRAN-LAMPIRAN.....	130
LAMPIRAN A REAKTOR.....	131
LAMPIRAN B PEFD.....	157
LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN.....	158

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Impor Nitrogliserin Dari Tahun 2017 – 2021.....	5
Tabel 1.2	Ekspor Nitrogliserin Dari Tahun 2017 – 2021.....	5
Tabel 1.3	Ekspor Nitrogliserin Dari Tahun 2017 – 2021 (lanjutan).....	6
Tabel 1.4	Data Kapasitas Pabrik Nitrogliserin Yang Telah Berdiri.....	7
Tabel 1.5	Pertimbangan Pemilihan Proses.....	12
Tabel 1.6	Harga $\Delta H_f^\circ$ Masing - Masing Komponen.....	16
Tabel 1.7	Harga $\Delta G^\circ_f$ masing – masing komponen.....	16
Tabel 2.1	Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung Pembuatan Nitrogliserin.....	18
Tabel 2.2	Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung Pembuatan Nitrogliserin (lanjutan).....	19
Tabel 3.1	Tangki Penyimpanan.....	29
Tabel 3.2	Silo.....	30
Tabel 3.3	Reaktor 1 (R-01).....	31
Tabel 3.4	Reaktor 1 (R-01) (lanjutan).....	32
Tabel 3.5	Netralizer 1 (N-01).....	32
Tabel 3.6	Netralizer 1 (N-01) (lanjutan).....	33
Tabel 3.7	Mixer.....	33
Tabel 3.8	Mixer (lanjutan).....	34
Tabel 3.9	Dekanter.....	34
Tabel 3.10	<i>Cooler</i> .....	35
Tabel 3.11	<i>Cooler</i> (lanjutan).....	36
Tabel 3.12	<i>Screw Conveyor</i> .....	36
Tabel 3.13	Pompa.....	37
Tabel 3.14	Pompa (lanjutan).....	38
Tabel 3.15	Neraca Massa Total.....	39
Tabel 3.16	Neraca Massa Mixer-01.....	40
Tabel 3.19	Neraca Massa Reaktor-01.....	41
Tabel 3.20	Neraca Massa Dekanter-01.....	41
Tabel 3.21	Neraca Massa Evaporator-01.....	42
Tabel 3.22	Neraca Massa Mixer-02.....	42
Tabel 3.23	Neraca Massa Netralizer-01.....	42
Tabel 3.24	Neraca Massa Dekanter-02.....	43
Tabel 3.25	Neraca Panas Total.....	43
Tabel 3.26	Neraca Panas Mixer-01.....	43
Tabel 3.27	Neraca Panas <i>Cooler</i> -01.....	44
Tabel 3.28	Neraca Panas <i>Cooler</i> -02.....	44
Tabel 3.29	Neraca Panas Reaktor-01.....	44

Tabel 3.30	Neraca Panas Dekanter-01.....	45
Tabel 3.31	Neraca Panas <i>Heater</i> -01.....	45
Tabel 3.32	Neraca Panas Evaporator-01.....	45
Tabel 3.33	Neraca Panas Mixer-02.....	46
Tabel 3.34	Neraca Panas <i>Cooler</i> -03.....	46
Tabel 3.35	Neraca Panas Netralizer-01.....	46
Tabel 3.36	Neraca Panas Dekanter-02.....	46
Tabel 3.37	Neraca Panas <i>Cooler</i> -04.....	47
Tabel 4.1	Perincian Luas Tanah Dan Bangunan Pabrik.....	57
Tabel 4.2	Perincian Luas Tanah Dan Bangunan Pabrik (lanjutan).....	58
Tabel 4.3	Karyawan <i>Non-shift</i> .....	73
Tabel 4.4	Karyawan <i>Non-shift</i> (lanjutan).....	74
Tabel 4.5	Karyawan <i>Shift</i> .....	74
Tabel 4.6	Karyawan <i>Shift</i> (lanjutan).....	75
Tabel 4.7	Gaji Karyawan.....	76
Tabel 4.8	Gaji Karyawan (lanjutan).....	77
Tabel 4.9	Jadwal Jam Kerja Karyawan <i>Non-shift</i> .....	78
Tabel 4.10	Jadwal Jam Kerja Karyawan <i>Shift</i> .....	79
Tabel 4.11	Jadwak Kerja Masing-Masing Regu.....	80
Tabel 5.1	Kebutuhan Air Domestik.....	85
Tabel 5.2	Kebutuhan Air Proses.....	86
Tabel 5.3	Kebutuhan <i>Service Water</i> .....	86
Tabel 5.4	Kebutuhan <i>Service Water</i> (lanjutan).....	87
Tabel 5.5	Kebutuhan Air Untuk <i>Steam</i> .....	87
Tabel 5.6	Total Kebutuhan Air.....	87
Tabel 5.7	Kebutuhan Brine Pendingin.....	97
Tabel 5.8	Kebutuhan Listrik Alat Proses.....	99
Tabel 5.9	Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	99
Tabel 5.10	Kebutuhan Listrik Penunjang.....	100
Tabel 5.11	Total Kebutuhan Listrik.....	100
Tabel 6.1	Harga Alat Proses.....	104
Tabel 6.2	Harga Alat Proses (lanjutan).....	105
Tabel 6.3	Harga Alat Utilitas.....	105
Tabel 6.4	Harga Alat Utilitas (lanjutan).....	106
Tabel 6.5	Harga Alat Utilitas (lanjutan).....	107
Tabel 6.6	<i>Physical Plant Cost</i> Alat Proses (PPC).....	108
Tabel 6.7	<i>Physical Plant Cost</i> Alat Utilitas (PPC).....	108
Tabel 6.8	<i>Physical Plant Cost Land and Yard</i> (PPC).....	108
Tabel 6.9	<i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	109
Tabel 6.10	<i>Fixed Capital Invesment</i> (FCI).....	109

Tabel 6.11	<i>Working Capital Investment (WCI)</i> .....	109
Tabel 6.12	<i>Working Capital Investment (WCI) (lanjutan)</i> .....	110
Tabel 6.13	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	110
Tabel 6.14	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	111
Tabel 6.15	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	111
Tabel 6.16	<i>Manufacturing Cost (MC)</i> .....	111
Tabel 6.17	<i>Manufacturing Cost (MC) (lanjutan)</i> .....	112
Tabel 6.18	<i>General Expense (GE)</i> .....	112
Tabel 6.19	<i>Total Production Cost</i> .....	112
Tabel 6.20	<i>Annual Sales Cost (Fa)</i> .....	115
Tabel 6.21	<i>Annual Regulated Expense (Ra)</i> .....	115
Tabel 6.22	<i>Annual Regulated Expense (Ra) (lanjutan)</i> .....	116

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Impor Ekspor Nitrogliserin Dari Tahun 2017 (tahun ke-1) s.d 2021 (tahun ke-5).....	6
Gambar 3.1	Diagram Alir Kualitatif.....	23
Gambar 3.2	Diagram Alir Kuantitatif.....	24
Gambar 4.1	Lokasi Pendirian Pabrik.....	48
Gambar 4.2	Tata Letak Pabrik Nitrogliserin.....	58
Gambar 4.3	Tata Letak Alat Proses.....	62
Gambar 4.4	Struktur Organisasi Perusahaan.....	66
Gambar 5.1	Diagram Alir Penyediaan dan Pengolahan Air.....	87
Gambar 5.2	Diagram Alir Unit Refrigerant.....	88
Gambar 5.3	Diagram Alir Unit Penyedia Udara Instrumen.....	89
Gambar 5.4	Diagram Alir Unit Pengolahan Limbah.....	90
Gambar 6.1	Grafik Hubungan Antara Tahun Dengan Indeks Harga.....	102
Gambar 6.2	Grafik Evaluasi Ekonomi.....	118

## ABSTRAK

Nitrogliserin atau dikenal dengan nama lain *Glycerol trinitrate* merupakan zat kimia yang mempunyai rumus molekul  $C_3H_5N_3O_9$ . Peluang berkembangnya industri nitrogliserin di Indonesia cukup besar, mengingat kebutuhannya yang terus meningkat setiap waktunya, selain itu terhitung hingga saat ini belum ada pabrik nitrogliserin yang tercatat telah berdiri di Indonesia. Perancangan Pabrik dengan kapasitas 15.000 ton/tahun ini nantinya akan didirikan tepatnya di Kecamatan Cilebar, Kabupaten Karawang, Provinsi Jawa Barat. Metode pembuatan nitrogliserin ini adalah esterifikasi dengan mereaksikan senyawa gliserin dengan senyawa asam nitrat, yang mana didalam proses esterifikasi terdapat komponen medium yang terdiri dari katalis asam sulfat dan air. Proses Reaksi yang bersifat kontinyu ini dijalankan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan tekanan 1 atm dan suhu operasi  $15^{\circ}C$  Selanjutnya keluaran dari reaktor akan dipisahkan komponen cairan nitrogliserin dengan cairan asam sisa melalui Dekanter dan dinetralkan dengan Netralizer. Untuk memperoleh kapasitas sebesar 15.000 ton/tahun, dibutuhkan setidaknya 6.253,236 ton/tahun gliserin, 22.214,793 ton/tahun asam nitrat, dan 3.412,193 ton/tahun asam sulfat. Selain itu pabrik ini dilengkapi dengan beberapa komponen utilitas yang membutuhkan jumlah brine pendingin 269.109,129 ton/tahun, 37,4 m<sup>3</sup>/jam udara tekan, 322,43 kW listrik, 418,968 kL/tahun bahan bakar solar. Hasil analisis menunjukkan bahwa pabrik nitrogliserin ini memiliki tingkat resiko rendah (*low risk*) dengan menganalisa besaran pajak sebesar 25%, didapatkan kategory ROI minimal sebesar 11%, nilai POT maksimal sebesar 5 tahun, dan BEP sebesar 40-60%. Hasil evaluasi ekonomi pabrik nitrogliserin setidaknya menunjukkan nilai kebutuhan dari modal tetap sebesar Rp. 319.037.282.259, total biaya produksi sebesar Rp. 377.970.499.585 dan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 94.492.624.896 dari perhitungan didapatkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 29,61% dan setelah perhitungan pajak sebesar 22,21%, POT sebelum pajak sebesar 2,5 tahun dan setelah pajak sebesar 3,2 tahun. Sementara nilai BEP sebesar 49,70%, SDP sebesar 21,89%, dan DCFRR sebesar 25,54%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik nitrogliserin secara ekonomi layak untuk didirikan dan memiliki potensi besar untuk dikembangkan baik dipasar nasional ataupun internasional.

**Kata Kunci:** *Asam Sulfat, Esterifikasi, Nitrogliserin, RATB.*

## **ABSTRACT**

*Nitroglycerin* also known as *Glycerol trinitrate* is an organic compound that has the chemical formula  $C_3H_5N_3O_9$ . The opportunity for the development of the *Nitroglycerin* industry in Indonesia is quite large, considering the need for it continues to increase every time, besides that as of now there is no recorded *Nitroglycerin* plant that has been established in Indonesia. The factory design with a capacity of 15.000 tons/year will later be established in the Cilebar industrial area, Karawang, Jawa Barat. The method of making *Nitroglycerin* is by reacting *Glycerin* compounds with *Nitric Acid* compounds, which in the esterification process there is a medium component consisting of *Sulfuric Acid* catalyst and Water. This continuous reaction process is carried out in a Stirred Tank Flow Reactor (RATB) with a pressure of 1 atm and an operating temperature of 15°C. Furthermore, the output from the reactor will be separated from heavy liquid-light liquid components through a decanter and neutralization using a neutralizer. To obtain a capacity of 15.000 tons/year, at least 6.253,236 tons/year of *Glycerin*, 22.214,793 tons/year of *Nitric Acid* are needed, and 3.412,193 tons/year of *Sulfuric Acid*. In addition, this plant is equipped with several utility components that require cooling brine of 269.109,129 tons/year, 37,4 m<sup>3</sup>/hour compressed air, 322,43 kW electricity, 418,968 kL/years of diesel fuel. The results of the analysis show that the *Nitroglycerin* plant has a low risk level by analyzing the tax amount of 25%, ROI category is at least 11%, the maximum POT is 5 years, and BEP is 40-60%. The results of the economic evaluation of the *Nitroglycerin* factory show that at least the value of the need for fixed capital is IDR. 319.037.282.259, total production cost is IDR. 377.970.499.585 and profit before tax is IDR. 94.492.624.896 from the calculation, the ROI before tax is 29,61%. and after tax calculation is 22,21%, POT before tax is 2,5 years and after tax is 3,1 years, while the BEP value is 49,70%, SDP is 21,89%, and DCFRR of 25,54%. Based on the results of this economic evaluation, it can be concluded that the *Nitroglycerin* plant is economically feasible to establish and has great potential to be developed both in the national and international markets.

**Keywords:** *Sulfuric Acid, Esterification, Nitroglycerin, RATB.*

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Semakin majunya perkembangan perekonomian global, Indonesia dituntut mampu bersaing di pasar dunia. Salah satu sektor industri yang dapat mendorong ekonomi Indonesia untuk mampu bersaing dalam perekonomian global adalah industri pertambangan. Bahan yang menjadi sorotan dalam eksplorasi pada industri tambang adalah nitrogliserin. Dimana nitrogliserin merupakan bahan baku peledak yang digunakan untuk mengeksplorasi lahan tambang. Pada tahun 2019, dengan banyaknya sentimen – sentimen dari perang dagang antara Republik Rakyat Cina (RRC) dan Amerika Serikat (AS), sektor pertambangan mengalami kenaikan, oleh karena konsumsi listrik sektor industri Cina dan AS pada saat itu melejit dan menaikkan harga batu bara. Dampak dari ini adalah sektor industri pertambangan yang mengalami kenaikan. Dapat dibuktikan dari perusahaan-perusahaan yang bergerak di sektor tambang di Indonesia, harga sahamnya melonjak naik dari tahun 2019-2021. Dari laporan keuangan PT. ANTAM Tbk, yang merupakan perusahaan BUMN yang bergerak di sektor pertambangan, harga saham awal tahun 2018 sebesar Rp. 635 per lembar dan sampai akhir tahun 2021 harga saham PT. ANTAM Tbk sudah mencapai Rp. 2,280 per lembar yang berarti telah terjadi kenaikan sebesar 35,9%. Tak hanya itu, Kementerian ESDM juga mencatat sektor pertambangan menyumbang sebesar 53,4% Pendapatan Negara Bukan Pajak (PNBP) pada tahun 2018 (Badan Pusat Statistik, 2021).

Kawasan Asia Tenggara (ASEAN) masih terdapat beberapa negara yang sedang berkembang salah satunya adalah Indonesia, dimana perkembangan yang dapat dirasakan pada sektor industri. Contohnya adalah dengan banyaknya industri yang sedang dikembangkan, baik industri yang memproduksi kebutuhan dalam negeri maupun untuk memenuhi kebutuhan luar negeri (ekspor). Pemerintah dalam hal ini sangat terbantu dengan adanya perkembangan pada sektor industri, karena dengan pertumbuhan suatu industri terutama dalam hal lapangan pekerjaan yang akan semakin meningkat sehingga akan berdampak langsung dengan berkurangnya jumlah pengangguran, dan dapat pula meningkatkan kesejahteraan hidup masyarakat terutama pada masyarakat yang berada di daerah sekitar kawasan industri *Glycerol trinitrate* atau dikenal dengan nama lain Nitrogliserin merupakan zat kimia yang mempunyai rumus molekul  $C_3H_5N_3O_9$ . Senyawa ini diperoleh melalui proses nitrasi atau Esterifikasi senyawa gliserin dengan asam campuran berupa asam nitrat dan asam sulfat yang terjadi pada kondisi operasi pada suhu  $15^{\circ}C$  dan tekanan 1 atm.

Nitrogliserin merupakan salah satu bahan kimia yang biasa digunakan dalam bidang farmasi sebagai obat-obatan dan sebagai bahan baku peledak. Sebagai bahan obat misalnya, nitrogliserin digunakan sebagai obat untuk meredakan rasa sakit dan mengurangi frekuensi serangan angina pectoris (nyeri dada) pada penderita penyakit jantung koroner. Sementara jika digunakan sebagai bahan peledak, nitrogliserin termasuk bahan baku peledak tingkat tinggi (*high explosive*) yang banyak dipakai sebagai bahan peledak di dalam dinamit dan propelan jenis *double base* dan *triple base*. Nitrogliserin merupakan jenis

propelan yang penting dalam usaha pertahanan negara, artinya bisa dapat dimanfaatkan dalam keadaan darurat maupun sebagai bahan yang bisa dipakai untuk latihan perang. Nitrogliserin dapat dihasilkan melalui proses nitrasi pada kondisi tertentu dengan mereaksikan campuran asam nitrat dan asam sulfat dengan gliserin. Asam-asam tersebut pada saat ini telah dapat diproduksi di dalam negeri begitu pula gliserinnya.

Sampai saat ini, di Indonesia hanya ada satu pabrik yang memproduksi nitrogliserin dan pabrik tersebut didirikan pada tahun 2015. Kemudian melakukan kegiatan *Wet Run* pada tahun 2017 serta diresmikan oleh Kementerian Pertahanan Republik Indonesia pada tahun 2017 dengan kapasitas produksi sekitar 200 ton/tahun (PT. Dahana, 2018). Kebutuhan nitrogliserin diperkirakan akan terus meningkat sesuai dengan banyaknya industri maupun pihak-pihak yang memerlukannya, maka itu memenuhi kebutuhan nitrogliserin dalam negeri, negara Indonesia masih harus mengimpor dari negara lain. Dengan tersedianya bahan baku pembuatan nitrogliserin di dalam negeri maka perlu untuk dilakukan studi pembuatan nitrogliserin dan pendirian pabrik nitrogliserin dengan memanfaatkan sumber daya yang ada di dalam negeri yang bertujuan untuk membantu pemerintah dalam memecahkan masalah ketergantungan dari luar negeri dalam pemenuhan kebutuhan nitrogliserin.

Pada dasarnya untuk bahan baku pembuatan nitrogliserin tersedia di Indonesia, namun selama ini kebutuhan nitrogliserin di dalam negeri masih mengandalkan impor dari negara lain. Hal inilah yang melandasi untuk

didirikannya pabrik nitrogliserin di Indonesia. Pendirian pabrik nitrogliserin dilakukan dengan tujuan:

- a. Mendapatkan keuntungan dari pabrik yang didirikan.
- b. Memenuhi kebutuhan nitrogliserin dalam negeri.
- c. Meningkatkan pendapatan negara dalam sektor industri.
- d. Menghemat APBN negara untuk mengurangi impor Nitrogliserin dari luar negeri.
- e. Memanfaatkan Sumber Daya Alam yang ada didalam negeri.
- f. Membuka lapangan pekerjaan baru untuk masyarakat sehingga dapat membantu mengurangi tingkat pengangguran di Indonesia.

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka keputusan untuk mendirikan pabrik nitrogliserin di Indonesia sangat tepat, terutama bagi para investor untuk menanam modalnya guna mendirikan pabrik nitrogliserin di Indonesia.

## **1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik**

Kapasitas produksi merupakan hal yang sangat penting dalam pendirian suatu pabrik karena dapat berpengaruh terhadap aspek teknis maupun ekonomis pada saat perancangan pabrik. Adapun pertimbangan dalam menentukan kapasitas produksi suatu pabrik yaitu melalui analisa *supply* dan *demand* yang meliputi data produksi, konsumsi, ekspor dan impor.

Untuk memenuhi kebutuhan nitrogliserin dalam negeri, Indonesia masih mengimpor dari negara lain. Data statistik dalam 5 tahun terakhir menunjukkan bahwa kebutuhan nitrogliserin dalam negeri terus meningkat. *Supply* atau penawaran meliputi data produksi dalam negeri dan data impor. Sedangkan,

*Demand* atau permintaan diperoleh dari data konsumsi dalam negeri dan data ekspor.

Indonesia telah mendirikan pabrik nitrogliserin yang telah diresmikan oleh Kementerian Pertahanan Republik Indonesia pada tahun 2017 yaitu PT. Dahana (Persero) di Subang, Jawa Barat yang dijadikan sebagai sumber utama pemenuhan kebutuhan *Propellant Powder* untuk salah satu bahan peledak atau bahan tambahan alutsista dan perusahaan ini memproduksi sekitar 200 ton/tahun. Kebutuhan nitrogliserin di Indonesia pasti akan meningkat seiring dengan berkembangnya industri dan pihak-pihak yang menggunakannya. Maka untuk memenuhi kebutuhan nitrogliserin dalam negeri, Indonesia masih harus mengimpor bahan tersebut dari luar negeri. Berdasarkan data dari *United Nation Comtrade Data Base* mengenai impor-ekspor nitrogliserin negara-negara di Dunia ditunjukkan pada Tabel 1.1-1.3.

**Tabel 1.1** Impor Nitrogliserin Dari Tahun 2017 - 2021

<b>Tahun</b>	<b>2017</b>	<b>2018</b>	<b>2019</b>	<b>2020</b>	<b>2021</b>
<b>China</b>	751,33	1.401,59	1.308,34	1.209,29	1.392,56
<b>USA</b>	1.623,81	1.829,99	1.829,99	1.676,57	1.272,43
<b>Germany</b>	688,98	630,92	673,76	610,91	566,72
<b>Japan</b>	109,73	126,38	94,76	103,77	107,21
<b>Thailand</b>	620,23	595,15	468,58	503,68	414,78
<b>Philippines</b>	0,307	0	876,46	7.248,23	6.527,64
<b>India</b>	167,392	182,38	166,90	364,20	573,70
<b>Malaysia</b>	13.416,04	8.868,07	4.084,21	4.241,24	3.063,67
<b>Total</b>	17.377,85	13.634,47	9.834,50	15.957,91	13.918,72

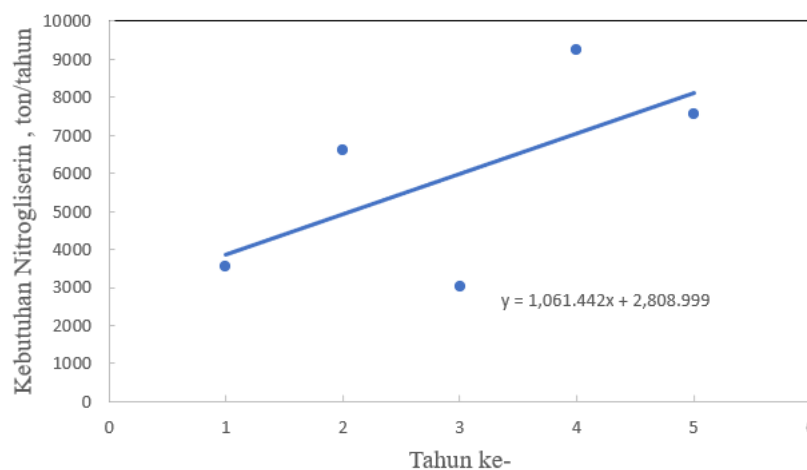
**Tabel 1.2** Ekspor Nitrogliserin Dari Tahun 2017 - 2021

<b>Tahun</b>	<b>2017</b>	<b>2018</b>	<b>2019</b>	<b>2020</b>	<b>2021</b>
<b>China</b>	6,89	0,24	0,23	31,99	44,69
<b>USA</b>	5,08	33,94	20,64	19,43	12,03
<b>Germany</b>	1,69	1,00	3,14	15,94	29,90

**Tabel 1.3** Ekspor Nitrogliserin dari tahun 2017 – 2021 (lanjutan)

<b>Japan</b>	3,95	1,55	6,29	0,03	0,15
<b>Thailand</b>	9.704,86	2.507,81	1.597,08	2.451,35	1.091,49
<b>Philippines</b>	3.622,81	3.498,35	4.324,34	3.295,28	3.401,806
<b>India</b>	9,69	8,43	2,63	1,46	0,38
<b>Malaysia</b>	663,69	1.181,04	1.068,91	1.088,92	1.997,59
<b>Total</b>	14.018,69	7.232,38	7.023,28	6.904,43	6.578,05

Dari data impor-ekspor tersebut dapat dibuat grafik hubungan antara jumlah impor-ekspor nitrogliserin dan tahun impor-ekspor sebagai berikut :



**Gambar 1.1.** Kebutuhan Nitrogliserin Dari Tahun 2017 (tahun ke-1) s.d 2021 (tahun ke-5)

Data impor Nitrogliserin di dunia akan menentukan potensi ekspor Pabrik Nitrogliserin yang akan dibentuk. Selain berkontribusi untuk memenuhi pasokan bahan baku *Propellant Powder* untuk perusahaan tambang di Indonesia, aktifitas ekspor juga akan meningkatkan Pendapatan Domestik Bruto (PDB) sehingga mampu meningkatkan pertumbuhan ekonomi. Dari gambar 1.1 dapat diperoleh perhitungan proyeksi untuk nilai impor-ekspor pada tahun 2026 (tahun ke-10) dengan perhitungan regresi linear, menggunakan persamaan 1.1 :

$$y = 1061,442x + 2808,999 \quad (1.1)$$

Sehingga apabila dilakukan perhitungan diperoleh data impor-ekspor nitrogliserin pada tahun 2026 akan sebagai berikut :

$$y = 1061,442(10) + 2808,999 \quad (1.2)$$

$$y = 13423.4 \text{ ton/tahun} \quad (1.3)$$

Daftar nama pabrik di dunia yang memproduksi nitrogliserin beserta kapasitas produksinya dapat dilihat pada Tabel 1.4 :

**Tabel 1.4** Data Kapasitas Pabrik Nitrogliserin Yang Telah Berdiri

No	Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
1	Celanse, Bioshop Texas	20.000
2	Tennessee Eastman Company, Tennessee	25.000
3	Publicker, Philadelphia, Pennsylvania	25.000
4	Union Carbide, Texas	60.000
5	Biazz SA	15.000
6	Copperhead Chemical	10.000
7	Akzo Nobel	8.000
8	PT. Dahana, Indonesia	200

(Mc. Ketta, 1977)

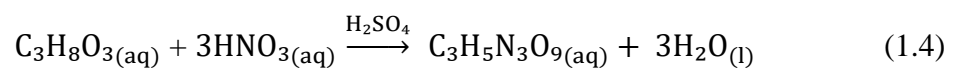
Pabrik nitrogliserin direncanakan akan berdiri pada tahun 2026 dengan kapasitas 15.000 ton/tahun hal ini diperoleh berdasarkan data proyeksi impor dan ekspor. Angka ini diambil dengan pertimbangan minimal pabrik nitrogliserin yang telah terlebih dahulu berdiri di Belanda dengan kapasitas sebesar 8.000 ton/tahun dimana dengan kapasitas tersebut dapat menghasilkan keuntungan dan sisa dari produksi akan di ekspor ke beberapa negara yang membutuhkan nitrogliserin seperti US, India, Jerman, Jepang, dan sebagainya. Selain itu, jumlah bahan baku yang tersedia di Indonesia dapat memenuhi kebutuhan untuk memproduksi nitrogliserin.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

Nitrogliserin (*trinitrolycerin* atau *glycerine trinitrate*) pertama kali ditemukan pada tahun 1847 oleh Sobrero. Namun pada tahun 1860-an nitrogliserin di gunakan sebagai bahan peledak ketika Immanuel dan Alfred Nobel berhasil mengembangkan metode penggunaan mengenai nitrogliserin sebagai bahan peledak yang cukup aman. Pada tahun-tahun berikutnya Alferd Nobel berhasil mengembangkan bahan peledak nitrogliserin yang lebih maju seperti dinamit pada tahun 1868. Secara fisik nitrogliserin merupakan cairan bening. Nitrogliserin akan membentuk *Cristal Dipyramidal Rhombic* (melting point :13,2 °C) yang merupakan bentuk kristal yang stabil atau membentuk *Cristal Triclinic* (melting point: 2,2 °C) yang merupakan bentuk kristal yang labil. Nitrogliserin juga tidak larut dalam air dan karbon disulfida, dan sedikit larut dalam *etil alcohol*, *isopropyl alcohol* dan *amil alcohol*. Namun dapat dengan mudah larut dalam kebanyakan pelarut organik seperti *methanol*, *ethanol*, *acetone*, *dietil eter*, *cloroform*, *toluene*, *dichloride*, dan pelarut organik lain.

Nitrogliserin bersifat sangat peka terhadap guncangan, gesekan dan tumbukan (olakan). Kepekaannya akan turun dengan adanya penurunan suhu. Dibandingkan dengan nitrogliserin cair, nitrogliserin padat kurang peka. Namun pengujian menunjukkan bahwa nitrogliserin padat lebih peka terhadap guncangan yang disebabkan oleh adanya kontak *interecrystalline*, sehingga nitrogliserin padat harus dicairkan terlebih dahulu sebelum digunakan. Tekanan uap nitrogliserin cukup tinggi sehingga apabila terhirup dapat menyebabkan sakit kepala. Nitrogliserin murni merupakan cairan stabil dan pada suhu diatas 60°C

terdekomposisi menjadi *nitrit oxide* (NO<sub>2</sub>). Nitrogliserin dapat dibuat dari senyawa gliserin yang sangat murni. Hal ini berfungsi untuk menjamin stabilitas hasil akhir. Nitrogliserin yang lebih dikenal dengan gliserin trinitrat adalah senyawa yang dapat dibuat dengan mereaksikan gliserin (gliserol) dengan asam nitrat. Asam sulfat berguna untuk membuat *ion nitric* dan menyerap air yang terbentuk selama reaksi berlangsung. Karena reaksinya berlangsung secara eksotermis, maka untuk mempertahankan suhu reaksi panas yang timbul harus secepatnya dihilangkan. Reaksi dapat dilihat di bawah ini :



(T.Urbanski, 1965)

Gliserin dan campuran asam merupakan reaktan dalam pembuatan nitrogliserin. Kadar gliserin dalam proses pembuatan nitrogliserin adalah 99% sedangkan asam nitrat dan asam sulfat merupakan campuran asam dengan komposisi HNO<sub>3</sub> 51%, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 49% (Tai Lu-Kei *et al.*, 2008).

### 1.3.1 Pemilihan Proses

Proses pembuatan nitrogliserin ada 3 macam proses yaitu sebagai berikut:

#### A. *Schmid Meissner Continuous Process*

Nitrator yang merupakan reaktor dari proses ini berbentuk tangki berpengaduk dilengkapi pipa-pipa pendingin vertikal. Nitrator beroperasi pada suhu 18°C dengan tekanan atmosferis. Campuran asam masuk dari bagian bawah nitrator dan gliserin masuk dari bagian atas sedangkan hasilnya keluar secara meluap (*Overflow*) ke separator. Pemisahan nitrogliserin dan sisa asam berdasarkan pembentukan dua lapisan dan

densitas asam sisa yang densitasnya lebih besar berada di lapisan bawah sedangkan nitrogliserin berada di lapisan atas. Sisa asam yang keluar separator akan dialirkan ke unit pengolahan limbah, sedangkan nitrogliserin dicuci dalam menara dan kolom pencuci berisi baffle. Di dalam kolom pencuci, campuran dibuat emulsi dengan memakai air dingin dan menginjeksikan udara bertekanan. Emulsi mengalir dari atas kolom ke intermediet separator kemudian dialirkan ke dasar kolom pencuci II. Dengan menggunakan udara bertekanan, cairan dibuat emulsi dengan air panas yang mengandung Natrium karbonat ammonia. Emulsi mengalir dari puncak menara II sampai stabilitas yang diinginkan tercapai.

#### **B. Nitro Nobel Injection Process**

Alat dalam proses ini adalah sebuah injektor yang dipakai untuk mencampur gliserin dengan *pre-cooled nitration acid* (asam penitrasi yang telah didinginkan). Aliran asam yang lewat injektor akan menimbulkan kevakuman, hingga gliserin akan tertarik masuk. Pencampuran kedua zat ini sangat cepat dan akan membentuk emulsi. Gliserin yang terisap ke injektor pada suhu 48°C segera bereaksi dengan asam. Reaksi berlangsung pada suhu 45-50°C. Emulsi yang diperoleh segera didinginkan sampai suhu 15°C lalu keluar secara gravitasi menuju *centrifuge*, di sini nitrogliserin akan dipisahkan dari asam bekas, kemudian asam bekas dapat di *recycle* atau didenitrasi. Campuran yang mengandung nitrogliserin diemulsikan dengan *water jet* untuk membentuk campuran *non-explosive*, lalu dinetralkan dengan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , dan dicuci. Nitrogliserin yang telah stabil dilewatkan

melalui injektor untuk membentuk *non-explosive water emulsion* demi keamanan dalam penyimpanan (Kirk, R.E. & Othmer, D.F., 1965). Alat ini juga beroperasi pada 3.200 rpm. Untuk unit dengan kapasitas 25.000 liter per jam, jumlah nitrogliserin pada separator selama operasi hanya 3,5 kg (*Technical Manual : Military Explosive*, 1984).

### C. *Biazzì Continuous Process*

Proses *Biazzì Continuous* merupakan proses pembuatan nitrogliserin yang banyak digunakan. Hal ini dikarenakan memiliki tingkat keamanan yang cukup baik, karena emulsi terdiri dari 3 bagian air dan juga nitrogliserin. Temperature dijaga 15°C dan konversi yang dihasilkan mencapai 99,43% (Tai Lu-Kei *et al.*, 2008).

Perlengkapannya terdiri dari nitrator dan separator. Nitratornya berupa *vessel* yang berbentuk silinder kecil yang dilengkapi dengan *stainless steel vessel* dengan pengaduk dan pendingin berupa *coil* dimana larutan CaCl<sub>2</sub> pada suhu (-5) °C jenuh disirkulasi selama proses nitrasi untuk menjaga reaksi pada suhu 15°C dan tekanan atmosfer (1 atm). Asam campuran berupa asam nitrat (HNO<sub>3</sub>) dan asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) dengan perbandingan sebesar 51% : 49%. Hasil nitrator masuk ke separator I untuk memisahkan nitrogliserin dari asam sisa berdasarkan berat jenis dan kelarutan. Berdasarkan data yang terdapat dalam Biazzì paten, pemisahan ini dapat selesai dalam waktu kurang dari 10 menit. Kemudian sisa asam dinetralkan dengan larutan natrium karbonat 12%. Di dalam tangki pencuci yang dilengkapi dengan pengaduk, nitrogliserin dibuat emulsi dengan air sampai

tercapai standar stabilitas (faktor keamanan). Lalu dialirkan ke separator II untuk memisahkan garam-garam hasil netralisasi dengan Gliserin Trinitrat. Selanjutnya nitrogliserin yang dihasilkan disimpan dalam tangki penyimpanan.

### 1.3.2 Alasan Pemilihan Proses

Dari beberapa macam proses pembuatan nitrogliserin, berikut beberapa pertimbangan yang digunakan, dapat dilihat pada Tabel 1.5 - 1.6.

**Tabel 1.5** Pertimbangan Pemilihan Proses

No	Pertimbangan	<i>Schmid-Meissner Process</i>	<i>Nitro Nobel Injector Process</i>	<i>Biazzi Continuous Process</i>
1	Kondisi Operasi	1 atm, 18 °C	Vakum, 45-50 °C	1 atm, 10-20 °C
2	Katalis	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
3	Perancangan			
	Reaktor	Nitrator	Injector	Nitrator
	Volume Reaktor	Reaktornya lebih besar dibandingkan dengan <i>Biazzi</i>	Kecil	Reaktornya lebih kecil dibandingkan <i>Schmid</i>
	Separator	Dekanter, <i>Centrifuge</i>	<i>Centrifuge</i>	Dekanter, <i>Centrifuge</i>
4	Safety	Beroperasi pada suhu rendah	Beroperasi pada suhu rendah	Beroperasi pada suhu rendah)
5	Ekonomi	Relatif lebih murah	Mahal	Relatif lebih murah
6	Konversi	95%	-	99,43%
7	Waktu Reaksi	50-60 menit	-	7 menit

(Kirk, R.E. & Othmer, D.F., 1965)

Pada proses kontinyu sendiri terdiri dari 3 macam proses namun yang sering digunakan yaitu Proses *Biazzi Continuous*, Proses *Nitro Nobel Injector*, dan Proses *Schmid-Meissner*. Masing-masing memiliki kelebihan dan kekurangan. Pada Proses *Biazzi Continuous* lebih banyak digunakan karena suhu yang dipakai selama proses baik di reaktor maupun pada unit pemurniannya rendah, antara 10-

20°C, sehingga lebih aman. Konversi yang dihasilkan juga lebih besar mencapai 99,43% (Tai Lu-Kei *et al.*, 2008). Pada Proses *Nitro Nobel Injector* kurang disukai karena suhu yang digunakan pada reaktor cukup tinggi yaitu sekitar 45-50°C, sedangkan pada proses pemurnian produk digunakan suhu 15°C. Pada Proses *Schmid-Meissner* kurang disukai karena suhu yang dipakai selama proses baik di reaktor maupun pada unit pemurniannya rendah, antara 18°C dan konversi yang dihasilkan juga sekitar 95% lebih rendah dari pada Proses *Biazzzi Continuous* dan juga waktu reaksi nya lebih lama sekitar 50-60 menit.

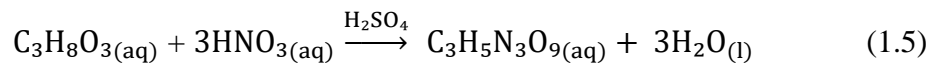
Dari beberapa proses pembuatan nitrogliserin, dipilih proses *Biazzzi* secara kontinyu berdasarkan:

1. Proses *Biazzzi Continuous* lebih efisien dibandingkan dengan proses yang lain (untuk kapasitas yang sama, ukuran alat lebih kecil).
2. Proses *Biazzzi Continuous* lebih sederhana jika dibandingkan dengan dengan proses *Nitro nobel injector* dan *Schmid-Meissner Process*, terutama pada alat pemurnian.
3. Proses *Biazzzi Continuous* merupakan proses terbaru dalam pembuatan nitrogliserin.
4. Proses *Biazzzi Continuous* lebih aman dikarenakan jumlah nitrogliserin pada saat operasi lebih sedikit.
5. Reaktor memiliki kondisi operasi 1 atm dan suhu 15 °C dengan konversi 99,43%.

6. Dibandingkan dengan proses *Nitro nobel injector* dan *Schmid-Meissner Process*. Proses *Biazzi Continuous* memiliki waktu proses produksinya lebih cepat sekitar 7 menit.

#### 1.4 Tinjauan Kinetika

Reaksi yang terjadi pada proses pembuatan Nitrogliserin merupakan reaksi esterifikasi yang melibatkan senyawa Gliserin dan Asam Nitrat yang dibantu dengan katalis Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ ). Reaksi yang terjadi pada proses ini adalah :



Ditinjau dari segi kinetika, kecepatan reaksi berbanding lurus dengan kenaikan suhu. Reaksi diasumsikan sebagai orde 2 menurut Tai Lu-Kei *et al.*, 2008. Dinyatakan sebagai berikut :

Reaksi:



Sehingga:

$$r = k CA \cdot CB \quad (1.7)$$

Dengan nilai  $k$  yang besar sehingga diperoleh nilai  $r$  yang besar pula. Dengan demikian kecepatan reaksi dapat berjalan dengan cepat pula dan begitu sebaliknya. Menurut Penelitian yang dilakukan *Kai-Tai Lu* (2008) persamaan yang digunakan untuk menentukan nilai kinetika Nitrogliserin dari Gliserin dan Asam Nitrat dengan proses *Biazzi* dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$-r_{NG} = 9.78 \times 10^{22} e^{-\left(\frac{14674.044}{T_f}\right)} C_{G,f}^{0,935} C_{N,f}^{1,117} \quad (1.8)$$

Keterangan :

$-r_{NG}$  = Laju Reaksi Nitrogliserin

$T_f$  = Suhu Reaksi

$CG_f$  = Konsentrasi Gliserin, *final condition*

$CN_f$  = Konsentrasi Asam Nitrat, *final condition*

Dengan mengasumsikan masing - masing reaktan berpangkat satu menggunakan pendekatan persamaan diatas menurut *Kai-Tai Lu* (2008) reaksi pembentukan Nitrogliserin dengan proses Biazzi terjadi pada suhu 288,15 K, sehingga berdasarkan perhitungan diperoleh nilai  $k = 7,47970$  L/kmol.min.

Reaksi esterifikasi merupakan reaksi untuk memproduksi Nitrogliserin dengan melibatkan Gliserin dan Asam Nitrat dengan bantuan katalis Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ ) dengan fase cair-cair dan reaksi bersifat eksotermis dengan kondisi operasi pada suhu 15°C dan tekanan 1 atm dan dengan konversi reaksi yang terjadi di reaktor sebesar 99,43%. Perbandingan berat asam campuran pada adalah 1:4,9. Campuran dari asam nitrat dan asam sulfat menggunakan rasio perbandingan 51% : 49% (Tai Lu-Kai. *et al.*, 2008).

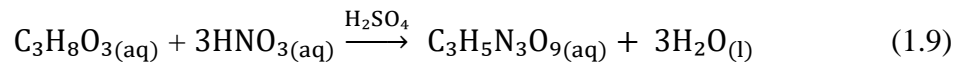
### 1.5 Tinjauan Termodinamika

Untuk mengetahui sifat dari suatu reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis maka kita perlu menentukan perhitungan panas pembentukan standar ( $\Delta H_f^\circ$ ) pada tekanan 1 atm dan suhu 25°C atau 298 K.

**Tabel 1.6** Harga  $\Delta H_f^\circ$  masing - masing komponen

Komponen	Harga $\Delta H_f^\circ$ (kJoule/mol)
Gliserin ( $C_3H_8O_3$ )	-582,8
Asam Nitrat ( $HNO_3$ )	-135,1
Nitrogliserin ( $C_3H_5N_3O_9$ )	-270,9
Air ( $H_2O$ )	-241,8

(Yaws, 1999)



$$\begin{aligned} \Delta H_f^\circ_{288} &= \Delta H_f^\circ \text{Produk} - \Delta H_f^\circ \text{Reaktan} \\ &= (\Delta H_f^\circ \text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9 + \Delta H_f^\circ 3 \cdot \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f^\circ \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3 + \Delta H_f^\circ 3 \cdot \text{HNO}_3) \\ &= [(-270,9 + 3 \cdot (-241,8)) - (-582,8 + 3 \cdot (-135,1))] \\ &= -8,2 \frac{\text{kJoule}}{\text{mol}} \text{ (Eksotermis)} \end{aligned}$$

Pada perhitungan ( $\Delta H_f^\circ$ ), didapatkan nilai sebesar  $-8,2 \frac{\text{kJoule}}{\text{mol}}$  dengan harga negatif yang berarti menandakan reaksi berlangsung secara eksotermis.

Sementara untuk nilai energi Gibbs yang didapatkan yaitu sebesar :

**Tabel 1.7** Harga  $\Delta G^\circ f$  masing – masing komponen

Komponen	Harga $\Delta G^\circ f$ (Kj/mol)
Gliserin ( $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$ )	-444,490
Asam Nitrat ( $\text{HNO}_3$ )	-74,700
Nitrogliserin ( $\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9$ )	-97,900
Air ( $\text{H}_2\text{O}$ )	-288,590

$$\Delta G^\circ f_{298 \text{ k}} = \Delta G^\circ f_{\text{produk}} - \Delta G^\circ f_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G^\circ f_{298 \text{ k}} = (\Delta G^\circ f_{\text{C}_3\text{H}_5\text{N}_3\text{O}_9} + 3 \cdot \text{H}_2\text{O}) - (\Delta G^\circ f_{\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3} + 3 \cdot \Delta G^\circ f_{\text{HNO}_3})$$

$$\Delta G^\circ f_{298 \text{ k}} = ((-97,900 + 3 \cdot (-288,590)) - (-448,490 + 3 \cdot (-74,700)))$$

$$\Delta G^\circ f_{298 \text{ k}} = -291,080 \text{ kJ/mol}$$

Karena nilai  $\Delta G^\circ f_{298 \text{ k}}$  reaksi bernilai negative reaksi spontan ke arah produk.

$$\ln K_0 = \frac{-\Delta G}{RT} = -\frac{-291,080 \text{ kJ/kmol}}{8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \cdot 298 \text{ K}}$$

$$K_0 = 1,0556 \times 10^{51}$$

$$\ln \frac{K}{K_0} = \frac{-\Delta H^\circ}{R} \left[ \frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right] \quad (\text{Smith \& VanNess, 1987})$$

Dengan :

$K$  = Konstanta kesetimbangan pada suhu tertentu

$T$  = Suhu tertentu

$\Delta H^{\circ} f$  = Panas reaksi pada suhu 298,15 K

$$\ln \frac{K}{1,0556 \cdot 10^{51}} = \frac{-(-8200 \frac{Kj}{Kmol})}{8,314 \frac{kJ}{Kmol.K}} \left[ \frac{1}{288,15 K} - \frac{1}{298,15 K} \right]$$

$$K = 1,184 \times 10^{51}$$

Karena reaksi nilai konstanta kesetimbangan  $K$  relatif besar maka reaksi berlangsung searah ke arah kanan (Irreversible). Berdasarkan nilai  $K$  perhitungan diperoleh konversi perhitungan sebesar 0,99, hal ini sesuai dengan konversi aktual sebesar 0,9943 menurut (Tai Lu-Kai. *et al.*, 2008).



**Tabel 2.2** Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung Pembuatan Nitrogliserin (lanjutan)

Titik Didih, 25°C	50	290	122	340	100	851
Densitas, g/ml (25°C)	1,59	1,26	1,49	1,84	1	2,54
Kemurnian, % berat	99	99,5	70	98	100	98
Impurities, % berat	1	0,5	30	2	-	2
<i>Specific Gravity</i>	1,59	1,26	1,49	1,84	1	2,54
Kelarutan	0.125 g/100 g H <sub>2</sub> O – sedikit larut	100 g/100 g H <sub>2</sub> O – larut	100 g/100 g H <sub>2</sub> O -larut	100 g/100 g H <sub>2</sub> O - larut	-	44,35 g/100 g H <sub>2</sub> O - larut
Panas Pelarutan	-97,5 kJ/mol	-5,8 kJ/mol	-33,3 kJ/mol	-97,5 kJ/mol	-	23,30 kJ/mol
Entalpi Pembentukan ( $\Delta H_f^\circ$ ), 298 K	-270,9 kJ/mol	-669 KJ/mol	-135,1 kJ/mol	-735,13 kJ/mol	-241,8 kJ/mol	-1131 kJ/mol

## **2.2 Pengendalian Kualitas**

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik Nitrogliserin bertujuan untuk mengendalikan mutu produk yang dihasilkan agar sesuai dengan standar yang sudah ditentukan. Adapun pengendalian kualitas ini meliputi pengendalian bahan baku, pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses produksi, pengendalian terkait waktu produksi dan pengendalian kualitas produk.

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

Pengendalian kualitas pada bahan baku dilakukan untuk menjaga agar kualitas dari bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi produk yang diinginkan. Pada proses pemeriksaan bahan baku akan dapat diketahui apakah bahan baku akan menghambat proses produksi yang dijalankan secara normal. Oleh karena itu, sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yaitu gliserin dan asam campuran dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses didalam pabrik.

### **2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi**

Pengendalian kualitas proses produksi pabrik nitrogliserin ini menggunakan sistem kontrol otomatis yang dilakukan di ruang kendali (*control room*). Apabila terdapat indikasi penyimpangan proses, maka *controller* akan memberikan tanda berupa bunyi, nyala lampu dan lain-lain sehingga operator dapat segera melakukan tindakan perbaikan untuk mengembalikan proses produksi seperti semula baik secara otomatis

maupun manual. Pengendalian kualitas proses produksi yang dilakukan meliputi kontrol aliran dan kontrol kondisi operasi.

Beberapa alat kontrol yang digunakan dan harus diatur pada kondisi tertentu adalah sebagai berikut :

a. *Level Controller* (LC)

*Level controller* digunakan untuk mengatur ketinggian (*level*) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve* yang berfungsi untuk mengatur laju cairan masuk atau keluar proses.

b. *Flow Controller* (FC)

*Flow controller* merupakan pengendali aliran masuk dan keluar digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam pipa atau unit proses lainnya dengan memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang diubah menjadi sinyal elektrik berupa arus yang diterima oleh *control valve* sebelumnya diubah lagi menjadi sinyal *pneumatic* sehingga mampu menggerakkan *valve*. Secara umum prinsip kerja pada alat ini yaitu dengan memanfaatkan perbedaan tekanan dimana P1 lebih besar dari P2 sehingga diperoleh nilai  $\Delta P$  dan akan dikalibrasikan sesuai dengan parameter yang telah ditentukan.

c. *Temperature Controller* (TC)

*Temperature controller* merupakan alat yang dapat mendeteksi suhu bahan atau alat. Umumnya, *temperature controller* mempunyai *set point* atau batasan nilai suhu yang telah ditetapkan. Ketika suhu bahan atau alat

yang diukur melebihi atau kurang dari *set point*, maka alat ini akan memberikan sinyal sehingga dapat segera dilakukan pengendalian.

d. *Ratio Controller (RC)*

*Ratio controller* merupakan alat kontrol yang dipasang pada suatu aliran yang bercabang yang bertujuan agar rasio perbandingan laju alirnya tetap sama. Alat ini dihubungkan langsung pada *flow controller (FC)* dengan memanfaatkan sinyal elektrik untuk mengatur laju alir agar tetap sama dengan cara memberikan perintah kepada *flow controller (FC)*.

e. *Pressure controller (PC)*

*Pressure controller* merupakan alat yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat dan bila terjadi perubahan atau penyimpangan dari *set point* yang telah ditetapkan, alat ini akan memberikan sinyal sehingga dapat segera dilakukan pengendalian.

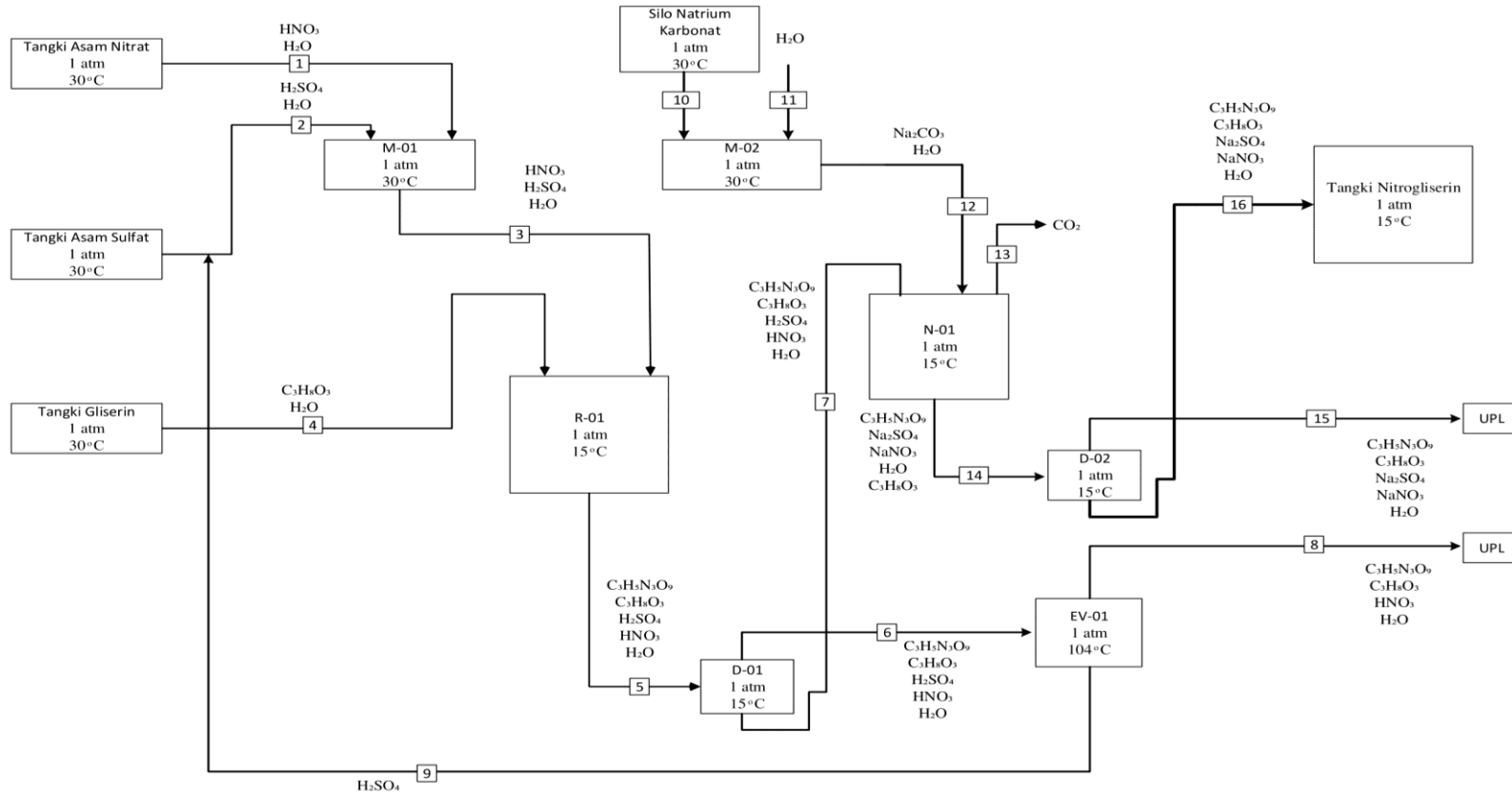
### **2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk**

Pengendalian kualitas produk bertujuan untuk memastikan apakah produk nitrogliserin yang dihasilkan telah sesuai dengan standar mutu dan spesifikasi produk yang telah ditentukan. Pengendalian kualitas produk dilakukan dengan cara melakukan beberapa pengujian terhadap produk nitrogliserin, antara lain uji kemurnian, komposisi, dan lain-lain.

## BAB III PERANCANGAN PROSES

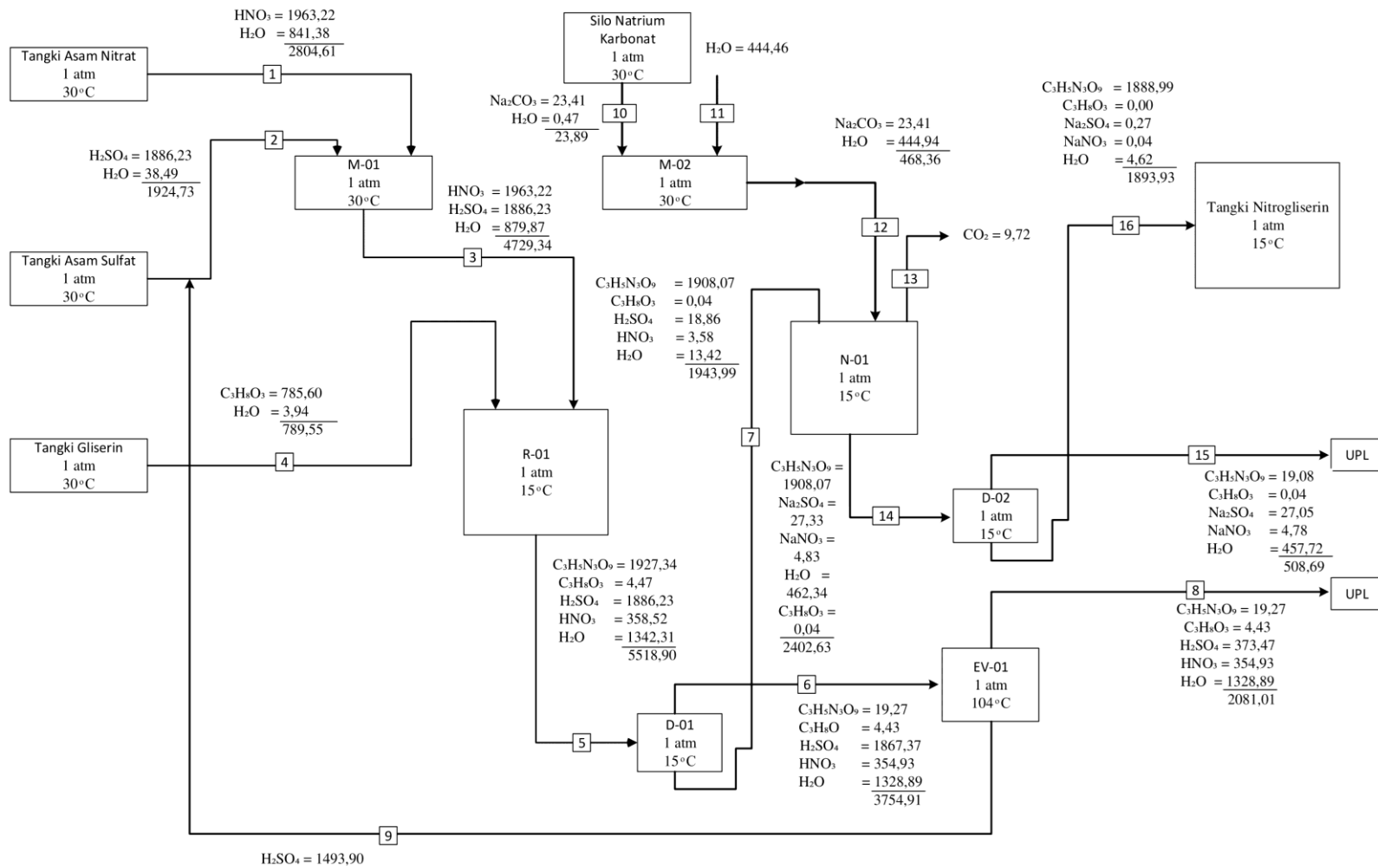
### 3.1 Diagram Alir Proses dan Material

#### 3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

### 3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

## 3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan Nitrogliserin secara garis besar terbagi menjadi 3 tahapan utama, yakni :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi
3. Tahap pemurnian produk

### 3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

#### a. Gliserin ( $C_3H_8O_3$ )

Gliserin dengan kemurnian 99,5% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-03) berbentuk silinder tegak dengan alas datar dan tutup *conical* dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas penyimpanan selama 1 minggu. Gliserin diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Cisadane Raya Chemicals yang berlokasi di Tangerang, Banten. Gliserin akan diumpankan menggunakan pompa (P-03) menuju reaktor (R-01).

#### b. Asam Nitrat ( $HNO_3$ )

Asam nitrat dengan kemurnian 70% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) berbentuk silinder tegak dengan alas datar dan tutup *conical* dalam fase cair pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas penyimpanan selama 1 minggu. Asam nitrat diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Multi Nitrotama Kimia yang berlokasi di Cikampek, Jawa Barat. Asam nitrat akan diumpankan menggunakan pompa (P-01) menuju mixer (M-01).

c. Asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )

Asam sulfat dengan kemurnian 98% disimpan dalam tangki penyimpanan (T-02) berbentuk silinder tegak dengan alas datar dan tutup *conical* dalam fase cair pada suhu  $30^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm dengan kapasitas penyimpanan selama 1 minggu. Asam sulfat diperoleh dari pabrik dalam negeri yaitu PT. Timuraya Tunggal yang berlokasi di Karawang, Jawa Barat. Asam sulfat akan diumpankan menggunakan pompa (P-02) menuju mixer (M-01).

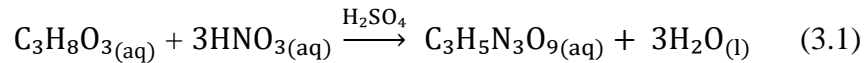
Asam nitrat dan Asam Sulfat pada tangki penyimpanan (T-01) dan (T-02) dialirkan menuju ke mixer (M-01) untuk dilakukan pencampuran dengan persentase penggunaan asam nitrat dan asam sulfat 51% : 49%. Hal ini bertujuan untuk memperoleh larutan campuran dan untuk memecah senyawa asam nitrat menjadi ion nitrit (Kirk R.E & Othmer D.F., 1999).

Asam campuran dari M-01 didinginkan dengan *cooler-01* (C-01) hingga suhu  $15^\circ\text{C}$ . Gliserin dialirkan dari tangki penyimpanan (T-03) dan didinginkan dengan *cooler-02* (C-02) hingga suhu  $15^\circ\text{C}$ . Gliserin dari tangki penyimpanan (T-03) dan larutan asam campuran dari mixer (M-01) dialirkan ke dalam reaktor untuk direaksikan dan membentuk produk. Produk hasil dari reaktor terdiri dari nitrogliserin, air, dan asam sisa yang tidak habis bereaksi. Reaksi membutuhkan pendingin agar temperatur reaktor tetap stabil. Media pendingin yang digunakan adalah *cooling brine* yang mengandung 30%  $\text{CaCl}_2$  dengan mempertimbangkan bahwa *cooling brine*

yang digunakan sebagai media pendingin sampai suhu yang sangat rendah sekitar  $-5^{\circ}\text{C}$  s/d  $2^{\circ}\text{C}$  (Kern, 1950).

### 3.2.2 Tahap Reaksi

Reaksi Pembentukan Nitrogliserin:

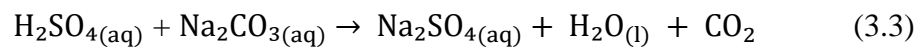
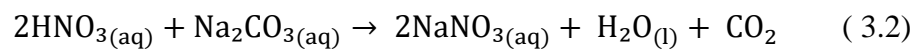


Berdasarkan patent Kai-Tai Lu (2008) Konversi reaksi yang terjadi di reaktor sebesar 99,43% dan reaksi berlangsung pada suhu  $15^{\circ}\text{C}$  (*Isothermal*) dengan tekanan 1 atm. Perbandingan mol gliserin dengan asam adalah 1: 4,9. Reaksi yang terjadi dalam reaktor dapat melepaskan panas ke lingkungan (Eksotermis), sehingga untuk menjaga kondisi (*Isothermal*) pada reaktor ini membutuhkan pendingin yang mengalirkan pendingin melalui pendingin koil dengan media pendingin *cooling brine* 30%  $\text{CaCl}_2$ . Dipilih jenis reaktor RATB karena reaktor ini biasanya umum digunakan untuk mereaksikan senyawa dengan fase cair-cair dan kontinyu. Pada reaktor tipe ini suhu dan komposisi campuran dalam reaktor selalu seragam. Hal ini memungkinkan melakukan suatu proses *Isothermal*.

### 3.2.3 Tahap Pemurnian Produk

Nitrogliserin hasil dari reaksi, sisa gliserin, campuran asam dan air yang keluar dari reaktor dialirkan menuju dekanter (D-01) untuk memisahkan dari sisa asam berdasarkan tingkat kelarutan dan perbedaan densitas. Nitrogliserin memiliki nilai densitas yang lebih tinggi, sehingga nitrogliserin akan berada pada lapisan bawah. Nitrogliserin yang berada

pada lapisan bawah dipompa menuju ke netralizer (N-01) guna menetralkan sisa asam campuran yang belum habis bereaksi. sisa asam dinetralkan dengan natrium karbonat ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) yang diencerkan terlebih dahulu dalam mixer (M-02). Sebelumnya telah didinginkan terlebih dahulu di *cooler-03* (C-03) hingga suhu  $15^\circ\text{C}$ .



Produk hasil keluarannya dari Netralizer (N-01) dipompakan menuju dekanter (D-02) untuk dipisahkan zat hasil penetralan yang terbentuk pada saat reaksi. kemudian nitrogliserin keluaran dari dekanter (D-02) terlebih dahulu didinginkan di *cooler-04* (C-04) sebelum dialirkan ke tangki penyimpanan (T-04) dan suhunya dijaga pada suhu  $15^\circ\text{C}$ .

### 3.3 Spesifikasi Alat Proses

#### 3.3.1 Tangki

**Tabel 3.1** Tangki Penyimpanan

<b>Parameter</b>	<b>T-01</b>	<b>T-02</b>	<b>T-03</b>	<b>T-04</b>
Fungsi	Menyimpan Asam Nitrat	Menyimpan Asam Sulfat	Menyimpan Gliserin	Menyimpan Nitrogliserin
Jenis	Tangki silinder tegak dengan alas datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>conical head</i> )	Tangki silinder tegak dengan alas datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>conical head</i> )	Tangki silinder tegak dengan alas datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>conical head</i> )	Tangki silinder tegak dengan alas datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>torispherical head</i> )
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA-167 type 309</i>			
Lama Penyimpanan	7 hari			
Jumlah	1 Unit			
<b>Kondisi Operasi</b>				
Suhu (°C)	30°C	30°C	30°C	15°C
Tekanan (atm)	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
<b>Spesifikasi</b>				
Diameter(m)	6,096	4,572	6,096	6,096
Tinggi (m)	14,630	4,876	4,877	9,754
Tebal Shell (in)	0,1875	0,1875	0,1875	0,1875
Volume (m <sup>3</sup> )	416,627	83,395	127,168	241,876
Jumlah Course	6	2	2	4
<b>Head &amp; Bottom</b>				
Tinggi (m)	1,109	0,832	1,109	1,060
Tebal Head (in)	0,1875	0,1875	0,1875	0,1875
Tebal Plat Bottom (in)	0,25	0,25	0,1875	0,25
<b>Harga \$</b>	136.665	38.065	67.060	98.620

### 3.3.2 Silo

Tabel 3.2 Silo

<b>Parameter</b>	<b>SL-01</b>
Fungsi	Menyimpan Natrium Karbonat
Jenis	Tangki silinder tegak dengan <i>Conical bottom</i> dan <i>flat head</i>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA 135</i>
Lama Penyimpanan	7 hari
Jumlah	1 Unit
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	30°C
Tekanan (atm)	1 atm
<b>Spesifikasi</b>	
Diameter(m)	1,041
Tinggi (m)	1,041
Tebal Shell	0,1875
Volume (m <sup>3</sup> )	1,919
<b>Bottom</b>	
Tinggi (m)	0,517
Tebal (in)	0,1875
<b>Harga \$</b>	5.417

### 3.3.3 Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3.3 Reaktor 1 (R-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	: Reaktor	
Fungsi	: Mereaksikan Asam Nitrat (HNO <sub>3</sub> ) dan Asam Sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) dengan Gliserin (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> )	
Kode Alat	: R-01	
Jumlah	: 1 (satu)	
Jenis Alat	: Reaktor alir tangki berpengaduk	
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Stell SA-167 type 309</i>	
Mode Operasi	: <i>Continue</i>	
<b>Harga (\$)</b>	: 121.894	
<b>DATA DESAIN</b>		
Tekanan (atm)	: 1	
Suhu (°C)	: 15	
Kapasitas (kg/jam)	: 5.518,900	
Volume (m <sup>3</sup> )	: 4,879	
<b>Dimensi Reaktor</b>		
<i>Shell</i>	Diameter (m)	: 1,695
	Tinggi (m)	: 1,695
	Tebal (in)	: 0,1875
	Volume (m <sup>3</sup> )	: 3,825
<i>Head</i>	Diameter (m)	: 1,667
	Tinggi (m)	: 0,337
	Tebal (in)	: 0,1875
	Volume (m <sup>3</sup> )	: 1,054
<b>Pengaduk</b>		
Jenis	: Turbin 6 flat blade 23 standard	
Diameter Impeller (m)	: 0,565	
Ketinggian Impeller dari dasar (m)	: 0,565	
Lebar Impeller (m)	: 0,339	
Tinggi Impeller (m)	: 0,141	
Jumlah Baffle	: 4	
Lebar Baffle (m)	: 0,141	
Power Pengaduk (Hp)	: 10	
Kecepatan Pengadukan (rpm)	: 141,864	
Jumlah Impeller (buah)	: 1	
<b>Pendingin</b>		
Jenis	: Pendingin Koil	
Pendingin	: <i>Cooling Brine</i>	
Jumlah Lilitan	: 14	

**Tabel 3.4** Reaktor 1 (R-01) (lanjutan)

IPS (in)	: 2
OD (in)	: 2,38
ID (in)	: 2,067
SN	: 40
Tinggi Koil (m)	: 0.287
Volume Koil (m <sup>3</sup> )	: 0,148

### 3.3.4 Netralizer 1 (N-01)

**Tabel 3.5** Netralizer 1 (N-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	: Netralizer	
Fungsi	: Netralisasi sisa asam yang masih terikut dalam produk Nitrogliserin dengan menggunakan larutan Natrium Karbonat	
Kode Alat	: N-01	
Jenis Alat	: Reaktor alir tangki berpengaduk	
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Stell SA-167 type 305</i>	
Harga (\$)	: 51.051	
<b>DATA DESAIN</b>		
Tekanan (atm)	: 1	
Suhu (°C)	: 15	
Kapasitas	: 2.412,35	
Volume (m <sup>3</sup> )	: 1,967	
<b>Dimensi Netralizer</b>		
<i>Shell</i>	Diameter (m)	: 1,524
	Tinggi (m)	: 1,524
	Tebal (in)	: 0,1875
	Volume (m <sup>3</sup> )	: 1,667
<i>Head</i>	Diameter (m)	: 1.524
	Tinggi (m)	: 0.314
	Tebal (in)	: 0,1875
	Volume (m <sup>3</sup> )	: 0,299
<b>Pengaduk</b>		
Jenis	: <i>Three Bladed Mixing propeller</i>	
Diameter Propeller (m)	: 0,508	
Ketinggian Propeller dari dasar (m)	: 0,508	
Lebar Propeller (m)	: 0,127	
Tinggi Propeller (m)	: 0,102	
Jumlah Baffle	: 4	
Lebar Baffle (m)	: 0,127	
Power Pengaduk (Hp)	: 5	

**Tabel 3.6** Netralizer 1 (N-01) (lanjutan)

Kecepatan Pengadukan (rpm)	: 83,29
Jumlah Impeller (buah)	: 1
<b>Pendingin</b>	
Jenis Pendingin	: Pendingin Koil : <i>Cooling Brine</i>
Jumlah Lilitan	: 25
IPS (in)	: 3
OD (in)	: 3,5
ID (in)	: 3,068
SN	: 40
Tinggi Koil (m)	: 0,711
Volume Koil (m <sup>3</sup> )	: 0,589
Jumlah	: 1 (satu)

### 3.3.5 Evaporator 1 (N-01)

**Tabel 3.7** Evaporator 1 (EV-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	: Evaporator	
Fungsi	: Memekatkan dan memurnikan asam sulfat untuk di <i>recycle</i> ke tangki penyimpanan asam sulfat (T-02)	
Kode Alat	: EV-01	
Jenis Alat	: <i>Long tube vertical evaporator</i>	
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Stell SA-167 type 305</i>	
<b>Harga (\$)</b>	: 14.949	
<b>DATA DESAIN</b>		
Tekanan (atm)	: 1	
Suhu (°C)	: 150	
Kapasitas	: 2.412,35	
<b>Dimensi Netralizer</b>		
	Diameter (m)	: 0,5087
	Tinggi Vapor (m)	: 0,5087
	Panjang Tube (m)	: 3,6576
	Tinggi Total (m)	: 4,4033
	Tebal (in)	: 0,1875

### 3.3.6 Mixer

**Tabel 3.8** Mixer

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	Mixer 01	Mixer 02
Fungsi	Mencampurkan Asam Nitrat (HNO <sub>3</sub> ) dan Asam Sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	Mencampurkan Natrium Karbonat (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) dan Air (H <sub>2</sub> O)
Kode Alat	M-01	M-02
Jumlah	1 (satu)	1 (satu)
Jenis Alat	Tangki Berpengaduk	Tangki Berpengaduk
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Stell SA-167 type 309</i>	<i>Stainless Stell SA-167 type 309</i>
<b>DATA DESAIN</b>		
Tekanan (atm)	1	1
Suhu (°C)	30	30
Kapasitas	4.729,34	468,36
Volume (m <sup>3</sup> )	1,067	0,146
<b>Tangki</b>		
Diameter (m)	1,219	0,762
Tinggi (m)	1,219	0,762
Tebal (in)	0,1875	0,1875
<b>Pengaduk</b>		
Jenis	<i>Three-bladed Mixing Propeller</i>	<i>Three-bladed Mixing Propeller</i>
Diamater propeller (m)	0,406	0,254
Lebar propeller (m)	0,101	0,063
Panjang propeller dari dasar (m)	0,406	0,254
Tinggi propeller (m)	0,081	0,050
Lebar baffle (m)	0,101	0,063
Jumlah baffle	4	4
Power Pengaduk (Hp)	7,5	0,5
<b>Harga (US\$)</b>	17.724	4.162

### 3.3.7 Dekanter

Tabel 3.9 Dekanter

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	Dekanter 01	Dekanter 02
Fungsi	Memisahkan asam dari produk Nitrogliserin	Memisahkan air dari produk Nitrogliserin
Kode Alat	D-01	D-02
Jumlah	1 (satu)	1 (satu)
Jenis Alat	Horizontal dekanter	Horizontal dekanter
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Stell SA-167 type 304</i>	<i>Stainless Stell SA-167 type 304</i>
<b>DATA DESAIN</b>		
Tekanan (atm)	1	1
Suhu (°C)	15	15
Kapasitas	5.518,900	2.402,635
Volume (m <sup>3</sup> )	0,624	0,128
Diameter (m)	0,735	0,434
Tinggi (m)	2,206	1,302
Tebal (in)	0,1875	0,1875
<b>Harga (US\$)</b>	47.532	34.567

### 3.3.8 Cooler dan Heater

**Tabel 3.10 Cooler**

Nama Alat	<i>Cooler-01</i>	<i>Cooler-02</i>	<i>Cooler-03</i>	<i>Cooler-04</i>
Fungsi	Menurunkan suhu campuran asam sebelum diumpankan ke dalam Reaktor (R-01)	Menurunkan suhu Gliserin sebelum diumpankan ke dalam Reaktor (R-01)	Menurunkan suhu natrium karbonat sebelum diumpankan ke dalam Netralizer (N-01)	Menjaga suhu nitrogliserin sebelum dialirkan ke dalam Tangki penyimpanan (T-04)
Kode Alat	CL-01	CL-02	CL-03	CL-04
Jenis HE	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>	<i>Double Pipe</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 305</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 305</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 305</i>	<i>Stainless Steel SA-167 type 305</i>
Jumlah Alat	1 (satu)	1 (satu)	1 (satu)	1 (satu)
<b>Harga (\$)</b>	1.915	791,45	710,44	467,00
<b>Kondisi Operasi</b>				
Tekanan (atm)	1	1	1	1
Suhu Masuk, T1(°C)	30	30	30	15
Suhu Keluar, T2 (°C)	15	15	15	15
<b>Fluida Dingin</b>				
Media Pendingin	CaCl <sub>2</sub> 30%	CaCl <sub>2</sub> 30%	CaCl <sub>2</sub> 30%	CaCl <sub>2</sub> 30%
Suhu Masuk, t1 (°C)	-5	-5	-5	-5
Suhu Keluar, t2 (°C)	2	2	2	2
Massa Pendingin (kg/jam)	7.091,452	1.625,487	1.357,833	674,730
<b>Inner Pipe</b>				
IPS (in)	2	2	2	2
SN	40	40	40	40
OD (in)	2,38	2,38	2,38	2,38
ID (in)	2,067	2,067	2,067	2,067
Panjang (ft)	15	15	15	15

**Tabel 3.11 Cooler** (lanjutan)

<i>Annulus</i>				
Fluida Panas	Asam Campuran	Gliserin	Natrium Karbonat	Nitrogliserin
IPS	3	3	3	3
SN	40	40	40	40
OD (in)	3,5	3,5	3,5	3,5
ID (in)	3,068	3,068	3,068	3,068
Panjang (ft)	15	15	15	15
<b>A</b> (ft <sup>2</sup> )				
	87,370	20,026	16,729	8,313
<b>Rd</b> (hr ft <sup>2</sup> °C/Btu)				
	0,001	0,001	0,001	0,001

**Tabel 3.12 Heater**

Nama Alat	Heater-01
Fungsi	Menaikkan suhu campuran asam sebelum diumpankan ke dalam Evaporator (EV-01)
Kode Alat	HE-01
Jenis HE	<i>Double Pipe</i>
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 305</i>
Jumlah Alat	1 (satu)
<b>Harga (\$)</b>	843
<b>Kondisi Operasi</b>	
Tekanan (atm)	1
Suhu Masuk, T1 (°C)	15
Suhu Keluar, T2 (°C)	104
<b>Fluida Dingin</b>	
Media Pemanas	Air
Suhu Masuk, t1 (°C)	170
Suhu Keluar, t2 (°C)	170
Massa Pemanas (kg/jam)	333,290
<i>Inner Pipe</i>	
IPS (in)	2
SN	40
OD (in)	2,38
ID (in)	2,067
Panjang (ft)	15

**Tabel 3.13 Heater (Lanjutan)**

<i>Annulus</i>	
Fluida Panas	Asam Campuran
IPS	3
SN	40
OD (in)	3,5
ID (in)	3,068
Panjang (ft)	15
A (ft <sup>2</sup> )	22,284
Rd (hr ft <sup>2</sup> °C/Btu)	0,003

### 3.3.9 Screw Conveyor

**Tabel 3.14 Screw Conveyor**

Nama Alat	: Screw Conveyor-01
Fungsi	: Mengangkut Natrium Karbonat (Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ) padatan dari Silo (SL-01) menuju ke Mixer (M-02)
Kode Alat	: SC-01
Jenis	: <i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan Kontruksi	: <i>Carbon Steel SA 28 Grade C</i>
Kapasitas (kg/jam)	: 23,89
<b>Harga (\$)</b>	: 2.173
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	: 30
Tekanan (atm)	: 1
<b>Dimensi</b>	
Diameter (in)	: 9
Pusat Gantungan (ft)	: 10
Kecepatan Motor (rpm)	: 40
Daya Motor (Hp)	: 0,43
Panjang Conveyor (m)	: 4,570
Vibrating	: 15 Hp

### 3.3.10 Pompa

**Tabel 3.15** Pompa

<b>Parameter</b>	<b>Pompa-01</b>	<b>Pompa -02</b>	<b>Pompa -03</b>	<b>Pompa-04</b>	<b>Pompa -05</b>	<b>Pompa -06</b>
Fungsi	Mengalirkan bahan baku Asam Nitrat ( $\text{HNO}_3$ ) dari Tangki Penyimpanan (T-01) menuju ke Mixer (M-01)	Mengalirkan bahan baku Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dari Tangki Penyimpanan (T-02) menuju ke Mixer (M-01)	Mengalirkan asam campuran dari tangki Mixer (M-01) menuju ke Reaktor (R-01)	Mengalirkan senyawa $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$ (Gliserin) dari Tangki Penyimpanan (T-03) menuju <i>Cooler</i> (CL-02)	Mengalirkan senyawa $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$ Gliserin ( $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$ ) dari <i>Cooler</i> (CL-02) menuju ke Reaktor (R-01)	Mengalirkan senyawa $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3\text{N}_9$ Nitrogliserin ( $\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3\text{N}_9$ ) hasil reaksi dari Reaktor (R-01) menuju ke Dekanter (D-01)
Kode Alat	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Jenis Alat	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>					
Bahan Kontruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas ( $\text{m}^3/\text{jam}$ )	2,479	1,275	3,389	0,756	0,751	4,295
Suhu ( $^\circ\text{C}$ )	30	30	15	30	15	15
<i>Pump Head</i> (m)	2,979	4,032	3,389	6,991	3,220	2,477
Efisiensi Pompa (%)	42	40	44	30	30	46
Daya Motor (Hp)	0,125	0,125	0,25	0,125	0,083	0,25
Jumlah	2	2	2	2	2	2
<b>Harga (\$)</b>	3.609	2.422	4.574	1.770	1.770	5.055

**Tabel 3.16** Pompa (lanjutan)

<b>Parameter</b>	<b>Pompa-07</b>	<b>Pompa -08</b>	<b>Pompa -09</b>	<b>Pompa-10</b>	<b>Pompa -11</b>	<b>Pompa-12</b>
Fungsi	Mengalirkan produk bawah Dekanter (D-01) ke Netralizer (N-01)	Mengalirkan air proses menuju ke Mixer (M-02)	Mengalirkan hasil Mixer (M-02) ke Netralizer (N-01)	Mengalirkan hasil bawah Netralizer (N-01) ke Dekanter (D-02)	Mengalirkan hasil bawah Dekanter (D-02) menuju ke Tangki Penyimpanan Nitrogliserin (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> N <sub>9</sub> ) (T-04)	Mengalirkan hasil bawah Evaporator (EV-01) menuju ke Tangki penyimpanan bahan baku Asam Sulfat(H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) (T-02)
Kode Alat	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12
Jenis Alat	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>					
Bahan Kontruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	1,459	0,521	0,529	1,918	1,421	1,196
Suhu (°C)	15	30	15	15	15	30
<i>Pump Head</i> (m)	5,552	1,733	2,851	1,660	15,230	7,40
Efisiensi motor (%)	40	30	30	40	40	40
Daya motor (Hp)	0,25	0,05	0,05	0,083	0,5	0,1667
Jumlah	2	2	2	2	2	2
<b>Harga (\$)</b>	2.626	1.416	1.429	3.094	2.585	2.331

### 3.4 Neraca Massa

#### 3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.17 Neraca Massa Total

Komponen	Input (Kg/jam)	Output	
		Produk (Kg/jam)	Limbah (Kg/jam)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	785,60	0,0004	4,47
HNO <sub>3</sub>	1963,23	0	354,93
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1886,23	0	1867,37
H <sub>2</sub> O	1328,77	4,62	1786,61
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	0	1888,99	38,35
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	23,41	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0,27	27,05
NaNO <sub>3</sub>	0	0,04	4,78
CO <sub>2</sub>	0	0	9,72
<b>Subtotal</b>	<b>5987,26</b>	<b>1893,93</b>	<b>4093,32</b>
<b>Total</b>	<b>5987,26</b>	<b>5987,26</b>	

#### 3.4.2 Neraca Massa Mixer

Tabel 3.18 Neraca Massa Mixer-01

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 9	Arus 3
HNO <sub>3</sub>	1963,22			1963,22
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		392,33	1493,90	1886,23879,87
H <sub>2</sub> O	841,38	38,49		879,87
Total	2804,6	430,82	1493,90	
	<b>4729,34</b>			<b>4729,34</b>

#### 3.4.3 Neraca Massa Reaktor

Tabel 3.19 Neraca Massa Reaktor-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>			1927,34
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>		785,60	4,47
HNO <sub>3</sub>	1963,22		358,52
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1886,23		1886,23
H <sub>2</sub> O	879,87	3,94	1342,31
Total	4729,34	789,55	
	<b>5518,90</b>		<b>5518,90</b>

### 3.4.4 Neraca Massa Dekanter-01

Tabel 3.20 Neraca Massa Dekanter-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 5		Arus 6	Arus 7
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	1927,34		19,27	1908,07
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	4,47		4,43	0,04
HNO <sub>3</sub>	358,52		354,93	3,58
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1886,23		1867,37	18,86
H <sub>2</sub> O	1342,31		1328,89	13,42
Total	5518,90		3574,91	1943,99
			5518,90	

### 3.4.5 Neraca Massa Evaporator-01

Tabel 3.21 Neraca Massa Evaporator-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 6		Arus 8	Arus 9
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	19,27		19,27	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	4,43		4,43	
HNO <sub>3</sub>	354,93		354,93	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1867,37		373,47	1493,90
H <sub>2</sub> O	1328,89		1328,89	
Total	3574,91		2081,01	1493,90
			3574,91	

### 3.4.6 Neraca Massa Mixer-02

Tabel 3.22 Neraca Massa Mixer-02

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	23,41		23,41
H <sub>2</sub> O	0,47	444,46	444,94
Total	23,89	444,46	468,36
	468,36		

### 3.4.7 Neraca Massa Netralizer

Tabel 3.23 Neraca Massa Netralizer-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 12	Arus 13	Arus 14
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	1908,07			1908,07
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,04			0,04
HNO <sub>3</sub>	3,58			
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	18,86			
H <sub>2</sub> O	13,42	444,94		462,34
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>		23,41		

Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>				27,33
NaNO <sub>3</sub>				4,83
CO <sub>2</sub>			9,72	
<b>Total</b>	1943,99	468,36	9,72	2402,63
	<b>2412,35</b>		<b>2412,35</b>	

### 3.4.8 Neraca Massa Dekanter-02

**Tabel 3.24** Neraca Massa Dekanter-02

<b>Komponen</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	1908,07	19,08	1888,99
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,04	0,04	0,00
H <sub>2</sub> O	462,34	457,72	4,62
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	27,33	27,05	0,27
NaNO <sub>3</sub>	4,83	4,78	0,04
<b>Total</b>	<b>2402,63</b>	508,69	1893,93
		<b>2402,63</b>	

### 3.5 Neraca Panas

#### 3.5.1 Neraca Panas Total

**Tabel 3.25** Neraca Panas Total

<b>Alat</b>	<b>Q Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Q Keluar (kJ/jam)</b>
<i>Mixer</i> - 01	294.330,11	294.330,11
<i>Cooler</i> - 01	294.330,11	294.330,11
<i>Cooler</i> - 02	67.230,93	67.230,93
Reaktor - 01	280.622,32	280.622,32
Dekanter – 01	149.655,32	149.655,32
<i>Mixer</i> - 02	56.614,57	56.614,57
<i>Cooler</i> – 03	29.424,83	29.424,83
Netralizer – 01	398.905,68	398.905,68
Dekanter - 02	45.277,01	45.277,01
<i>Cooler</i> - 04	29.424,83	29.424,83
Evaporator	4.102.092,54	4.102.092,54
<i>Heater</i> - 01	693.656,34	693.656,34
<b>Total</b>	<b>6.468.754,38</b>	<b>6.468.754,38</b>

### 3.5.2 Neraca Panas Mixer-01

Tabel 3.26 Neraca Panas Mixer-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 9	Arus 3
HNO <sub>3</sub>	103.255,79			103.255,79
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		16.612,13	63.253,917	79.866,04
H <sub>2</sub> O	106.342,90	4.865,36		111.208,26
<b>Total</b>	<b>294.330,11</b>		<b>294.330,11</b>	

### 3.5.3 Neraca Panas Cooler-01

Tabel 3.27 Neraca Panas Cooler-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 3	Arus 3
HNO <sub>3</sub>	103.255,7967	51.559,708
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	79.866,047	39.580,676
H <sub>2</sub> O	111.208,266	55.760,301
Subtotal	294.330,110	146.900,686
Q Pendingin		147.429,425
<b>Total</b>	<b>294.330,110</b>	<b>294.330,110</b>

### 3.5.4 Neraca Panas Cooler-02

Tabel 3.28 Neraca Panas Cooler-02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 4	Arus 4
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	66.731,972	33.187,330
H <sub>2</sub> O	498,960	250,180
Subtotal	67.230,932	33.437,418
Q Pendingin		33.793,418
<b>Total</b>	<b>67.230,932</b>	<b>67.230,932</b>

### 3.5.5 Neraca Panas Reaktor-01

Tabel 3.29 Neraca Panas Reaktor-01

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>			15.403,639
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>		33.187,330	189,168
HNO <sub>3</sub>	51.559,708		9.415,722
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	39.580,676		39.580,676
H <sub>2</sub> O	55.760,301	250,180	85.066,123
Q Reaksi	180.338,199		149.655,329
Subtotal			130.966,997
Q Pendingin	280.622,326		280.622,326
<b>Total</b>	<b>280.622,32</b>		<b>280.622,32</b>

### 3.5.6 Neraca Panas Dekanter-01

Tabel 3.30 Neraca Panas Dekanter-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	15.403,639	154,036	15.249,603
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	189,168	187,276	1,891
HNO <sub>3</sub>	9.415,722	9.321,564	94,157
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	39.580,676	39.184,860	395,806
H <sub>2</sub> O	850.66,123	84.215,462	850,661
<b>Total</b>	<b>149.655,329</b>	<b>14.9655,329</b>	

### 3.5.7 Neraca Panas Heater-01

Tabel 3.31 Neraca Panas Heater-01

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
	Arus 6	Arus 6
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	139,69	862,79
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	187,27	624,33
HNO <sub>3</sub>	17.648,30	84.012,83
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	8.910,88	77.857,48
H <sub>2</sub> O	101.591,48	530.298,89
Subtotal	128.390,44	693.656,34
Q Steam	565.265,89	
<b>Total</b>	<b>693.656,34</b>	<b>693.656,34</b>

### 3.5.8 Neraca Panas Evaporator-01

Tabel 3.32 Neraca Panas Evaporator-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)		
	Arus 6	Q steam	Arus 8	Q laten	Arus 9
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	2.218,24	3..384857,13	0	7.003,53	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	1.032,89		587,38	3.956,07	
HNO <sub>3</sub>	51.654,05		31.548,53	148.913,30	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	220.448,61		32.431,01	154.547,95	643.235,49
H <sub>2</sub> O	441.881,60		239.685,09	2.840.184,14	
<b>Total</b>	<b>4.102.092,54</b>		<b>4.102.092,54</b>		

### 3.5.9 Neraca Panas Mixer-02

Tabel 3.33 Neraca Panas Mixer-02

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	377,405		377,405
H <sub>2</sub> O	60,405	56.176,768	56.237,173
<b>Total</b>	<b>56.614,579</b>		<b>56.614,579</b>

### 3.5.10 Neraca Panas Cooler-03

Tabel 3.34 Neraca Panas Cooler-03

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Arus 12		Arus 12
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	377,405		188,043
H <sub>2</sub> O	56.237,173		28.197,560
Subtotal	56.614,579		28.385,603
Q Pendingin			28.228,976
<b>Total</b>	<b>56.614,579</b>		<b>56.614,579</b>

### 3.5.11 Neraca Panas Netralizer-01

Tabel 3.35 Neraca Panas Netralizer-01

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Arus 7	Arus 12	Arus 13	Arus 14
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	15.249,603			15.249,603
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	1,891			1,891
HNO <sub>3</sub>	94,157			0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	395,806			0
H <sub>2</sub> O	850,661	28.197,56		29..300,235
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>		151,527		0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>				659,609
NaNO <sub>3</sub>				65,678
CO <sub>2</sub>			125,443	
Q Reaksi	398.905,684		45.402,4610	
Subtotal			353.503,223	
Q Pendingin	398.905,684		398.905,684	
<b>Total</b>	<b>398.905,68</b>		<b>398.905,68</b>	

### 3.5.12 Neraca Panas Dekanter-02

Tabel 3.36 Neraca Panas Dekanter-02

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)	
	Arus 14		Arus 15	Arus 16
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	15.249,603		152,496	15.097,107
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	1,891		1,873	0,019

H <sub>2</sub> O	29.300,235	29.007,233	293,002
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	659,609	653,013	6,596
NaNO <sub>3</sub>	65,678	65,021	0,656
<b>Total</b>	<b>45277,018</b>	<b>45277,018</b>	

### 3.5.13 Neraca Panas Cooler-04

**Tabel 3.37** Neraca Panas Cooler-04

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 16	Arus 16
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	28.825,93	15.097,11
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	0,04	0,02
H <sub>2</sub> O	584,36	293,00
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13,18	6,60
NaNO <sub>3</sub>	1,31	0,65
Subtotal	29.424,83	15.397,38
Q Pendingin		14.027,38
<b>Total</b>	<b>29.424,83</b>	<b>29.424,83</b>

## **BAB IV**

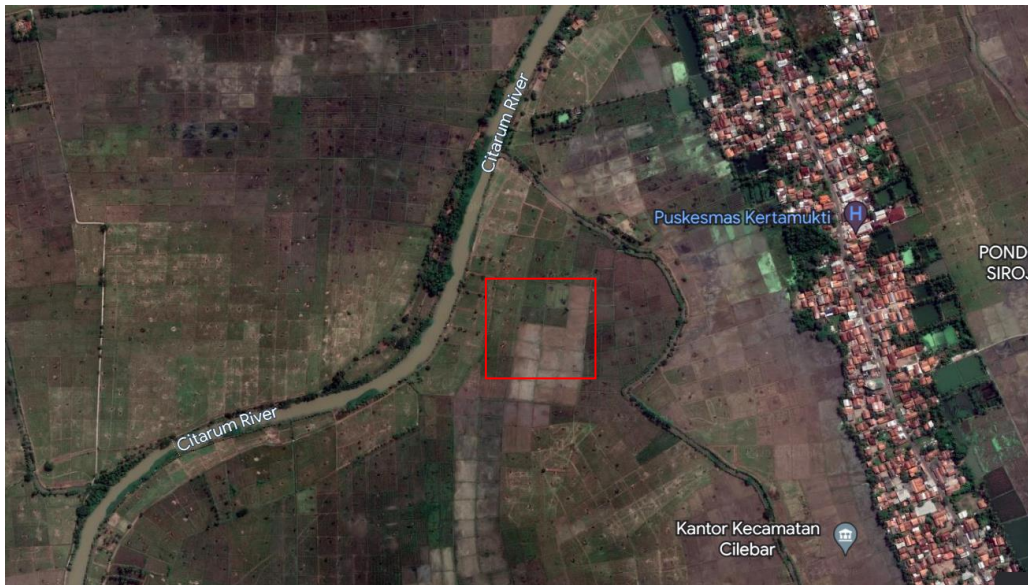
### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Dalam merencanakan lokasi untuk pembuatan suatu pabrik harus dilakukan dengan pertimbangan yang tepat. Lokasi suatu pabrik merupakan salah satu faktor yang penting, karena hal tersebut akan mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan dan menentukan kelangsungan berdirinya pabrik tersebut. Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan adalah faktor-faktor yang menjadi perhatian dalam menentukan lokasi pabrik. Hal ini menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang akan dihasilkan. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang mesti dipertimbangkan misalnya pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain-lain. Selain itu, penentuan lokasi suatu pabrik sangat berkaitan erat dengan aspek lain misalnya lokasi tersebut harus mempunyai keuntungan jangka panjang termasuk pertimbangan untuk perluasan pabrik kedepannya.

Tujuan penentuan lokasi pabrik adalah dapat membuat operasi pabrik dapat berjalan dengan baik dan lancar, efisien, dan efektif. Dalam menentukan lokasi suatu pabrik perlu juga diperhatikan faktor-faktor yang mempengaruhi besarnya biaya produksi dan biaya distribusi produk yang dihasilkan, sehingga biaya-biaya ini dapat diminimalisir serendah mungkin. Sehingga dengan demikian pabrik dapat menyediakan barang tepat waktu dengan jumlah dan kualitas dan harga penjualan yang sesuai dan memperoleh keuntungan.

Berdasarkan pertimbangan di atas, maka dapat ditentukan rencana pendirian pabrik nitrogliserin ini akan dibangun tepatnya di Kecamatan Cilebar, Kabupaten Karawang, Provinsi Jawa Barat.



**Gambar 4.1** Lokasi Pendirian Pabrik

#### **4.1.1 Penyediaan Bahan Baku**

Sumber penyediaan bahan baku merupakan salah satu faktor penting yang mempengaruhi pemilihan lokasi suatu pabrik. Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik nitrogliserin didirikan dekat dengan penghasil bahan baku utama untuk produksi nitrogliserin. Bahan baku utama yakni gliserin yang diperoleh dari PT. Cisadane Raya Chemicals, Karawaci, Tangerang, Banten. Asam nitrat diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kimia, Cikampek, Jawa Barat. Sedangkan, asam sulfat diperoleh dari PT. Timuraya Tunggal, Karawang, Jawa Barat.

#### **4.1.2 Pemasaran Produk**

Provinsi Jawa Barat tepatnya di Kabupaten Karawang merupakan sebuah wilayah industri yang menjadi gerbang masuknya berbagai kendaraan yang masuk menuju ibu kota dari arah timur, semua kendaraan yang akan melewati arah pantura atau tol Purwakarta dan Cikampek Sebagian besar akan melewati daerah Karawang. Letaknya yang strategis dan dekat dengan ibukota membuat Karawang menjadi salah satu kota industri yang besar di Indonesia. Berdasarkan pertimbangan di atas menjadikan kabupaten Karawang sebagai pasar awal yang baik untuk produksi nitrogliserin. Selain itu, produksi nitrogliserin bukan hanya dipasarkan untuk daerah Karawang tetapi juga daerah industri lainnya seperti Cikampek, Bekasi, dan ditujukan untuk pemenuhan kebutuhan nitrogliserin nasional. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan dengan jalan darat dan jalan laut kedepannya agar dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri mengenai nitrogliserin.

#### **4.1.3 Utilitas**

Utilitas sebagai unit pendukung yang mempunyai peranan penting dalam berlangsungnya proses produksi suatu pabrik. Unit utilitas yang dibutuhkan adalah keperluan akan energi listrik, udara instrumentasi, air dan bahan bakar. Kebutuhan tenaga listrik diperoleh dari PLN di Kabupaten Karawang yang sudah tersedia karena merupakan Kawasan Industri. Kebutuhan air dapat diambil dari air Sungai yang terdekat yakni sungai Citarum. Kebutuhan bahan bahan bakar dapat diperoleh dari PT. Pertamina (Persero) dan distributornya untuk memasok bahan bakar solar.

#### **4.1.4 Transportasi**

Transportasi merupakan faktor penting untuk keperluan distribusi bahan baku dan juga pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Kabupaten Karawang merupakan daerah industri yang strategis karena dekat dengan ibukota dan merupakan pintu gerbang masuknya berbagai macam kendaraan dari ibukota dari arah timur melalui tol Purwakarta dan Cikampek. Untuk jalur transportasi laut lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan Tanjung Priok di Jakarta Utara dan Pelabuhan Merak di Banten. Dengan tersedianya transportasi darat dan laut maka diharapkan proses produksi produk dapat berjalan dengan lancar dan pemasaran untuk domestik dan internasional berjalan dengan baik kedepannya.

#### **4.1.5 Tenaga Kerja**

Tenaga kerja yang dibutuhkan meliputi tenaga kerja yang terdidik, terampil, maupun tenaga kerja kasar. Faktor tenaga kerja merupakan salah satu faktor yang penting dalam keberhasilan suatu perusahaan. Faktor yang mempengaruhi efisiensi kerja dan penekanan biaya produksi salah satunya tenaga kerja. Dengan adanya pendirian pabrik maka akan dapat menyerap tenaga kerja yang ada di lingkungan sekitar dan membentuk lapangan pekerjaan yang baru serta dapat membantu mengurangi jumlah pengangguran dan dapat menaikkan taraf hidup di daerah sekitar pabrik.

#### **4.1.6 Keadaan Iklim dan Geografis**

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena jauh dari pemukiman warga dan jauh dari daerah pantai untuk mengantisipasi terjadinya bencana alam seperti tsunami. Kawasan industri di daerah Karawang memiliki

kondisi tanah yang cukup stabil dengan suhu udara 25°C - 32°C. Kawasan ini juga memiliki iklim yang baik dan jarang terjadinya bencana alam seperti gempa bumi, banjir, dan tanah longsor sehingga menjadikan operasional untuk produksi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

#### **4.1.7 Faktor Penunjang**

Faktor penunjang dalam pendirian suatu pabrik seperti ketersediaan energi listrik, bahan bakar, air, iklim, dan karakteristik lingkungan. Kabupaten Karawang dipilih karena merupakan kawasan industri sehingga faktor-faktor penunjang di atas dapat terpenuhi.

#### **4.1.8 Faktor Lain-Lain**

Selain faktor diatas, faktor ini tidak secara langsung berperan dalam proses suatu industri tetapi akan berpengaruh terhadap kelangsungan dalam kelancaran proses produksi pabrik dan distribusi produk suatu pabrik. Adapun faktor-faktor tersebut diantaranya:

a. Masalah limbah

Limbah adalah zat sisa atau produk dari suatu hasil pengolahan industri yang sudah tidak terpakai lagi dan menimbulkan dampak buruk bagi lingkungan serta terhadap kesehatan masyarakat sekitar apabila tidak ditangani dengan tepat. Adapun hal-hal yang harus diperhatikan dalam penanganan limbah diantaranya:

- Sistem pembuangan limbah.
- Metode penanganan limbah yang tepat dan efisien agar tidak mencemari lingkungan.

- Anggaran biaya dalam penanganan permasalahan limbah.

b. Perizinan

Dalam mendirikan suatu pabrik kimia harus memiliki perizinan yang meliputi izin pendirian mendirikan bangunan, pajak, peraturan daerah setempat, serta undang-undang yang berlaku. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam mendapatkan perizinan pendirian suatu pabrik diantaranya:

1. Peraturan perundang-undangan yang berlaku di daerah setempat.
2. Sistem birokrasi di daerah setempat.
3. Pemerintah Daerah setempat.

c. Sosial masyarakat

Dalam pendirian suatu pabrik kimia hubungan dengan masyarakat sekitar juga harus dapat terjalin dengan baik dan dengan berdirinya pabrik harus dapat mendatangkan manfaat bagi masyarakat sekitar. Seperti membuka lapangan pekerjaan yang baru bagi masyarakat sekitar dan pembangunan infrastruktur seperti jalan raya sehingga masyarakat dapat merasakan dampak positif dari pendirian pabrik di daerah mereka.

Berdasarkan pertimbangan di atas, dapat disimpulkan bahwasanya Kawasan Kecamatan Cilebar, Kabupaten Karawang, Jawa Barat layak untuk didirikan pabrik Nitrogliserin di Indonesia.

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

Tata letak pabrik adalah hal yang penting dan harus diperhatikan karena berhubungan langsung dengan keselamatan para pekerja dan kelancaran proses produksi. Tata letak pabrik adalah tempat yang meliputi tempat kerja

karyawan, tempat kerja pegawai yang terhubung dengan sarana-sarana penunjang lainnya. Tujuan untuk menentukan perencanaan tata letak pabrik adalah untuk memberikan kombinasi yang tepat dan optimal terhadap fasilitas produksi dan fasilitas perkantoran dalam kawasan pabrik tersebut. Dengan perencanaan tata letak pabrik yang tepat akan memberikan efisiensi terhadap lahan untuk pendirian pabrik dan kenyamanan untuk karyawan.

Beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik (Peters *et al.*, 2004) :

- a. Urutan rangkaian proses produksi.
- b. Perluasan lokasi pabrik.
- c. Distribusi ekonomis pada bahan baku, pengadaan air, *steam process*, serta tenaga listrik.
- d. Pemeliharaan serta perbaikan komponen-komponen dalam pabrik.
- e. Keamanan (*safety*) dan keselamatan kerja.
- f. Luas bangunan, kondisi bangunan, serta konstruksi bangunan yang telah memenuhi syarat.
- g. Perencanaan tata letak pabrik yang fleksibel dengan mempertimbangkan kemungkinan terjadinya perubahan dari proses ataupun mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak membutuhkan biaya yang mahal.
- h. Pembuangan limbah cair.
- i. *Service area*, seperti ruang ibadah, kantin, toilet, tempat parkir, dan sebagainya diatur dengan baik sehingga tidak jauh dari lokasi kerja.

Berikut merupakan beberapa keuntungan pengaturan tata pabrik yang baik (Peters *et al.*, 2004) :

- Mengurangi jarak antara transportasi dan produksi, sehingga dapat mengurangi material *handling*.
- Mengurangi biaya produksi, meningkatkan keselamatan kerja.

Berikut merupakan hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

#### 1) Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak dalam perancangan pabrik. Hal ini ditujukan agar masalah kebutuhan tempat di kemudian hari tidak dipermasalahkan. Sejumlah area khusus sudah disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik, penambahan peralatan dan peningkatan kapasitas pabrik.

#### 2) Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti *hydrant*, penampungan air yang cukup serta penahan ledakan. Tangki penyimpanan produk yang berbahaya harus diletakan di area khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan yang lainnya guna memberikan pertolongan dan menyediakan jalan bagi para karyawan untuk menyelamatkan diri di saat terjadinya keadaan darurat.

### 3) Luas Area yang tersedia

Harga tanah yang menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah terlalu tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

### 4) Bangunan

Bangunan yang ada secara fisik harus memenuhi standar dan perlengkapan yang menyertainya seperti ventilasi, instalasi, dan lain-lainnya tersedia dan memenuhi syarat.

### 5) Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan alat proses diatur sedemikian rupa sehingga karyawan dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan dalam perawatannya.

### 6) Jaringan Jalan Raya

Untuk pengangkutan bahan, keperluan perbaikan, pemeliharaan, dan keselamatan kerja, maka di antara daerah proses dibuat jalan yang cukup untuk memudahkan mobil keluar masuk, sehingga bila terjadi suatu bencana maka tidak akan mengalami kesulitan dalam menanggulangnya. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu :

#### **4.2.1 Daerah Administrasi**

Daerah administrasi merupakan pusat tempat administrasi yang berkaitan dengan mengatur kelancaran operasi dan kegiatan administrasi pabrik.

#### **4.2.2 Daerah Fasilitas Umum**

Merupakan daerah tempat menunjang aktifitas pabrik dalam memenuhi kepentingan karyawan.

#### **4.2.3 Daerah Proses dan Perluasan**

Merupakan pusat tempat proses produksi bahan baku menjadi produk. Dimana pada daerah ini terdapat alat-alat proses dan proses pengendali. Daerah ini biasanya terletak dibagian belakang daerah administrasi.

#### **4.2.4 Daerah Laboratorium dan Ruang Kontrol**

Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas, dan kuantitas bahan baku yang akan diproses, serta produk yang akan dijual. Daerah laboratorium merupakan pusat kontrol kualitas bahan baku, produk, dan limbah proses. Daerah ruang kontrol merupakan pusat untuk pengendalian proses produksi agar sesuai dengan kondisi yang diinginkan.

#### **4.2.5 Daerah Pemeliharaan**

Daerah pemeliharaan merupakan tempat penyimpanan suku cadang alat proses dan untuk melakukan perbaikan, pemeliharaan atau perawatan semua peralatan yang dipakai dalam proses.

#### **4.2.6 Daerah Utilitas dan *Power Station***

Unit utilitas merupakan unit pendukung dari suatu pabrik yang mendukung proses produksi. Unit ini sebagai penyedia air bersih, steam, dan

listrik. Bukan hanya untuk memenuhi kebutuhan bagi alat-alat proses tetapi untuk semua unit pendukung lainnya dalam sebuah pabrik.

#### 4.2.7 Daerah Pengolahan limbah

Daerah yang harus ada pada setiap industri kimia, yang berperan untuk mengurangi dampak kerusakan lingkungan akibat limbah buangan pabrik yang tidak diolah dengan baik. Selain berdampak buruk bagi lingkungan hal ini juga akan merugikan masyarakat sekitar yang tinggal didaerah sekitar pabrik seperti adanya pencemaran air, tanah, dan sebagainya.

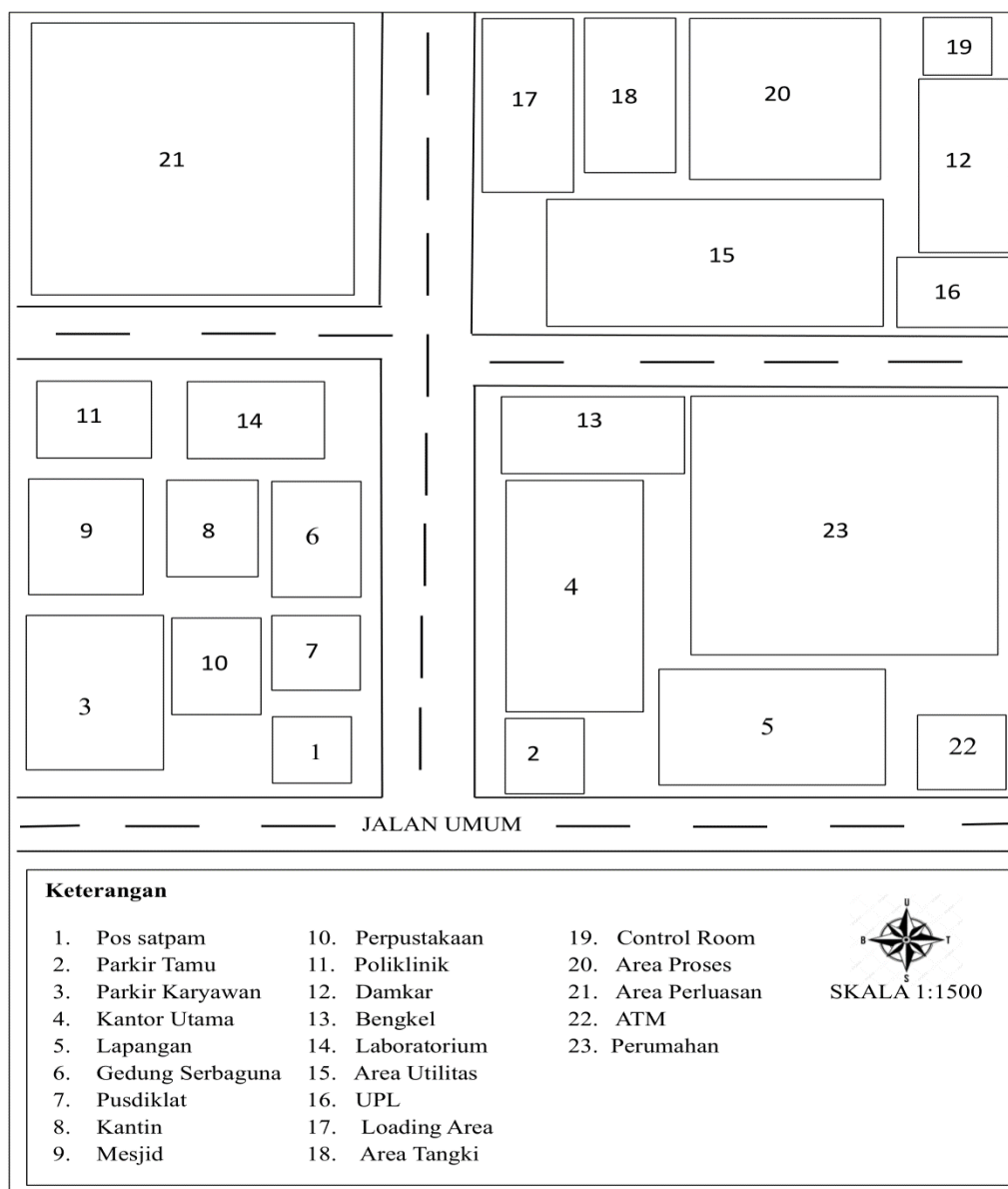
Pendirian pabrik nitroglicerine kapasitas 15.000 ton/tahun akan diirencanakan dibangun pada lahan 32.575 m<sup>2</sup>. Berikut Perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada rincian tabel berikut ini :

**Tabel 4.1** Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
Pos satpam	17	17	300
Parkir tamu	19	19	375
Parkir karyawan	40	30	1.200
Kantor utama	60	30	1.800
Lapangan	50	30	1.500
Gedung serbaguna	30	20	600
Pusdiklat	19	19	375
Kantin	25	20	500
Masjid	25	30	750
Perpustakaan	25	20	500
Poliklinik	25	20	500
Damkar	45	20	900
Bengkel	25	40	1.000
Laboratorium	30	20	600
Area utilitas	70	30	2.100
Unit pengolahan limbah	25	20	500
Loading area	20	45	900
Area tangki	40	20	800

**Tabel 4.2** Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Control room	15	15	225
Area proses	40	40	1.650
Area perluasan 1	70	70	10.500
ATM	25	20	500
Perumahan	67	67	4.500
<b>Luas Bangunan</b>			<b>32.575</b>
<b>Luas Tanah</b>	<b>200</b>	<b>220</b>	<b>44.000</b>



**Gambar 4.2** Tata Letak Pabrik Nitrogliserin

### **4.3 Tata Letak Alat Proses**

Tata letak alat proses dibuat sesuai dengan urutan kerja dan fungsi alat. Hal ini bertujuan untuk meningkatkan efisiensi, keselamatan, dan kemudahan kerja bagi para karyawan. Ada beberapa hal yang harus diperhatikan dalam merencanakan tata letak proses yang efisien antara lain:

#### **4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk**

Aliran bahan baku dan produk yang tepat dan efisien akan memberikan keuntungan ekonomis yang lebih besar, serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

#### **4.3.2 Aliran Udara**

Jalan masuk keluarnya aliran udara di area proses harus diperhatikan kelancarannya. Dengan tujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara atau tidak mengalirnya udara secara lancar atau dapat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan kerja karyawan.

#### **4.3.3 Pencahayaan**

Penerangan atau pencahayaan untuk alat proses harus memadai, terkhusus pada tempat yang beresiko tinggi diperlukan cahaya yang lebih besar pula perlu dijaga agar tidak terjadi ledakan atau percikan pada penerangan di tempat-tempat proses tersebut berlangsung dan menjaga keselamatan karyawan dan proses kelancaran produksi.

#### **4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan**

Dalam hal ini, tata letak peralatan harus diperhatikan agar para pekerja dapat menuju dan mencapai semua alat proses dengan cepat dan mudah. Dengan tujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki dengan cepat sehingga tidak mengganggu kelancaran proses produksi, dan keamanan para pekerja selama bertugas dapat terjaga.

#### **4.3.5 Pertimbangan Ekonomi**

Dalam menempatkan alat-alat proses agar diusahakan dapat memperkecil biaya konstruksi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik. Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan perencanaan tata letak yang tepat dengan memberikan jarak yang lebih pendek antar pipa-pipa proses dan kebutuhan bahan konstruksi yang lebih sedikit.

#### **4.3.6 Jarak Antar Alat Proses**

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi yang tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak akan membahayakan alat proses lainnya.

#### **4.3.7 *Maintenance***

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

dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan. Perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Sedangkan Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Prosedur yang tepat harus dilakukan dalam melakukan perawatan alat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi :

1. Over head 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta *leveling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. Repairing

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

- a. Umur Alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

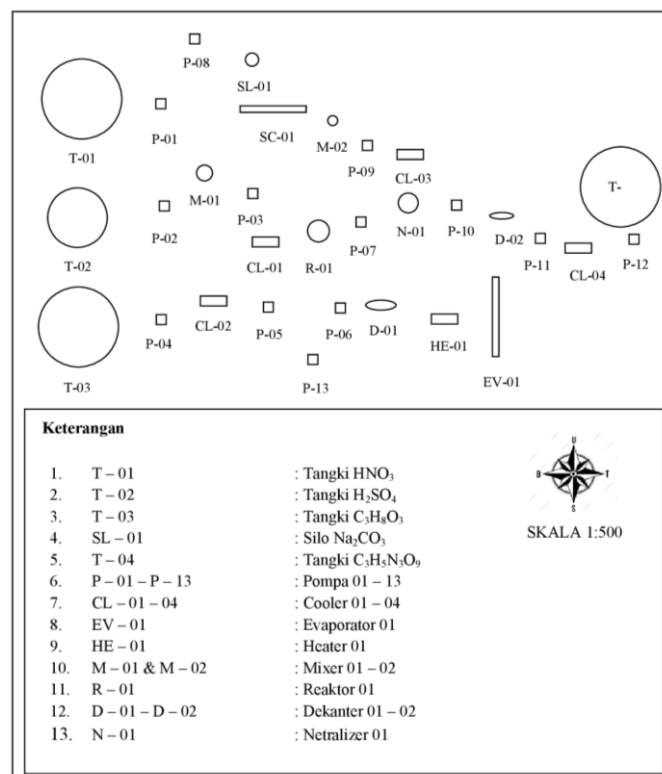
b. Bahan Baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan meyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga Manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih, dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

Berikut merupakan *lay out* tata letak alat proses yang terdapat pada Gambar 4.3 diantaranya sebagai berikut :



**Gambar 4.3** Tata Letak Alat Proses

## 4.4 Organisasi Perusahaan

### 4.4.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Nitrogliserin ini merupakan Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas

merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham merupakan surat berharga yang dikeluarkan oleh PT yang bersangkutan dan orang yang memiliki saham tersebut berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut andil memiliki perusahaan tersebut. Alasan dipilih bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) adalah didasarkan pada faktor berikut :

1. Modal diperoleh dari penjualan saham yang disebar di masyarakat atau institusi.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi dipegang sepenuhnya oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi staff yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup karyawan dapat terjamin karena tidak dipengaruhi dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staff atau karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai Dewan Komisaris dan Direktur yang cukup berpengalaman.
6. Dapat menarik lapangan usaha yang luas. Suatu PT dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat mengembangkan usahanya.

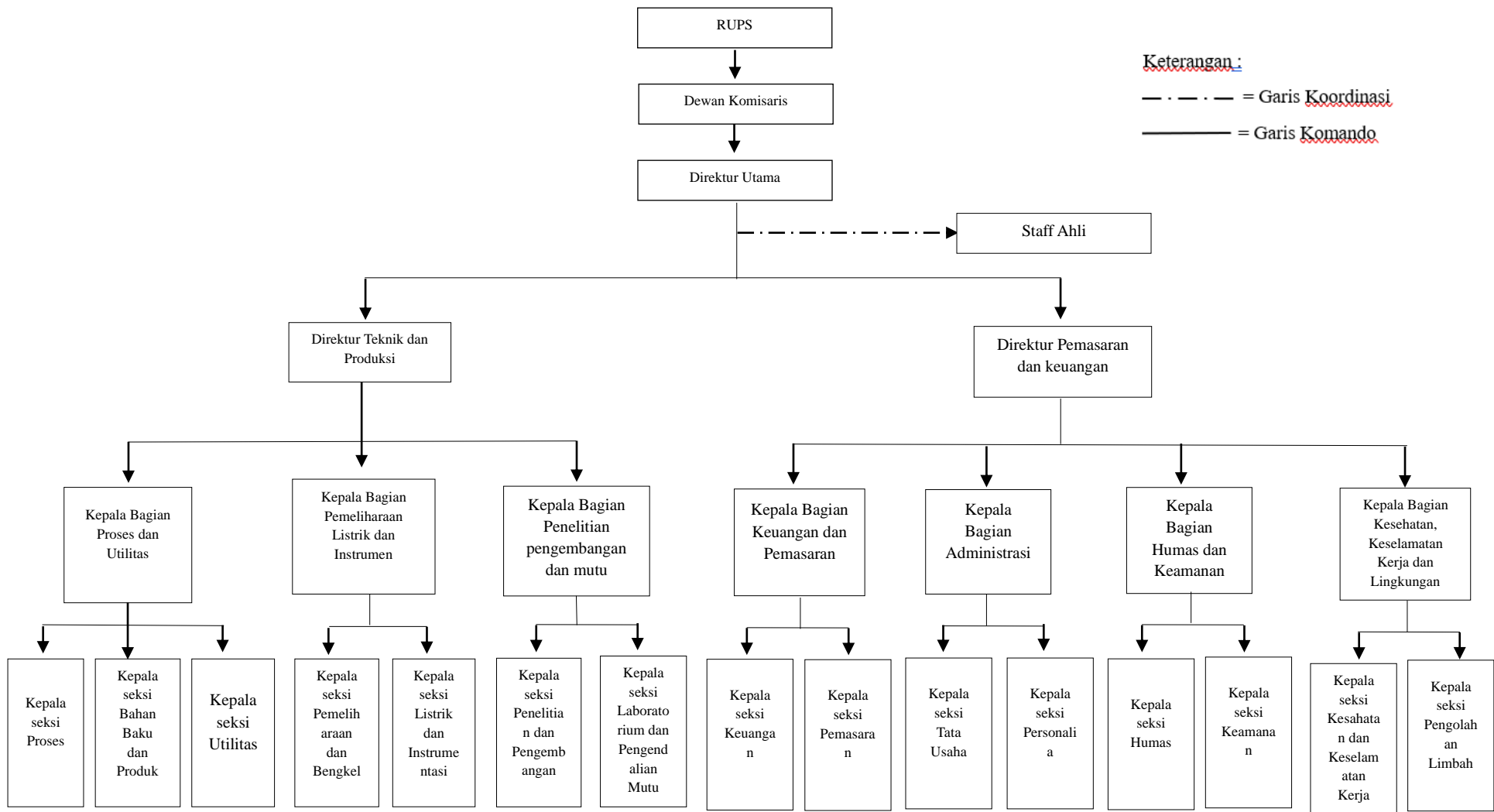
7. Mudah untuk mendapatkan kredit atau pinjaman dari bank dengan jaminan perusahaan.
8. Mudah bergerak di pasar global.

#### **4.4.2 Struktur Organisasi**

Agar dapat menjalankan aktivitas pada perusahaan dengan efisien dan efektif, maka dibutuhkan struktur organisasi. Adapun tujuan struktur organisasi bagi perusahaan agar karyawan dapat memahami posisi dan pembagian tugas masing-masing. Hal ini berkaitan dengan agar tercapainya keselarasan komunikasi dalam perusahaan dan demi keselamatan kerja antar karyawan. Dari pemaparan diatas dapat dijelaskan bahwasanya struktur organisasi menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang, dan tanggung jawab dari masing-masing individu dalam perusahaan agar tercapainya keselamatan antar karyawan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Adapun struktur organisasi dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

- A. Pemegang saham
- B. Dewan komisaris
- C. Direktur utama
- D. Direktur
- E. Kepala bagian
- F. Kepala seksi
- G. Karyawan dan operator

Dari struktur organisasi diatas memiliki tanggung jawab, dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan yang berbeda-beda. Tanggung jawab, serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada pemegang saham.



**Gambar 4.4** Struktur Organisasi Perusahaan

### **4.4.3 Tugas dan Wewenang**

#### **4.4.3.1 Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)**

Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan staf adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS dihadiri oleh pemilik saham serta dewan komisaris, dan dilaksanakan minimal satu kali dalam setahun untuk terus memantau dan mengevaluasi jalannya perusahaan. Akan tetapi, apabila terjadi hal mendesak, RUPS dapat tetap dilaksanakan sesuai dengan ketentuan forum. Hak dan wewenang RUPS adalah sebagai berikut :

- a. Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur serta mengesahkan anggota pemegang saham apabila mengundurkan diri sesuai dengan musyawarah
- c. Mengesahkan hasil-hasil kerja serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan
- d. Menetapkan besar keuntungan tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, disimpan, atau ditanamkan kembali.

#### **4.4.3.2 Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris dipilih oleh seluruh anggota pemegang saham melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Biasanya anggota Dewan Komisaris adalah orang atau badan hukum yang memiliki saham mayoritas atau memiliki pengalaman dalam perusahaan. Anggota Dewan memiliki tanggung jawab kepada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) terhadap seluruh kegiatan yang dilakukan oleh perusahaan. Berikut adalah tugas dari Dewan Komisaris:

- a. Menunjuk dan membentuk jajaran direktur yang akan mengoperasikan perusahaan.
- b. Memutuskan tujuan dan kebijakan perusahaan berdasarkan rencana para pemegang saham.
- c. Melakukan pengontrolan kinerja pada jajaran direktur.
- d. Mengorganisasikan pelaksanaan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

#### **4.4.3.3 Direktur Utama**

Direktur utama adalah pimpinan tertinggi dalam suatu perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya atas maju atau mundurnya suatu perusahaan. Direktur utama memiliki tanggung jawab terhadap Dewan Komisaris atas segala kebijakan ataupun Tindakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi direktur keuangan dan direktur umum.

##### **A. Direktur Teknik Produksi**

Tugas direktur Teknik produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan segala hal yang menyangkut kegiatan produksi meliputi proses produksi dan operasi pabrik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

##### **B. Direktur Keuangan dan Umum**

Tugas direktur keuangan dan umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, dan keselamatan kerja.

#### **4.4.3.4 Kepala Bagian**

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri atas :

##### **4.4.3.4.1 Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

Tugas: mengkoordinasi kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku.

##### **4.4.3.4.2 Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi**

Tugas: bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan fasilitas dan sarana penunjang kegiatan produksi

##### **4.4.3.4.3 Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu**

Tugas: mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan, dan pengendalian mutu.

##### **4.4.3.4.4 Kepala Bagian Keuangan dan pemasaran**

Tugas: mengkoordinasi kegiatan pemasaran, pengadaan barang, dan pembukuan keuangan.

##### **4.4.3.4.5 Kepala Bagian Administrasi**

Tugas: bertanggung jawab terhadap kegiatan tata usaha, personalia, dan rumah tangga perusahaan.

#### **4.4.3.4.6 Kepala Bagian Humas dan Keuangan**

Tugas: bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dengan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

#### **4.4.3.4.7 Kepala Bagian Kesehatan Kerja dan Lingkungan**

Tugas: bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan keselamatan kerja karyawan.

#### **4.4.3.5 Kepala Seksi**

Kepala seksi merupakan pelaksana pekerja dalam lingkup bagian sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya. Kepala seksi terbagi atas :

##### **4.4.3.5.1 Kepala Seksi Proses**

Tugas: memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

##### **4.4.3.5.2 Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk**

Tugas: bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

##### **4.4.3.5.3 Kepala Seksi Utilitas**

Tugas: bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

##### **4.4.3.5.4 Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel**

Tugas: bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

#### **4.4.3.5.5 Kepala Listrik dan Instrumentasi**

Tugas: bertanggung jawab atas terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

#### **4.4.3.5.6 Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan**

Tugas: mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

#### **4.4.3.5.7 Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu**

Tugas: menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

#### **4.4.3.5.8 Kepala Seksi Keuangan**

Tugas: bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

#### **4.4.3.5.9 Kepala Seksi Pemasaran**

Tugas: mengkoordinasi kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

#### **4.4.3.5.10 Kepala Seksi Tata Usaha**

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

#### **4.4.3.5.11 Kepala Seksi Personalia**

Tugas: mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

#### **4.4.3.5.12 Kepala Seksi Humas**

Tugas: menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan.

#### **4.4.3.5.13 Kepala Seksi Keamanan**

Tugas: menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

#### **4.4.3.5.14 Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja**

Tugas: mengurus masalah Kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

#### **4.4.3.5.15 Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah**

Tugas: bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

#### **4.4.3.6 Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan**

##### a) Status Karyawan

Menurut status karyawan dapat digolongkan menjadi 3 golongan, yakni sebagai berikut:

##### a. Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerja.

##### b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa surat keputusan direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

##### c. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah Borongan untuk suatu pekerjaan.

b) Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada kebutuhan.

a. Jumlah Karyawan *Non-shift*

Rincian jumlah karyawan *non-shift* dapat dilihat pada Tabel 4.3 – 4.4.

**Tabel 4.3** Karyawan *Non-shift*

<b>Jumlah Tenaga Kerja</b>		
<b>Karyawan <i>Non-shift</i></b>		<b>Jumlah Karyawan</b>
<b>No</b>	<b>Jabatan</b>	
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Staff Ahli	1
5	Ka. Bag. Umum	1
6	Ka. Bag. Pemasaran	1
7	Ka. Bag. Keuangan	1
8	Ka. Bag. Teknik	1
9	Ka. Bag. Produksi	1
10	Ka. Bag. Litbang	1
11	Ka. Sek. Personalia	1
12	Ka. Sek. Humas	1
13	Ka. Sek. Keamanan	1
14	Ka. Sek. Pembelian	1
15	Ka. Sek. Pemasaran	1
16	Ka. Sek. Administrasi	1
17	Ka. Sek. Kas/anggaran	1
18	Ka. Sek. Proses	1
19	Ka. Sek. Pengendalian	1
20	Ka. Sek. Laboratorium	1
21	Ka. Sek. Utilitas	1
22	Ka. Sek. Pengembangan	1
23	Ka. Sek. Penelitian	1

**Tabel 4.4** Karyawan *Non-shift* (lanjutan)

24	Karyawan Personalia	3
25	Karyawan Humas	3
26	Karyawan Keamanan	10
27	Karyawan Pembelian	5
28	Karyawan Pemasaran	6
29	Karyawan Administrasi	5
30	Karyawan Kas/Anggaran	4
31	Karyawan Proses	30
32	Karyawan Pengendalian	7
33	Karyawan Laboratorium	7
34	Karyawan Pemeliharaan	10
35	Karyawan Utilitas	8
36	Karyawan KKK	5
37	Karyawan Litbang	3
38	Sekretaris	5
39	Dokter	3
40	Perawat	5
41	Sopir	10
42	Cleaning Service	8
<b>Total</b>		<b>160</b>

b. Jumlah Karyawan *Shift*

Penentuan jumlah karyawan *shift* dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan rincian jumlah karyawan proses dapat dilihat pada Tabel 4.5 – 4.6.

**Tabel 4.5** Karyawan *Shift*

No	Alat	Jumlah (Unit)	Jumlah (Operator/unit/shift)	Jumlah (Operator/shift)
<b>Alat Proses</b>				
1	Reaktor RATB	1	0,5	0,5
2	Netralizer	1	0,5	0,5
3	Dekanter	2	0,2	0,4
4	Mixer	2	0,2	0,4
5	Silo	1	0,1	0,1

**Tabel 4.6** Karyawan *Shift* (lanjutan)

6	Tangki	4	0,1	0,4
7	<i>Heat Exchanger</i>	4	0,1	0,4
8	<i>Conveyors</i>	1	0,2	0,2
9	Pompa	11	0,2	2,2
<b>Total</b>				<b>5,1</b>
<b>Utilitas</b>				
1	Screening	1	0,05	0,05
2	Pompa	11	0,2	2,2
3	Tangki	9	0,1	0,9
4	<i>Heat Exchanger</i>	2	0,1	0,2
<b>Total</b>				<b>3,35</b>

Jumlah operator untuk peralatan proses = 9 x 3 *shift*  
= 27 orang operator

#### 4.4.4 Catatan

##### 4.4.4.1 Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun tersebut.

##### 4.4.4.2 Hari Libur Nasional

Bagi karyawan (*non shift*), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (*overtime*).

##### 4.4.4.3 Kerja Lembur (Overtime)

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

#### 4.4.4.4 Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian besarnya gaji pada perusahaan ini didasarkan atas ketentuan jabatan atau golongan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan lingkungan yang berkaitan dengan risiko kerja. Pembagian gaji terbagi menjadi tiga jenis, yaitu :

##### a. Gaji Bulanan

Gaji bulanan merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan dan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya.

##### b. Gaji Harian

Gaji harian merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian dan karyawan borongan.

##### c. Gaji Lembur

Gaji lembur merupakan gaji tambahan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Rincian gaji setiap karyawan pada setiap jabatan dapat dilihat pada Tabel 4.7 - 4.8.

**Tabel 4.7** Gaji Karyawan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji per Bulan (Rp)</b>	<b>Total Gaji (Rp)</b>
Direktur Utama	1	70.000.000	70.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	50.000.000	50.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	50.000.000	50.000.000
Staff Ahli	1	35.000.000	35.000.000
Ka. Bag. Umum	1	25.000.000	25.000.000
Ka. Bag. pemasaran	1	25.000.000	25.000.000

**Tabel 4.8** Gaji Karyawan (lanjutan)

Ka. Bag. Keuangan	1	25.000.000	25.000.000
Ka. Bag. Teknik	1	25.000.000	25.000.000
Ka. Bag. Produksi	1	25.000.000	25.000.000
Ka. Bag. Litbang	1	25.000.000	25.000.000
Ka. Sek. Personalia	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Humas	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Keamanan	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Pembelian	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Administrasi	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Kas/anggaran	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Proses	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Pengendalian	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Laboratorium	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Utilitas	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. Pengembangan	1	20.000.000	20.000.000
Ka. Sek. penelitian	1	20.000.000	20.000.000
Karyawan Personalia	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan Humas	3	8.000.000	24.000.000
Karyawan Keamanan	10	8.000.000	80.000.000
Karyawan Pembelian	5	8.000.000	40.000.000
Karyawan Pemasaran	6	8.000.000	48.000.000
Karyawan Administrasi	5	8.000.000	40.000.000
Karyawan Kas/Anggaran	4	8.000.000	32.000.000
Karyawan Proses	30	9.000.000	270.000.000
Karyawan Pengendalian	7	9.000.000	63.000.000
Karyawan Laboratorium	7	8.000.000	56.000.000
Karyawan Pemeliharaan	10	8.000.000	80.000.000
Karyawan Utilitas	8	8.000.000	64.000.000
Karyawan KKK	5	8.000.000	40.000.000
Karyawan Litbang	3	8.000.000	24.000.000
Sekretaris	5	5.000.000	25.000.000
Dokter	3	8.000.000	24.000.000
Perawat	5	5.000.000	25.000.000
Sopir	10	3.750.000	37.500.000
Cleaning Service	8	3.750.000	30.000.000
<b>Total</b>	<b>160</b>		<b>1.641.500.000</b>

#### 4.4.4.5 Jadwal Kerja

Pabrik nitrogliserin direncanakan akan dioperasikan selama 330 hari selama satu tahun secara kontinyu dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Menurut pengaturan jam kerja, karyawan dapat dikelompokkan menjadi dua kelompok yaitu :

a. Jam Kerja Karyawan *non-shift*

karyawan yang bekerja selama 5 hari dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari Sabtu, Minggu dan hari besar ditetapkan sebagai hari libur. Karyawan *non-shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan *non-shift* adalah Direktur Utama, Sekretaris, Direktur Teknik, dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Berikut merupakan perincian jam kerja karyawan *non-shift* sebagai berikut :

**Tabel 4.9** Jadwal Jam Kerja Karyawan *non-shift*

<b>Hari</b>	<b>Jam Kerja</b>	<b>Jam Istirahat</b>
Senin-Kamis	07:00 – 16:00	12:00 – 13:00
Jum`at	07:00 – 16:00	11:00 – 13:00

b. Jam Kerja Karyawan *shift*

karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari perusahaan yang memiliki hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi selama 24 jam. Yang termasuk

karyawan shift ini adalah operator produksi, bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang harus

siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* diantaranya sebagai berikut :

**Tabel 4.10** Jadwal Jam Kerja Karyawan *shift*

<b>Kelompok Kerja</b>	<b>Jam Kerja</b>	<b>Jam Istirahat</b>
Shift 1	07:00 – 15:00	11:00 – 12:00
Shift 2	15:00 – 23:00	19:00 – 20:00
Shift 3	23:00 – 07:00	03:00 – 04:00

Karyawan *shift* dilakukan dalam 4 kelompok (A/B/C/D) dimana dalam satu hari kerja hanya tiga kelompok yang masuk dan ada satu kelompok yang libur. Setiap kelompok mempunyai giliran enam hari kerja dan dua hari libur untuk setiap minggunya. Untuk hari libur atau hari besar yang sudah ditentukan oleh pemerintah, kelompok yang bertugas tetap harus masuk, akan tetapi dihitung kerja lembur dan mendapat intensif tambahan. Masing-masing *shift* dikepalai oleh satu orang kepala *shift*. Jadwal kerja masing-masing kelompok sebagai berikut :

**Tabel 4.11** Jadwal Kerja masing-masing regu

MEI 2023				
Tanggal	Grup A	Grup B	Grup C	Grup D
1	III	II	I	
2		II	I	III
3		II	I	III
4	II		I	III
5	II	I		III
6	II	I		III
7	II	I	III	
8	II	I	III	
9		I	III	II
10	I		III	II
11	I		III	II
12	I	III		II
13	I	III		II
14	I	III	II	
15		III	II	I
16		III	II	I
17	III		II	I
18	III		II	I
19	III	II		I
20	III	II	I	
21	III	II	I	
22		II	I	III
23		II	I	III
24	II		I	III
25	II	I		III
26	II	I		III
27	II	I	III	
28	II	I	III	
29		I	III	II
30	I		III	II
31	I		III	II

Keterangan :

- I : Shift Pagi (07:00 – 15:00)
- II : Shift Sore (15:00 – 23:00)
- III : Shift malam (23:00 – 07:00)
- L : Libur

#### **4.4.4.6 Fasilitas Karyawan**

Fasilitas yang tersedia bagi karyawan bertujuan untuk meningkatkan kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas ini akan meningkatkan jasmani dan rohani karyawan agar tetap baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh ataupun bosan dalam melaksanakan kerja sehari-harinya dan kegiatan yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengan hal tersebut. Adapun fasilitas-fasilitas yang bermanfaat dalam lingkup perusahaan dalam menunjang kepentingan para karyawan diantaranya :

##### **4.4.4.6.1 Poliklinik**

Poliklinik didirikan untuk meningkatkan faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengaruh terhadap efisiensi faktor produksi perusahaan. Oleh karenanya, perusahaan menyediakan fasilitas poliklinik yang ditangani oleh dokter dan perawat.

##### **4.4.4.6.2 Pakaian Kerja**

Untuk kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya, selain itu juga disediakan juga alat *safety* untuk menunjang keselamatan karyawan ketika menjalankan alat proses di pabrik.

##### **4.4.4.6.3 Makanan dan Minuman**

Perusahaan menyediakan makanan dan minuman 1 kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk perusahaan.

##### **4.4.4.6.4 Tunjangan Hari Raya (THR)**

Tunjangan hari raya diberikan setiap tahunnya, yaitu menjelang Hari Raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

#### **4.4.4.6.5 Jamsostek**

Jamsostek merupakan asuransi pertanggung jawaban perusahaan kepada karyawan apabila terjadi kecelakaan kerja.

#### **4.4.4.6.6 Tempat Ibadah**

Perusahaan membangun tempat ibadah (Mesjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktivitas keagamaan lainnya.

#### **4.4.4.6.7 Transportasi**

Transportasi bertujuan untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transportasi tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulannya.

#### **4.4.4.6.8 Cuti**

Untuk dapat meningkatkan produktivitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan cuti kepada karyawan dengan ketentuan sebagai berikut :

- a. Cuti tahunan diberikan kepada karyawan selama 12 hari selama 1 tahun.
- b. Cuti massal setiap tahun diberikan kepada karyawan bertepatan dengan Hari Raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.
- c. Cuti hamil Wanita yang akan melahirkan berhak cuti selama 3 bulan dan selama cuti tersebut gaji tetap dibayar dengan ketentuan jarak kelahiran anak pertama dan kedua minimal 2 tahun.

## **BAB V**

### **UTILITAS**

Unit utilitas merupakan unit penunjang yang memiliki peran penting dalam berjalannya suatu proses di industri. Perancangan utilitas dibutuhkan untuk menjamin keberlangsungan suatu pabrik. Beberapa penyediaan utilitas yang dibutuhkan pabrik antara lain :

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

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

##### **5.1.1 Unit Penyediaan Air**

Secara umum kebutuhan air suatu industri dipenuhi menggunakan air sumur, air danau, air sungai, atau air laut sebagai sumbernya. Perancangan pabrik Nitrogliserin ini menggunakan Sungai Citarum sebagai sumber mendapatkan air karena dekat dengan lokasi pabrik. Untuk menghindari *fouling* yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air sungai yang dilakukan secara fisis dan kimia. Adapun pertimbangan dalam memilih air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut:

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relative tinggi, sehingga akan selalu tersedia dan akan terhindarkan dari kendala kekurangan air.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relative murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya lebih besar karena membutuhkan alat yang relatif lebih mahal.
- c. Jumlah air sungai yang lebih banyak dibandingkan jumlah air sumur.
- d. Lokasi sungai berada tidak jauh dari lokasi pembangunan pabrik.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan :

a. Air Domestik

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter per hari (Sularso, 2001). Jumlah karyawan pada pabrik ini berjumlah 160 orang. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar :

**Tabel 5.1** Kebutuhan Air Domestik

No	Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Karyawan	533,333
2	Perumahan Karyawan	416,667
<b>Total</b>		<b>950,000</b>

b. Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada area produksi. Kebutuhan air proses pada pabrik Nitrogliserin ini telampir pada

Tabel 5.2 sebagai berikut :

**Tabel 5.2** Kebutuhan Air Proses

<b>Nama Alat</b>	<b>Kode Alat</b>	<b>Jumlah Air (kg/jam)</b>
Mixer-02	M-02	444,470
<b>Total</b>		<b>444,470</b>

c. Air Service

Air yang digunakan untuk servis, biasanya digunakan untuk kebutuhan pelayanan terhadap penduduk yang tinggal di sekitar pabrik. *Service water* ini biasa digunakan untuk *supply* pada bengkel, poliklinik, laboratorium, pemadam kebakaran, serta fasilitas umum berupa kantin, musholla, dan taman. Rincian kebutuhan air untuk *service water* meliputi:

- Bengkel = 150 kg/hari  
= 6,25 kg/jam
- Poliklinik = 1.350 kg/hari  
= 56,25 kg/jam
- Laboratorium = 1.700 kg/hari  
= 70,83 kg/jam
- Pemadam kebakaran = 1.500 kg/hari  
= 62,50 kg/jam
- Kantin, musholla, dan taman = 115 kg/hari  
= 4,79 kg/jam

Total kebutuhan air untuk penggunaan umum dapat dilihat pada Tabel 5.3 – 5.4.

**Tabel 5.3** Kebutuhan *Service Water*

<b>No</b>	<b>Keterangan</b>	<b>Kebutuhan Air (kg/jam)</b>
1	Bengkel	6,25
2	Poliklinik	56,25
3	Laboratorium	70,83

**Tabel 5.4** Kebutuhan *Service Water* (lanjutan)

4	Pemadam Kebakaran	62,50
5	Kantin, Mushola, Taman	4,79
<b>Total</b>		<b>200,625</b>

d. Air untuk *Steam*

Air *steam* dalam pabrik digunakan untuk media pemanas. Air steam yang dapat digunakan untuk boiler harus memenuhi persyaratan. Apabila air boiler tidak memenuhi persyaratan dapat mengakibatkan kerusakan pada alat sehingga dilakukan pencegahan agar tidak terjadi *scalling*, *fouling* dan *foaming*. Kebutuhan *steam* untuk peralatan pada pabrik Nitrogliserin ini terlampir pada Table 5.5 sebagai berikut :

**Tabel 5.5** Kebutuhan Air untuk *Steam*

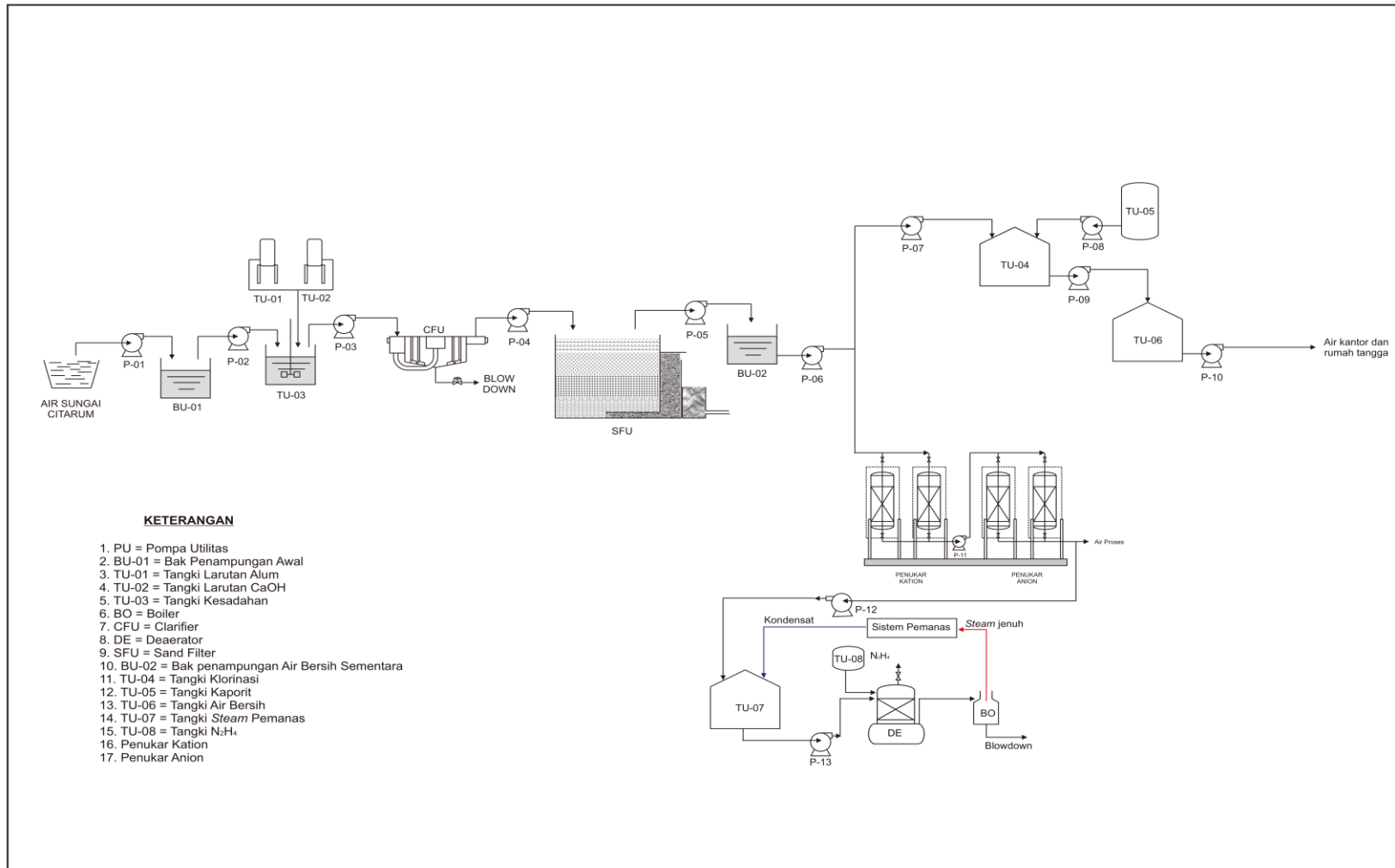
No	Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	<i>Heater-01</i>	330.000
2	<i>Evaporator-01</i>	1.653,000
<b>Total</b>		<b>1.983,000</b>

Sehingga total kebutuhan air pada pabrik nitrogliserin ini dapat dilihat pada

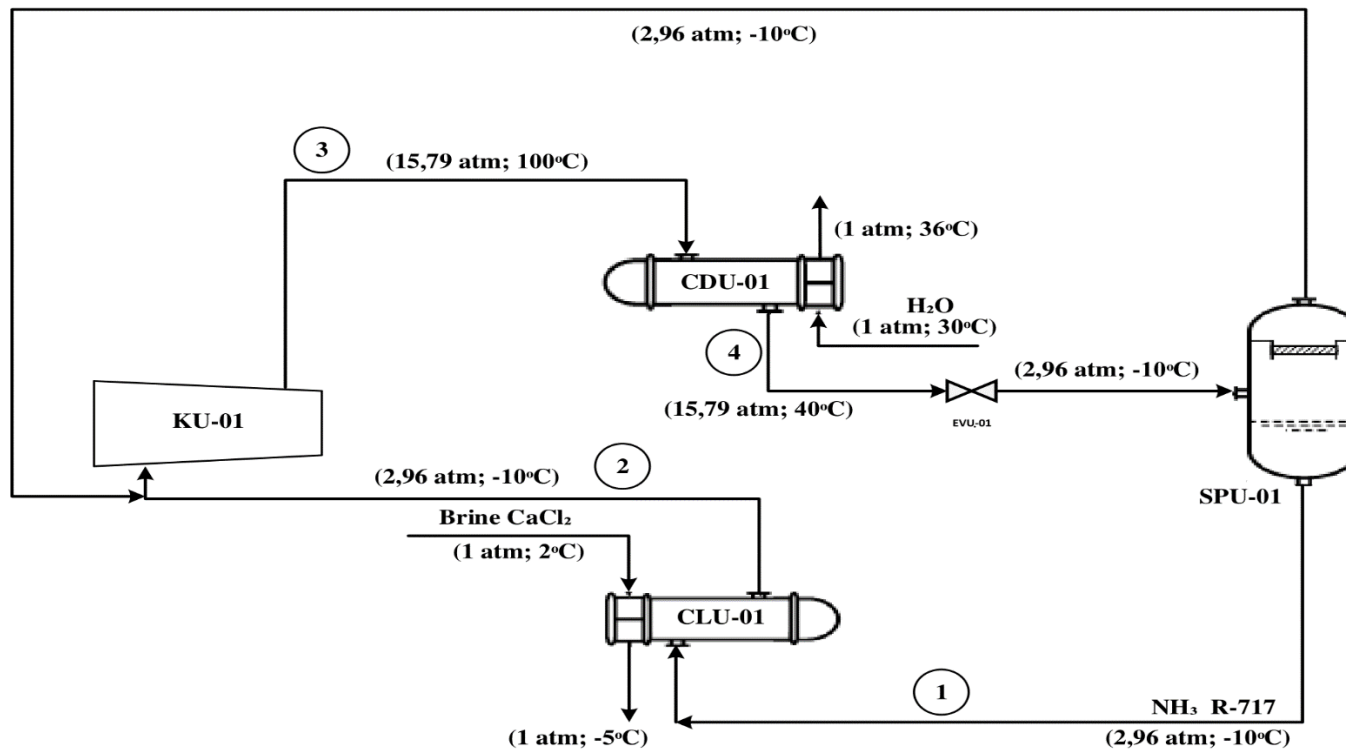
Tabel 5.6 :

**Tabel 5.6** Total Kebutuhan Air

No	Keterangan	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	<i>Domestic Water</i>	950,000
2	<i>Service Water</i>	200,625
3	<i>Process Water</i>	444,470
4	<i>Steam Water</i>	1.983,000
<b>Total</b>		<b>3.578,095</b>



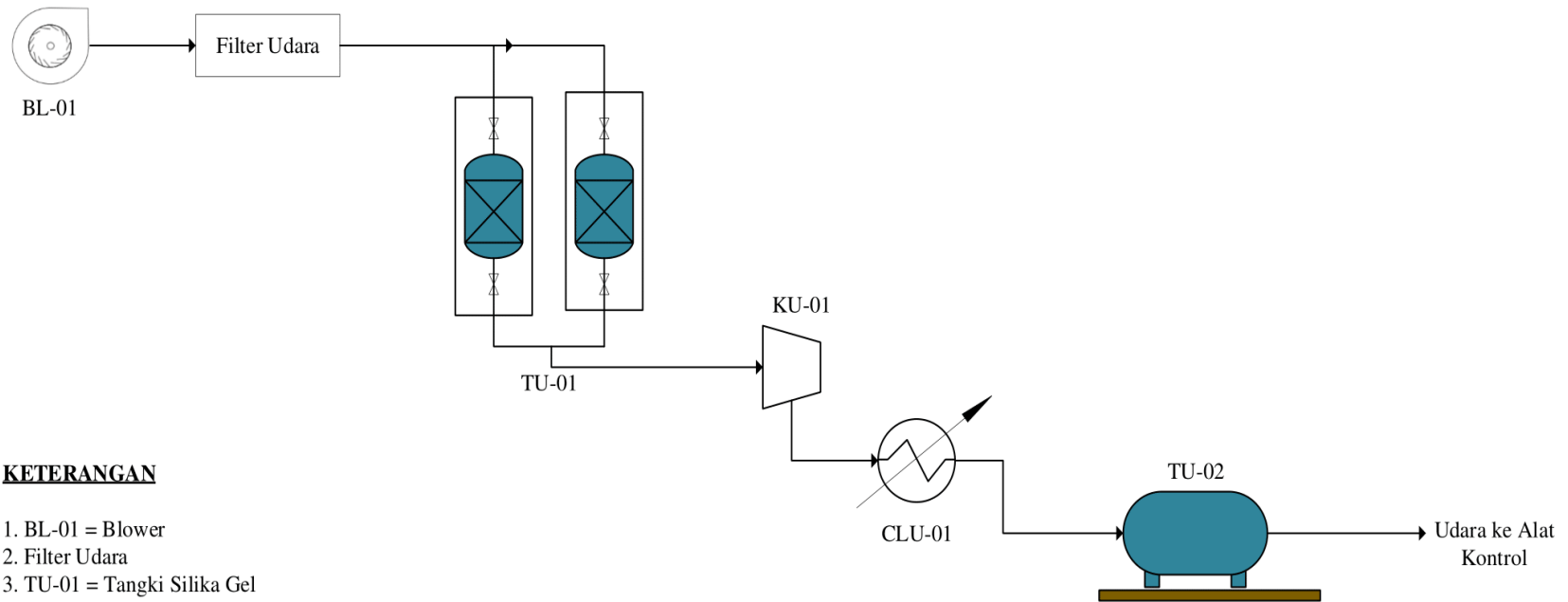
**Gambar 5.1** Diagram Alir Penyediaan dan Pengolahan Air



**Keterangan :**

1. KU-01 = Kompresor
2. CDU-01 = Kondensor
3. CLU-01 = Cooler
4. SPU-01 = Separator

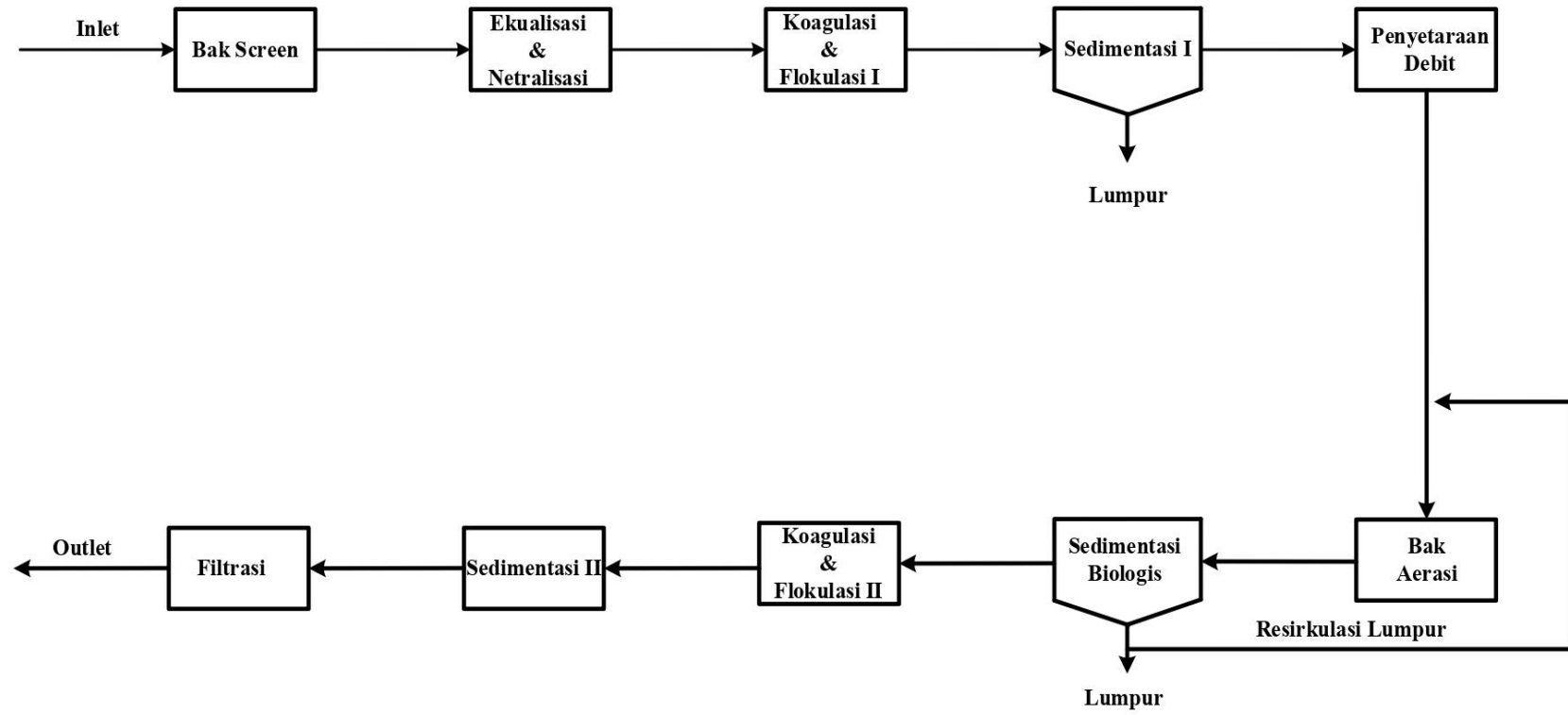
**Gambar 5.2** Diagram Alir Unit Refrigerant



**KETERANGAN**

1. BL-01 = Blower
2. Filter Udara
3. TU-01 = Tangki Silika Gel
4. KU-01 = Kompresor Udara
5. CLU-01 = Cooler 01
6. TU-02 = Tangki Udara Tekan

**Gambar 5.3** Diagram Alir Unit Penyedia Udara Instrumen



**Gambar 5.4** Diagram Alir Unit Pengolahan Limbah

### 5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air sungai tidak dapat langsung digunakan, memerlukan beberapa pengolahan untuk dapat dipakai sebagaimana mestinya. Tujuan pengolahan air ini adalah untuk menghasilkan air yang dapat digunakan baik untuk menunjang proses produksi maupun kebutuhan-kebutuhan lainnya di seluruh area pabrik. Beberapa tahapan dalam pengolahan air yaitu :

#### a. Penghisapan

Air dari sungai dipompa dan dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar.

#### b. *Screening*

Tahap ini dilakukan untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran cukup besar seperti daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya tanpa menggunakan bahan kimia. Sedangkan partikel kecil yang masih terbawa akan diolah di tahap-tahap berikutnya. Pada sisi hisap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas untuk meminimalisir alat penyaring menjadi kotor dan menjadi cepat rusak.

#### c. Penggumpalan/Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan partikel koloid akibat penambahan bahan koagulan atau zat kimia sehingga partikel-partikel tersebut bersifat netral dan membentuk endapan karena gravitasi. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ( $Al_2(SO_4)_3$ ), yang merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat

alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur karena kapur berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan proses flokulasi bertujuan untuk menggumpalkan partikel-partikel tersebut menjadi flok dengan ukuran yang memungkinkan untuk dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi.

#### d. Pengendapan

Pengendapan ini dilakukan di dalam bak pengendapan yang bertujuan untuk mengendapkan flok yang terbentuk dari proses koagulasi-flokulasi. Bentuk-bentuk flok tadi akan mengendap yang selanjutnya dapat dibuang (*blow down*).

#### e. *Sand filter*

Air dari bak pengendap yang masih mengandung padatan tersuspensi selanjutnya memasuki alat *sand filter* untuk difiltrasi. Filtrasi ini bertujuan untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$  dan lain-lain dengan menggunakan resin. *Sand Filter* dicuci (*back wash, rinse*) bila sudah dianggap kotor.

#### f. Penampungan air bersih

Air yang sudah melalui tahap filtrasi bisa disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air bersih. Air tersebut kemudian didistribusikan untuk keperluan :

- *Service Water*
- Air Domestik
- *Make Up cooling tower*

- Bahan Baku *demin plan*

#### g. Klorinasi

Agar dapat digunakan sebagai air minum pada perkantoran ataupun perumahan, air bersih harus melalui proses klorinasi. Proses ini merupakan proses penambahan klorin dalam bentuk kaporit pada air yang berfungsi untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, serta mikroorganisme lainnya sehingga air layak dikonsumsi dan digunakan. Air yang telah mengalami proses klorinasi selanjutnya akan ditampung di dalam tangki penyimpanan air bersih.

#### h. Demineralisasi

Tujuan dari proses demineralisasi adalah menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water*. Proses demineralisasi ini terbagi menjadi 2, yaitu pelunakan air dan dealkalinasi. Proses pelunakan air terjadi pada kation exchanger. Di dalam *kation exchanger*, mineral-mineral sadah seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$ , dan mineral lainnya akan dibebaskan dari air bersih. Mineral ini akan ditangkap oleh suatu resin berjenis *hydrogen-zeolite*. Resin memiliki kapasitas untuk menangkap ion-ion ini. Suatu waktu resin tidak mampu lagi untuk menangkap mineral, maka akan disubjekkan kedalam proses regenerasi resin. Regenerasi resin *kation exchanger* dilakukan dengan penambahan asam kuat  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Air keluaran dari *kation exchanger* adalah air bebas mineral yang tendensi untuk membentuk *scalling*-nya sudah diminimalkan.

Air yang telah melewati *kation exchanger* akan disubjekkan kedalam *anion exchanger* untuk dilakukan proses dealkalinasi. Proses ini bertujuan untuk menangkap ion-ion negatif seperti  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{CO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan lain-lain. Ion

negatif ini harus ditangkap karena akan jika air bersifat basa ini dipanaskan, akan berpotensi untuk membentuk gas CO<sub>2</sub> yang bisa menurunkan performa alat proses. Proses penangkapan ion-ion memiliki mekanisme yang mirip pada proses pelunakan air. Perbedaan utamanya adalah jenis resin yang digunakan. Jenis resin yang digunakan *weakly basic anion exchanger*. Pada proses ini, saat resin sudah memenuhi kapasitasnya untuk menangkap ion, resin akan diregenerasikan dengan menambahkan basa kuat NaOH. Air keluaran dari *anion exchanger* ini sudah bisa digunakan sebagai air proses.

#### i. Deaerasi

Air keluaran dari proses demineralisasi yang akan dijadikan umpan boiler akan disubjekkan ke proses deaerasi untuk menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, terutama gas O<sub>2</sub> yang berpotensi untuk menyebabkan korosi pada boiler. Korosi pada boiler memiliki konsekuensi yang sangat berbahaya, selain perpendekan umur boiler. Pengikisan didalam *boiler* berpotensi menyebabkan peledakan dikarenakan ekspansi tekanan yang tidak sesuai dengan tekanan desain. Untuk menghilangkan gas-gas terlarut, senyawa N<sub>2</sub>H<sub>4</sub> (*hidrazin*) ditambahkan untuk mengikat O<sub>2</sub> dan gas terlarut lainnya. Setelah dihilangkan kandungan gas terlarut, maka air keluaran deaerator dapat langsung diumpankan ke *boiler feed water*, kemudian diumpankan ke *boiler*. Di dalam *boiler* akan berlangsung proses pembangkitan air menjadi steam. Namun, untuk menjaga konsentrasi *suspended solid* yang terakumulasi di dalam *boiler*, dilakukan sistem *blowdown* pada periode tertentu sehingga menghilangkan sejumlah air. Untuk mengganti air yang hilang tersebut, ditambahkan *make up water* agar tetap memenuhi kebutuhan proses.

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

Keberadaan unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi nitrogliserin, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi :

Kapasitas : 2.379,600 kg/jam

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O<sub>2</sub>, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5– 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi. Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran batubara yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 170 °C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa - pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih, Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 7.8 bar,

baru kemudian dialirkan ke steam *header* untuk didistribusikan ke area-area proses produksi.

### 5.3 Unit Refrigerant

Pabrik Nitrogliserin ini secara overall beroperasi pada suhu rendah (15°C). Setiap proses pendinginan baik di *heat exchanger* maupun di unit proses (reaktor, netralizer, mixer), pendinginan menggunakan fluida pendingin brine CaCl<sub>2</sub> 30%. Brine CaCl<sub>2</sub> 30% dapat mendinginkan suhu -32°C sampai 20°C. Brine merupakan *secondary refrigerant* sehingga untuk mendinginkannya perlu dikontakkan dengan fluida pendingin *primary refrigerant* seperti ammonia (NH<sub>3</sub>). Proses pendinginan *refrigerant* dilakukan dalam sebuah sistem refrigerasi. Sistem refrigerasi adalah suatu sistem yang memungkinkan untuk mengatur suhu sampai mencapai suhu di bawah suhu lingkungan. Sistem refrigerasi ini penting dalam sebuah pabrik yang membutuhkan sistem dengan suhu di bawah suhu lingkungan. Dalam sistem refrigerasi ini dibutuhkan jumlah *primary refrigerant* berupa ammonia (NH<sub>3</sub>) sebanyak 1.225,293 kg/jam untuk mendinginkan brine sebanyak 33.978,425 kg/jam dari suhu 2°C menjadi -5°C.

Brine pendingin digunakan untuk peralatan yang membutuhkan penurunan suhu. Kebutuhan Brine pendingin pada pabrik Nitrogliserin ini telampir pada Tabel 5.7 sebagai berikut :

**Tabel 5.7** Kebutuhan Brine Pendingin

<b>Nama Alat</b>	<b>Kode Alat</b>	<b>Jumlah (kg/jam)</b>
Reaktor-01	R-01	6.279,431
<i>Cooler-01</i>	CL01	7.091,452
<i>Cooler-02</i>	CL-02	1.625,487

<i>Cooler-03</i>	CL-03	1.357,833
Netralizer-01	N-01	16.949,431
<i>Cooler-04</i>	CL-04	674,730
<b>Total</b>		<b>33.978,425</b>

#### 5.4 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Sumber listrik utama yang digunakan pada pabrik Nitrogliserin ini berasal dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Namun, pabrik ini juga dilengkapi dengan pembangkit listrik tenaga mandiri yaitu sebuah generator. Generator ini berfungsi sebagai sumber listrik cadangan apabila sumber listrik utama dari PLN mengalami gangguan atau pemadaman secara tiba-tiba. Hal ini pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu. Adapun generator yang digunakan adalah jenis generator diesel dengan arus bolak balik dengan kapasitas 450 kW. Generator jenis ini dipilih berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikan dan diturunkan sesuai kebutuhan

Rincian kebutuhan listrik pada pabrik Nitrogliserin ini adalah sebagai berikut:

##### a. Kebutuhan Lisrik Alat Proses

Kebutuhan listrik alat proses dapat dilihat pada Tabel 5.8.

**Tabel 5.8** Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Reaktor	R-01	10	7.45
Netralizer	N-01	5	3.728,50
Mixer	M-01	7,5	5.592,75

	M-02	0,5	372,85
Pompa	P-01	0,125	93,21
	P-02	0,125	93,21
	P-03	0,25	186,42
	P-04	0,125	93,21
	P-05	0,08	59,65
	P-06	0,25	186,42
	P-07	0,167	124,53
	P-08	0,05	37,28
	P-09	0,05	37,28
	P-10	0,08	59,65
	P-11	0,5	372,85
	P-12	0,167	124,53
<b>Total</b>		<b>39,96</b>	<b>29.804,88</b>

Total kebutuhan listrik alat proses = 29.804,88 Watt

= 29,80 kW

b. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Kebutuhan listrik alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.9 – 5.10.

**Tabel 5.9** Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		HP	Watt
Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	TU-07	2	1.491,40
Tangki NaOH	TU-08	1,5	1.118,55
Tangki Klorinasi	TU-04	5	3.728,50
Tangki Flokulator	TU-03	1,5	1.118,55
Clarifier	CLU	5	3.728,50
Kompresor Refrigerant	KU-01	60	44.742,00
Kompresor Udara	KU-01	20	14.914,00
Blower Udara	BL-01	2	1.491,40
	P-01	0,05	37,825
	P-02	0,05	37,825
	P-03	0,05	37,825
	P-04	0,05	37,825
	P-05	0,25	186,42

Pompa	P-06	0,08	59,656
	P-07	0,05	37,825
	P-08	0,05	37,825
	P-09	0,08	59,656
	P-10	0,125	93,21
	P-11	0,05	37,825
	P-12	0.125	93,21
	P-13	0.125	93,21
<b>Total</b>		<b>99,08</b>	<b>73.887,68</b>

Total kebutuhan listrik alat proses = 73.887 Watt

= 73,87 kW

c. Kebutuhan Listrik Alat Penunjang

Kebutuhan listrik alat Penunjang dapat dilihat pada Tabel 5.10.

**Tabel 5.10** Kebutuhan Listrik Alat Penunjang

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	a. Listrik AC	15
	b. Listrik Penerangan	100
2	Laboratorium dan Bengkel	40
3	Instrumentasi	10
<b>Total</b>		<b>165</b>

Sehingga total kebutuhan listrik pabrik nitrogliserin ini dapat dilihat pada table

5.11.

**Tabel 5.11** Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	29,80
	b. Utilitas	73,87
2	a. Listrik AC	15
	b. Listrik Penerangan	100
3	Laboratorium dan Bengkel	40
4	Instrumentasi	10
<b>Total</b>		<b>268,69</b>

Maka Kebutuhan listrik secara keseluruhan pada prarancangan pabrik Nitrogliserin ini digunakan faktor keamanan sebesar 20% sehingga total kebutuhan tenaga listrik sebesar 322,43 kW.

### **5.5 Unit Penyedia Udara Tekan (*Instrument Air System*)**

Dalam pabrik ini udara tekan dibutuhkan untuk menggerakkan instrumen instrument kontrol sebagai penggerak alat-alat kontrol di pabrik yang bekerja secara pneumatis. Tekanan udara instrumen yang digunakan adalah 2,04 bar. Dalam pabrik Nitrogliserin ini terdapat sekitar 17 alat kontrol yang memerlukan udara tekan untuk menggerakkannya. Mekanisme atau proses untuk membuat udara tekan yaitu udara lingkungan ditekan menggunakan kompressor yang dilengkapi filter (penyaring) udara hingga mencapai tekanan 2,04 bar, selanjutnya udara tersebut dialirkan menuju alat kontrol dan alat proses yang membutuhkannya. Total kebutuhan udara instrumen diperkirakan sebesar 37,4 m<sup>3</sup>/jam. Udara yang digunakan harus dalam keadaan kering sehingga begitu keluar dari blower, udara dilewatkan melalui sebuah tangki udara (bejana pengering) yang berisi *silica gel*.

### **5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar**

Unit penyediaan bahan bakar bertugas menyediakan kebutuhan bahan bakar pabrik. Bahan bakar yang disediakan pada unit ini adalah kebutuhan bahan bakar generator. Bahan bakar yang digunakan adalah *diesel*/solar. Bahan bakar yang digunakan adalah solar sebesar 52,88 L/jam.

### **5.7 Unit Pengolahan Limbah**

Limbah yang dihasilkan dari proses pabrik ini berupa limbah cair. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah tersebut diolah terlebih dahulu hingga memenuhi

baku mutu lingkungan. Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan. Limbah yang dihasilkan pada pabrik ini adalah

a. Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan berasal dari air proses, utilitas, dan sanitasi. Pengolahan limbah cair harus memperhatikan parameter air buang yang sesuai dengan peraturan pemerintah, (peraturan pemerintah no. 82 tahun 2001) yaitu :

- COD : maks. 100 mg/L
- BOD : maks 12 mg/L
- TSS : maks 80 mg/L
- Oil : maks. 5 mg/L
- pH : 6,5-8,5

Pengolahan untuk masing-masing limbah tersebut adalah sebagai berikut :

1. Limbah Air Proses

Limbah cair yang dihasilkan berasal dari keluaran Evaporator-01 dan Dekanter-02 berupa  $C_3H_5N_3O_9$ ,  $C_3H_8O_3$ ,  $H_2O$ ,  $H_2SO_4$ ,  $HNO_3$ ,  $Na_2SO_4$ , dan  $NaNO_3$  yang akan dimasukkan dalam unit pengolahan limbah. Limbah cair ini di treatment dengan cara penetralan pH dan *treatment* dengan lumpur aktif, aerasi.

2. Air Buangan Sanitasi

Air buangan sanitasi yang berasal dari perkantoran, perumahan, toilet, dan lain-lain. Pengolahan air buangan sanitasi ini tidak memerlukan penanganan khusus, yaitu dengan *treatment* pada unit stabilisasi menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi klorin

### 3. Air utilitas

Air utilitas diolah melalui berapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment* (pengendapan dan penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia dan pengontrolan pH), dan *biological treatment*.

## BAB VI

### EVALUASI EKONOMI

Dalam pra rancangan suatu pabrik diperlukan Analisa ekonomi untuk dapat menaksirkan atau memperkirakan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah :

#### 1. *Return On Investment*

*Return in investment* merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

#### 2. *Pay Out Time*

*Pay out time* adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi.

#### 3. *Discounted Cash Flow*

*Discounted cash flow* merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga

maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

#### 4. *Break Even Point*

*Break Even Point* adalah terjadi titik impas dimana tingkat penjualan atau pendapatan yang diperoleh dan modal yang digunakan untuk menghasilkan laba berada dalam posisi yang sama.

#### 5. *Shut Down Point*

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

Sebelum dilakukan Analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal yakni sebagai berikut:

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

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

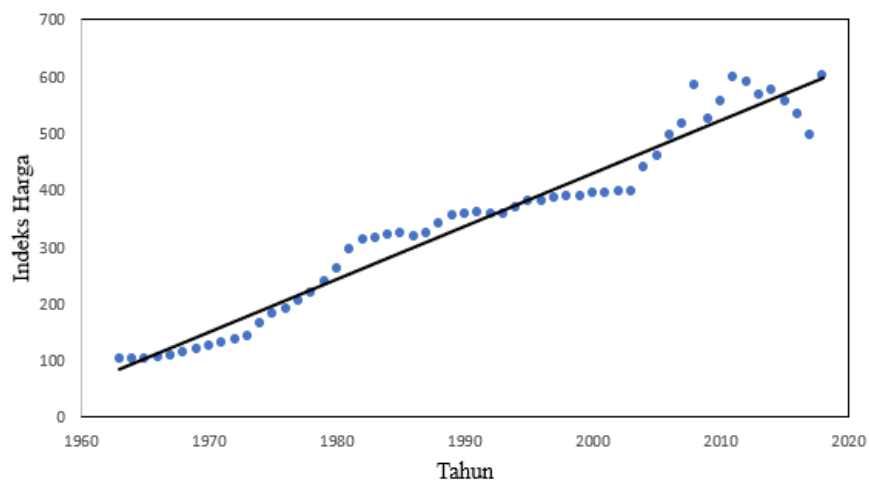
- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Variabel (*Variable Cost*)

- c. Biaya Pengembangan (*Regulated Cost*)

### 6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik Nitrogliserin beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2026. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2026 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1963 sampai 2018 (sumber: [chemengonline.com/pci](http://chemengonline.com/pci)), dicari dengan persamaan regresi linier. Grafik hubungan antara tahun dengan indeks harga ditunjukkan pada Gambar 6.1.



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

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

$$y = 9,3534x - 18277 \quad (6.1)$$

Dimana :

y = indeks harga

x = tahun pembelian

Dari persamaan (6.1) didapat indeks harga pada tahun 2026 adalah 672,988. Untuk memperkirakan harga alat, terdapat dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga.

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (6.2)$$

Dimana :

Ex = Harga alat pada tahun x

Ey = Harga alat pada tahun y

Nx = Indeks harga pada tahun x

Ny = Indeks harga pada tahun y

(Aries dan Newton, 1955).

Apabila terdapat suatu alat dengan kapasitas tertentu yang tidak ada spesifikasinya dalam referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan (6.3).

$$Eb = Ea \left[ \frac{Cb}{Ca} \right]^{0,6} \quad (6.3)$$

Dimana :

Eb : Harga alat b

Ea : Harga alat a

Cb : Kapasitas alat b

Ca : Kapasitas alat a

(Peters *et al.*,2001).

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada *Peter and Timmerhaus, "Plant Design and Economic for Chemical Engineering", 3th edition.*

Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga x sebesar 0,6. Daftar harga alat proses dapat dilihat pada Tabel 6.1-6.2, dan daftar harga alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 6.3-6.5.

**Tabel 6.1** Harga Alat Proses, \$

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2017	2026	2017	2026
Reaktor	R-01	1	496	673	89.837,36	121.894,16
Mixer	M-01	1	496	673	17.724,72	22.485,77
Mixer	M-02	1	496	673	4.162,76	5.648,17
Netralizer	N-01	1	496	673	37.625,28	27.297,19
Dekanter	D-01	1	496	673	48.859,78	64.493,36
Dekanter	D-02	1	496	673	41.726,65	47.024,43
Tangki Asam Nitrat	T-01	1	496	673	100.723,82	135.665,25
Tangki Asam Sulfat	T-02	1	496	673	67.591,32	38.065,24
Tangki Gliserin	T-03	1	496	673	49.242,16	67.060,25
Tangki Nitrogliserin	T-04	1	496	673	72.684,11	98.620,09
CL	CL-01	1	496	673	1.411,73	1.915,49

**Tabel 6.2** Harga Alat Proses (lanjutan)

CL	CL-02	1	496	673	583,30	791,45
CL	CL-03	1	496	673	523,60	710,44
CL	CL-04	1	496	673	344,18	467,00
HE	HE-01	1	496	673	621,87	843,77
Silo Natrium Karbonat	SL-01	1	496	673	3.992,40	5.417,01
Screw Conveyor	SC-01	1	496	673	1.601,86	2.713,45
Pompa	P-01	2	496	673	1.330,123	3.609,50
Pompa	P-02	2	496	673	892,61	2.422,25
Pompa	P-03	2	496	673	1.685,86	4.574,86
Pompa	P-04	2	496	673	652,40	1.770,41
Pompa	P-05	2	496	673	652,40	1.770,41
Pompa	P-06	2	496	673	1.862,87	5.055,31
Pompa	P-07	2	496	673	967,81	2.626,31
Pompa	P-08	2	496	673	521,84	1.416,12
Pompa	P-09	2	496	673	526,94	1.429,96
Pompa	P-10	2	496	673	1.140,32	3.094,44
Pompa	P-11	2	496	673	2.000	2.585,12
Pompa	P-13	2	496	673	952,63	2.331,51
<b>Total</b>						<b>32.686,13</b>

**Tabel 6.3** Harga Alat Utilitas, \$

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2017	2026	2017	2026
Tangki Air Kapur	TU-02	1	496	673	3.057,11	6.839,70
Tangki Air Tawas	TU-01	1	496	673	1.541,24	3.448,21
Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	TU-07	1	496	673	3.337,84	4.528,89
Tangki NaOH	TU-08	1	496	673	1.852,42	2.513,42
Tangki Klorinasi	TU-04	1	496	673	11.956,27	16.222,65
Tangki Flokulator	TU-03	1	496	673	3.527,71	7.893,09
Tangki Brine	TB-01	1	496	673	25.979,53	35.249,85
Tangki Udara Tekan	TU-01	1	496	673	6.422,84	8.714,71
Tangki Bahan Bakar	TBB-01	1	496	673	10.561,82	14.330,62

**Tabel 6.4** Harga Alat Utilitas (lanjutan)

<i>Clarifier</i>	CFU	1	496	673	15.600,88	21.167,77
Kompresor Refrigeran	KU-01	1	496	673	15.497,04	21.026,87
Kompresor Udara Tekan	KU-01	1	496	673	4.297,75	5.831,32
Kondensor Refrigeran	CDU-01	1	496	673	2.964,13	4.021,83
Generator	HE-04	1	496	673	14.184,47	19.245,94
<i>Cooler</i> Udara Tekan	CLU-01	1	496	673	174.817,31	237.197,62
<i>Cooler</i> Refrigeran	CLU-01	1	496	673	5.010,90	6.798,94
Kation Exchanger	KE-01	1	496	673	2.491,82	8.335,89
Anion Exchanger	AE-01	1	496	673	2.481,40	8.335,89
Pompa	P-01	2	496	673	1.124,30	5.030,83
Pompa	P-02	2	496	673	1.124,30	5.030,83
Pompa	P-03	2	496	673	1.124,30	5.030,83
Pompa	P-04	2	496	673	1.124,30	5.030,83
Pompa	P-05	2	496	673	1.124,30	5.030,83
Pompa	P-06	2	496	673	1.124,30	5.030,83
Pompa	P-07	2	496	673	918,64	2.546,88
Pompa	P-08	2	496	673	918,64	2.546,88
Pompa	P-09	2	496	673	918,64	2.546,88
Pompa	P-10	2	496	673	918,64	3.530,55
Pompa	P-11	2	496	673	530,39	1.765,27
Tangki Klorin	TU-05	1	496	673	1.117,58	1.765,27
Tangki Silika	TU-01	1	496	673	2.194,16	2.977,11
Tangki Air Domestik	TU-06	1	496	673	26.793,35	37.117,99
Separator Refrigeran	SPU-01	1	496	673	5.101,69	6.922,13
Blower Udara Tekan	BL-01	1	496	673	555,94	754,32

**Tabel 6.5** Harga Alat Utilitas (lanjutan)

Boiler	BO-01	1	496	673	2.434,82	3.303,64
Bak Pengendap Awal	BU-01	1	496	673	17,6	257,45
Sand Filter	SFU	1	496	673	17,6	32,15
Bak Penampung Air sementara	BU-02	1	496	673	17,6	256,11
<b>Total</b>						<b>532.741,58</b>

## 6.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi pabrik

Nitrogliserin ini adalah :

1. Kapasitas produksi : 15.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Tahun pabrik didirikan : 2026
4. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp 15.074
5. Umur alat : 10 tahun

## 6.3 Perhitungan Biaya

### 6.3.1 Capital Investment

*Capital Investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya (Peters dan Timmerhaus, 2004). *Capital investment* meliputi :

a. *Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik antrakuinon ini memerlukan rencana *physical plant cost*, *direct plant cost*, *fixed capital instrument*. Hasil perhitungan masing-masing dapat dilihat pada Tabel 6.6-6.10.

**Tabel 6.6** *Physical Plant Cost* Alat Proses (PPC)

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	<i>Purchasing Equipment Cost</i>	13.617.049.395	903.313
2	Instalasi	5.855.331.240	388.424
3	<i>Instrument and Control</i>	2.042.557.409	135.497
4	Pemipaan	11.710.662.480	776.849
5	Instalansi Listrik	2.042.557.409	135.497
6	Instalansi Isolasi	1.089.363.951	72.265
<b>Total</b>		<b>36.357.521.886</b>	<b>2.411.847</b>

**Tabel 6.7** *Physical Plant Cost* Alat Utilitas (PPC)

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	<i>Purchasing Equipment Cost</i>	10.028.266.231	665.244
2	Instalasi	4.312.154.479	286.055
3	<i>Instrument and Control</i>	1.504.239.934	99.786
4	Pemipaan	8.624.308.959	572.110
5	Instalansi Listrik	1.504.239.934	99.786
6	Instalansi Isolasi	802.261.298	53.219
<b>Total</b>		<b>26.775.470.838</b>	<b>1.776.203</b>

**Tabel 6.8** *Physical Plant Cost Land and Yard (PPC)*

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	PPC Alat Proses	36.357.521.886	2.411.847
2	PPC Alat Utilitas	26.775.470.838	1.776.203
3	<i>Bangunan</i>	57.012.500.000	3.762.825
4	Tanah	115.500.000.000	7.623.000
<b>Total</b>		<b>235.645.492.724</b>	<b>15.573.876</b>

**Tabel 6.9** *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	Teknik dan Kontruksi	46.953.836.195	3.114.775
<b>Total</b>		<b>46.953.836.195</b>	<b>3.114.775</b>

**Tabel 6.10** *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	Total DPC	235.645.492.724	15.573.876
2	Teknik dan Kontruksi	46.953.836.195	3.114.775
3	Kontraktor	8.408.758.462	557.811
4	Biaya Tak Terduga	28.029.194.876	1.859.371
<b>Total</b>		<b>319.037.282.259</b>	<b>21.105.835</b>

b. *Working Capital Investment*

*Working capital investment* yaitu biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi suatu pabrik selama kurun waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu :

- Bisa menghasilkan laba yang maksimum

- Inverstasi yang cepat Kembali
- Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai, aman, dan lain-lain.

**Tabel 6.11 Working Capital Investment (WCI)**

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	10.867.110.427	717.229
2	<i>In Process Inventory</i>	375.613.323	24.790
3	<i>Product Inventory</i>	25.040.888.247	1.652.698
4	<i>Available Cash</i>	25.040.888.247	1.652.698
5	<i>Extended Credit</i>	50.081.776.494	3.305.397
<b>Total</b>		<b>111.406.276.739</b>	<b>7.352.814</b>

### 6.3.2 Manufacturing Cost

*Manufacturing cost* adalah biaya yang dibutuhkan untuk melakukan produksi suatu produk, *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *Direct Cost*, *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. Manufacturing Cost antara lain :

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

*Direct manufacturing cost* merupakan biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik. *Direct manufacturing cost* dapat dilihat pada Tabel 6.13.

**Tabel 6.13 Direct Manufacturing Cost (DMC)**

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	<i>Raw Material</i>	130.405.325.129	8.606.751
2	<i>Labor</i>	19.698.000.000	1.300.068
3	<i>Supervision</i>	1.969.800.000	130.006

4	<i>Maintenance</i>	15.951.864.112	1.052.823
5	<i>Plant Supplies</i>	2.392.779.616	1.052.823
6	<i>Royalty and Patents</i>	477.885.309	31.540
7	<i>Utilities</i>	36.821.309.021	2.430.206
<b>Total</b>		<b>207.717.633.804</b>	<b>13.709.363</b>

*b. Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

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

**Tabel 6.14** *Indirect Manufacturing Cost (DMC)*

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	3.939.600.000	260.013
2	<i>Laboratory</i>	3.939.600.000	260.013
3	<i>Plant Overhead</i>	15.758.400.000	1.040.054
4	<i>Packing and Shipping</i>	18.089.460.000	1.193.904
<b>Total</b>		<b>41.727.060.000</b>	<b>2.753.985</b>

*c. Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

*Fixed Manufacturing Cost* merupakan biaya pengeluaran yang berhubungan dengan *initial fixed capital investment*. Biaya ini selalu dikeluarkan baik saat pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi. Sehingga biaya ini bersifat tetap dan selalu sama, tidak bergantung waktu dan tingkat produksi. *Fixed manufacturing cost* dapat dilihat pada Tabel 6.15.

**Tabel 6.15** *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	<i>Depreciation</i>	31.903.728.225	2.105.646
2	<i>Property Taxes</i>	12.761.491.290	842.258
3	<i>Insurance</i>	6.380.745.645	421.129
<b>Total</b>		<b>51.045.965.161</b>	<b>3.369.033</b>

Sehingga didapatkan total *manufacturing cost* yang dapat dilihat pada Tabel 6.16.

**Tabel 6.16** *Manufacturing Cost (MC)*

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	207.717.633.804	13.709.363
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	41.727.060.000	2.753.985
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	51.045.965.161	3.369.033
<b>Total</b>		<b>300.490.658.965</b>	<b>19.832.383</b>

### 3. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

*General Expenses* atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh *Manufacturing cost*. Biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

**Tabel 6.17** *General Expense (GE)*

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	<i>Administration</i>	12.913.306.769	852.278
2	<i>Sales Expense</i>	30.131.049.129	1.988.649
3	<i>Research</i>	17.217.742.359	1.136.370
4	<i>Finance</i>	17.217.742.359	1.136.370
<b>Total</b>		<b>77.479.840.619</b>	<b>5.113.669</b>

**Tabel 6.18** *Total Production Cost*

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	300.490.658.965	19.832.383

2	<i>General Expense (GE)</i>	77.479.840.619	5.113.669
<b>Total</b>		<b>377.970.499.585</b>	<b>24.946.052</b>

#### 6.4 Analisa Keuntungan

##### 1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 472.463.124.482

Total Production cost : Rp 377.970.499.585

Keuntungan : Total Penjualan – Total biaya produksi  
Rp 94.492.624.896

##### 2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak diambil dari keuntungan sebelum pabrik (Pasal 17 ayat 2a UU No. 36 Tahun 2008 Tentang Pajak Penghasilan)

Pajak 25% dari keuntungan : 25% x Rp 94.492.624.896  
Rp 23.623.156.224

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak - Pajak  
Rp 70.869.468.672

#### 6.5 Analisa Kelayakan

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

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

*Return On Investment (ROI)* adalah tingkat keuntungan yang di dapat setiap tahun dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum *ROI before tax* sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi mempunyai minimum *ROI before tax* sebesar 44%. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

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

a. ROI sebelum pajak (ROI b)

$$ROI\ b = 29,61\%$$

b. ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$ROI\ a = 22,21\%$$

### **2. Pay Out Time (POT)**

*Pay Out Time* adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi})}$$

a. POT Sebelum Pajak (POT b)

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

$$POT\ b = 2,5\ \text{tahun}$$

b. POT setelah pajak (POT a)

POT a = 3.1 tahun

### 3. Break Even Point (BEP)

*Break Even Point* merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya adalah sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapat keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia umumnya berada pada range 40-60%.

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

Dalam hal ini:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

**Tabel 6.20 Annual Fixed Cost (Fa)**

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	<i>Depreciation</i>	31.903.728.225	2.105.646
2	<i>Property Taxes</i>	12.761.491.290	842.258
3	<i>Insurance</i>	6.380.745.645	421.129
<b>Total</b>		<b>51.045.965.161</b>	<b>3.369.033</b>

**Tabel 6.21 Annual Regulated Expense (Ra)**

No	Komponan	Biaya (Rp)	Biaya (US \$)
1	<i>Labor Cost</i>	19.698.000.000	1.300.068
2	<i>Plant Overhead</i>	15.758.400.000	1.040.054
3	<i>Payroll Overhead</i>	3.939.600.000	260.013

4	<i>Supervision</i>	1.969.800.000	130.006
5	<i>Laboratory</i>	3.939.600.000	260.013
6	<i>Administration</i>	12.913.306.769	852.278
7	<i>Finance</i>	17.217.742.359	1.136.370
8	<i>Sales Expense</i>	30.131.049.129	1.988.649
9	<i>Research</i>	17.217.742.359	1.136.370
10	<i>Maintenance</i>	15.951.864.112	1.052.823
11	<i>Plant Supplies</i>	2.392.779.616	1.052.823
<b>Total</b>		<b>141.129.884.349</b>	<b>9.314.572</b>

Didapatkan BEP = 49,70%

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

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

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

Didapatkan SDP = 21,89 %

#### 5. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)

*Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFR) adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang

tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Batasan DCFR sendiri adalah 1,5 kali bunga bank.

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

Dimana:

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

: *Profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur Pabrik = 10 tahun

i : nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut

FCI = Rp 321.082.444.032

WCI = Rp. 131.019.303.819

SV = Rp 32.108.244.403

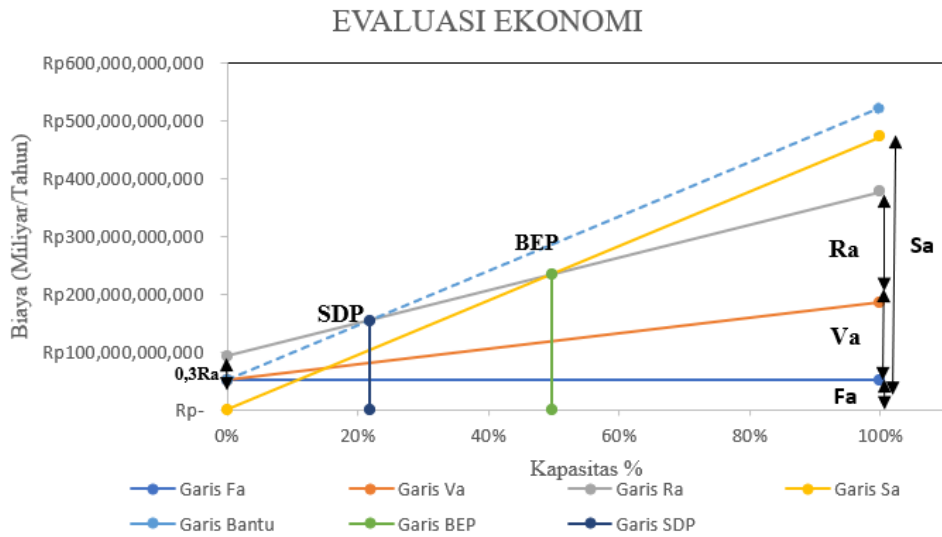
n = 10 tahun

Sehingga diperoleh *trial & error* dapat dihitung nilai DCFR. Diperoleh nilai

DCFR adalah :

DCFR = 25,54 %

Dengan beberapa analisa ekonomi didapatkan grafik evaluasi ekonomi sebagai berikut:



**Gambar 6.2** Grafik Evaluasi Ekonomi

### 6.6 Analisa Risiko Pabrik

Analisis risiko dilakukan untuk mendapatkan perbandingan antara pabrik dengan risiko besar dan kecil. Selain itu, analisis risiko dilakukan untuk mencari solusi atas segala risiko yang ditemukan. Pengendalian risiko dilakukan terhadap seluruh bahaya yang kemungkinan terjadi dan mempertimbangkan tingkat risiko untuk menentukan prioritas dalam penendaliannya.

#### 6.6.1 Pengolahan Bahan Baku

Terdapat beberapa sumber bahaya dalam proses pengolahan bahan baku, antara lain adalah terjadinya tabrakan pada saat transportasi bahan dengan skala risiko rendah dan kemungkinan pekerja menghirup bahan dengan skala risiko sedang. Untuk mengendalikan hal ini, diperlukan pengendalian risiko berupa *driver* yang dipilih harus berpengalaman dan harus berhati-hati pada saat mengemudi. Pekerja juga harus menggunakan alat pelindung diri (APD) selama berada di kawasan pabrik, khususnya dalam hal ini adalah penggunaan masker.

### **6.6.2 Proses Pembuatan Produk**

Pada proses pembuatan produk terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain adalah suhu operasi alat yang berkisar antara 15 hingga 30°C, dan tekanan dalam proses yang berkisar antara 1 atm. Dilihat dari angka suhu dan tekanan pabrik ini memiliki tingkat risiko rendah.

### **6.6.3 Utilitas**

Pada bagian utilitas, suhu berkisar antara 30°C hingga 100°C dengan tekanan 15,79 atm. Angka ini menunjukkan bahwa bagian utilitas pabrik memiliki tingkat risiko tinggi dan dapat dikurangi dengan ditetapkannya SOP yang tepat yang diwajibkan untuk setiap orang yang berada di lingkungan pabrik.

### **6.6.4 Ekonomi**

Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, didapatkan bahwa nilai *break even point* (BEP) adalah 49,70% dengan *pay out time* (POT) sebelum pajak 2,5 tahun dan setelah pajak adalah 3,1 tahun, serta *return of investment* (ROI) sebelum pajak 29,61% dan setelah pajak 22,21%. Nilai BEP menyatakan bahwa pabrik tidak perlu melakukan produksi besar untuk mendapatkan keuntungan dan dilihat dari nilai POT, dapat dinyatakan bahwa pabrik merupakan pabrik risiko rendah karena nilai maksimal POT sebelum pajak adalah 5 tahun. Sedangkan batasan ROI sebelum pajak berkisar antara 11% hingga 40% yang memiliki tingkat risiko rendah. Berdasarkan berbagai evaluasi risiko yang telah dilakukan pada pabrik Nitrogliserin ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik memiliki tingkat risiko rendah.

## **BAB VII**

### **PENUTUP**

#### **7.1 Kesimpulan**

Kesimpulan dari perancangan pabrik nitrogliserin ini adalah sebagai berikut :

1. Pabrik nitrogliserin ini didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, maupun ketergantungan terhadap impor, membantu meningkatkan perekonomian negara, mendorong berdirinya industri hilir yang menggunakan bahan baku nitrogliserin dalam menyediakan lapangan pekerjaan
2. Prarancangan pabrik nitrogliserin dari gliserin dan asam campuran dengan kapasitas 15.000 ton/tahun ini tergolong sebagai pabrik dengan risiko rendah berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta regulasi pemerintah.
3. Pabrik akan dijalankan dengan prinsip *Biazzi Continuous Process* dikarenakan memiliki konversi reaksi yang lebih tinggi dibandingkan dengan proses lain, Langkah yang dilakukan sederhana sehingga alat yang digunakan juga mudah didapatkan. Bahan baku pembuatan nitrogliserin berupa gliserin berasal dari PT. Cisadane Raya Chemicals yang berlokasi di Tangerang, Banten, asam nitrat berasal dari PT. Multi Nitrotama Kimia yang berlokasi di Cikampek, Jawa Barat, asam sulfat berasal dari PT. Timuraya Tunggal yang berlokasi di Karawang, Jawa Barat
4. Pabrik nitrogliserin ini akan didirikan pada tahun 2026 di provinsi Jawa Barat, tepatnya di Kecamatan Cilebar, Kabupaten Karawang dengan

mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, kemudahan pemasaran, kemudahan sarana utilitas berupa sumber air, akses transportasi dan ketersediaan tenaga kerja yang terampil .

5. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, diperoleh bahwa :

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan
<b>Keuntungan</b>		
a. Keuntungan sebelum pajak	Rp 94.492.624.896	Pajak 25% (Pasal 17 ayat 2a UU No 36 tahun 2008 Tentang Pajak Penghasil)
b. Keuntungan setelah pajak	Rp 70.869.468.672	
<b>Return on Investment (ROI)</b>		
a. ROI sebelum pajak	33,45 %	Minimal < 40% untuk kategori risiko rendah
b. ROI setelah pajak	25,09%	
<b>Pay Out Time (POT)</b>		
a. POT sebelum pajak	2,5 tahun	Minimal 5 tahun untuk kategori risiko rendah
b. POT setelah pajak	3,1 tahun	
<b>Break Even Point (BEP)</b>	49,70%	40-60%
<b>Shut Down Point (SDP)</b>	21,89%	
<b>Discounted Cash Flow Return (DCFR)</b>	25,54 %	>1,5 bunga bank = minimum 5,25%

Aries Newton, 1995

Berdasarkan hasil Analisa ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik nitrogliserin dari gliserin dengan campuran asam dengan kapasitas 15.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

## 7.2 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan untuk meningkatkan kelayakan pendirian pabrik kimia, diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan alat proses dan penunjang bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

## DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S., and Newton, R.D, 1955, "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc Graw Hill Handbook, Co., Inc, New York.

Branan, C.R., 1994, "*Rules of Thumb for chemical Engineers*", Gulf Publishing Company, Houston.

Brown, G.G., D.K, Foust, A.S., and Schneidewind, R. 1978. "*Unit Operation, Modern Asia Edition*", John Wiley and Sons, Inc., New York.

Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, "*Process Equipment Design*", John Wiley and Sons, Inc., New York.

Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, "*Chemical Engineering*", Pergamon Internasional Library, Vol: 1 & 6, New York.

Cabe, Mc, Smith, J.C., and Harriot, 1985, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", 4<sup>th</sup> Ed. Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Donald, E.G., 1989, "*Chemical Engineering Economics*", Van Nostrand, New York.

Everett, B. W., Herbert, B.L., 1998, "*Steam Plant Operation*", 7<sup>th</sup> Ed. Mc Graw Hill, USA.

Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, "*Industrial chemical*", John Wiley and Sons, Inc., New York

Fessenden, R. J. and Fessenden J., S., 1986, "*Organic Chemistry*", 3<sup>rd</sup> Ed., pp. 80 – 125, Wadsworth, Inc., California.

Fogler, H. Scott.1992. "*Element of Chemical Reactions Engineering*" 3<sup>rd</sup> Ed. Prentice-Hall, India.

Geankoplis, C.J., 1983, "*Transport Processes and Unit Operations*", 2<sup>nd</sup> Ed. Allyn and Bacon Inc., Boston.

Griffin, R.C., 1927, "*Technical Method of Analysis*", 2<sup>nd</sup> ed. Mc Graw Hill Book Company, New York.

Groggins, P.H., 1954, "*Unit Process in Organic Synthesis*", 5<sup>th</sup> Ed, Mc Graw Hill Book Company, Tokyo.

Holman, J.P., 1994. "*Perpindahan Kalor*", Erlangga, Jakarta.

Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, "*Chemical Reactor Analysis and Design*", John Wiley and Sons, Inc., New York.

Hesse, H. C. 1945. "*Process Equipment Design*", D. Van Nostrand Company, Inc. New Jersey.

Holman, J., 1981, "*Heat Transfer*", Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Kern, D.Q., 1983, "*Process Heat Transfer*", Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Kirk, R.E., and Othmer, V.R., 1999, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", John Willey and Sons, Inc., New York.

Levenspiel, O., 1972, "*Chemical Reaction Engineering*", 2<sup>nd</sup> Ed. John Wiley and Sons, Inc., New York.

Ludwig, E.E., 1964, "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*", Gulf Publishing, Co., Houston.

Mc Ketta, J. J., 1976, "*Encyclopedia of Chemical Processing and Design*", Marcel Dekker, Inc., New York.

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, "*Perry's Chemical Engineer's Handbook*", 6<sup>th</sup> Ed. Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Poedjiadi, A. ,2006, "*Dasar – Dasar Biokimia*", Edisi Revisi. Jakarta: UI- Press.  
Ketaren, S. 1986. Minyak dan Lemak Pangan. Cetakan I. Jakarta: UI – Press.

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", 3<sup>rd</sup> Ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

Powell, S.T., 1954, "*Water Conditioning for Industry*", 1<sup>st</sup> Ed, Mc Graw Hill Book Company inc., New York.

Rase, H.F., and Holmes, J.R., 1977, "*Chemical Reactor Design for Process Plant*", vol 2: Principles and Techniques, John Willey and Sons Inc., Kanada.

Raymond, D.L., 1999, "*Water Quality and Treatment*", 5<sup>th</sup> Ed., Mc Graw Hill, USA.

Smith, J.M., Van Ness, H.C., & Abbot, M.M., 1987, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 5<sup>th</sup> Ed. Mc Graw Hill Book Company Inc., New York.

*Technical Manual*, 1984, "*Military Explosives Headquarters*", Department of The Army. No. 9-1300-214, Washington, DC.

Tai Lu-K, Ming Luo, Fa Yeh-T dan Chi Lin-P, 2008, "*The kinetic parameters and safe operating conditions of nitroglycerin*", Inc., New York.

Timmerhaus, Klaus D and Max S.P. 1991. "*Plant Design and Economics for chemical Engineers*", 4<sup>th</sup> edition., MC Graw Hill., Singapore.

US Department of Army, 1948, *Military Explosive*, Washington DC, USA.

Ullmann's., 1984, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 4<sup>rd</sup> ed., Wiley - VCH., Berlin.

Ulrich, G.D. 1984. "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*", John Willey and Sons, New York.

Vilbrandt, F.C., & Dryden, C.E., 1959, "*Chemical Engineering Plant Design*", 4<sup>th</sup> ed., Mc Graw Hill Book Company, Japan.

Walas, S.M., 1988, "*Chemical Process Equipment*", 3<sup>rd</sup> Ed. Butterworths Series In Chemical Engineering, USA.

Yaws, C.L., 1999, "*Chemical Properties Handbook Physical, Thermodynamic, Enviromental, Transport, Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic Chemicals*", McGraw Hill Book Companies, Inc., New York.

Zaidar, E, 2003, "*Nitrogliserin Dapat Digunakan Sebagai Bahan Peledak*", Jurusan Kimia, FMIPA Universitas Sumatera Utara.

## **LAMPIRAN-LAMPIRAN**

## LAMPIRAN A REAKTOR

### Reaktor-01

Tugas : Mereaksikan gliserin ( $C_3H_8O_3$ ) dengan campuran asam nitrat ( $HNO_3$ ) dan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) menjadi nitrogliserin ( $C_3H_5N_3O_9$ )

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi :  $T = 15^\circ C$

$P = 1 \text{ atm}$

Konversi = 99,43%

Tujuan Perancangan : A. Menentukan Jenis Reaktor

B. Menghitung Neraca Massa

C. Perancangan Reaktor

### Menentukan Jenis Reaktor

Tipe Perancangan : Silinder tegak dengan *flange and dish head (torispherical)*.

#### 1. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

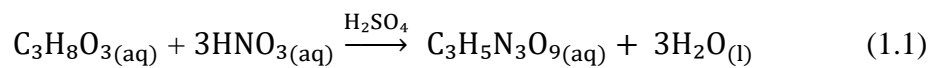
- Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi reaktor yang harus selalu homogen bisa terpenuhi
- Reaksi pada fase cair dan padat
- Harga alat relatif lebih murah
- Konstruksi lebih sederhana

#### 2. Dasar Pemilihan Bahan Konstruksi

- Memiliki struktur yang kuat
- Tahan terhadap korosi
- Harga relatif lebih murah dibandingkan jenis *stainless steel* yang lain

### A. Kinetika Reaksi

Menurut Tai Lu-Kei dkk. (2008). Reaksi yang terjadi pada proses pembuatan Nitrogliserin merupakan reaksi esterifikasi yang melibatkan senyawa Gliserin dan Asam Nitrat yang dibantu dengan katalis Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>). Reaksi yang terjadi pada proses ini adalah :



Reaksi diasumsikan sebagai orde 2 pada masing-masing konstanta reaktan (a dan b) menurut Tai Lu-Kei *et al.*, 2008. Dinyatakan sebagai berikut :

Reaksi:



Sehingga:

$$r = k CA \cdot CB \quad (1.4)$$

Dengan nilai  $k$  yang besar sehingga diperoleh nilai  $r$  yang besar pula. Dengan demikian kecepatan reaksi dapat berjalan dengan cepat pula dan begitu sebaliknya. Menurut Penelitian yang dilakukan *Kai-Tai Lu* (2008) persamaan yang digunakan untuk menentukan nilai kinetika Nitrogliserin dari Gliserin dan Asam Nitrat dengan proses Biazzzi dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$-r_{NG} = 9.78 \times 10^{22} e^{-\left(\frac{14674.044}{T_f}\right)} C_{G,f}^{0,935} C_{N,f}^{1,117} \quad (1.5)$$

Keterangan:

-rNG = Laju Reaksi Nitrogliserin

Tf = Suhu Reaksi

CG,f = Konsentrasi Gliserin, *final condition*

CN,f = Konsentrasi Asam Nitrat, *final condition*

Dengan mengasumsikan masing - masing reaktan berpangkat satu, dengan demikian dengan pendekatan persamaan diatas menurut *Kai-Tai Lu* (2008) reaksi pembentukan Nitrogliserin dengan proses Biazzi terjadi pada suhu 288,15 K, sehingga berdasarkan perhitungan diperoleh nilai  $k = 7,47970$  L/kmol.min.

### Neraca Massa

Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi Berat	BM	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho \cdot x$
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>	0	0	227	1599,818	0
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>	785,606	0,142	92	1262,391	179,699
HNO <sub>3</sub>	1963,229	0,356	63	1524,531	542,318
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1886,239	0,575	98	1845,179	630,641
H <sub>2</sub> O	883,826	0,160	18	1036,530	165,995
Total	5518,900	1	498	7268,447	1518,655

### Flow Rate Arus Masuk Reaktor:

$$F_v = \frac{\text{Massa Umpan}}{\rho \text{ Campuran}}$$

$$F_v = \frac{5518,900 \text{ kg/jam}}{1518,655 \text{ kg/m}^3}$$

$$F_v = 3,634 \text{ m}^3/\text{jam}$$

### Konsentrasi Gliserin mula-mula (C<sub>A0</sub>)

$$C_{A0} = \frac{\text{massa Gliserin}}{F_v}$$

$$C_{A0} = \frac{8,539 \text{ kmol/jam}}{3,634 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$C_{A0} = 2,349 \text{ kmol/m}^3$$

### Konsentrasi Asam Campuran mula-mula ( $C_{B0}$ )

$$C_{B0} = \frac{\text{massa campuran asam}}{F_v}$$

$$C_{B0} = \frac{(31,162+19,247) \text{ mol/jam}}{(3,634)\text{m}^3/\text{jam}}$$

$$C_{B0} = 13,871 \text{ kmol/m}^3$$

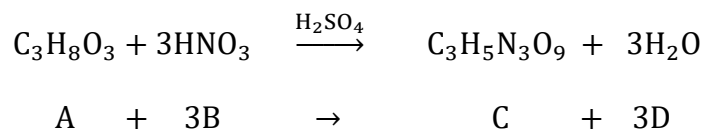
### Rasio Mol Umpan Masuk

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

$$M = \frac{13,871 \text{ kmol/m}^3}{2,349 \text{ kmol/m}^3}$$

$$M = 5,903$$

### B. Optimasi Reaktor



$$\text{M: } \quad F_{a0} \qquad F_{b0} \qquad - \qquad -$$

$$\text{R: } \quad F_{a0} \cdot X \qquad F_{a0} \cdot X \qquad F_{a0} \cdot X \qquad F_{a0} \cdot X$$

$$\text{S: } \quad F_{a0} - F_{a0} \cdot X \qquad F_{b0} - F_{a0} \cdot X \qquad F_{a0} \cdot X \qquad F_{a0} \cdot X$$

$$F_A = F_{a0} - F_{a0} \cdot X$$

$$FB = F_{b0} - F_{a0} \cdot X$$

Input – output – Rx = Akumulasi

$$F_{a0} - F_a - (-r_a) V = 0$$

$$F_{a0} - F_a = (-r_a) V$$

$$V = \frac{F_{a0} \cdot X}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_{a0} \cdot X}{k \cdot C_a \cdot C_b}$$

Dimana :

$$C_a = C_{a0}(1 - X)$$

$$C_b = C_{b0} - C_{a0} \cdot X$$

$$M = \frac{C_{b0}}{C_{a0}}$$

$$V = \frac{F_{a0} \cdot X}{k \cdot C_{a0}(1-x) \cdot C_{a0} \left( \frac{C_{b0}}{C_{a0}} - X \right)}$$

$$V = \frac{F_v \cdot C_{a0} X}{k \cdot C_{a0}^2 (1-x) \cdot (M-X)}$$

$$V = \frac{F_v \cdot X}{k \cdot C_{a0}(1-x) \cdot (M-X)}$$

$$V = \frac{F_v \cdot (X_n - X_{n-1})}{k \cdot C_{a0}(1-X_n)(M-X_n)}$$

$$V = 3,8253 \text{ m}^3$$

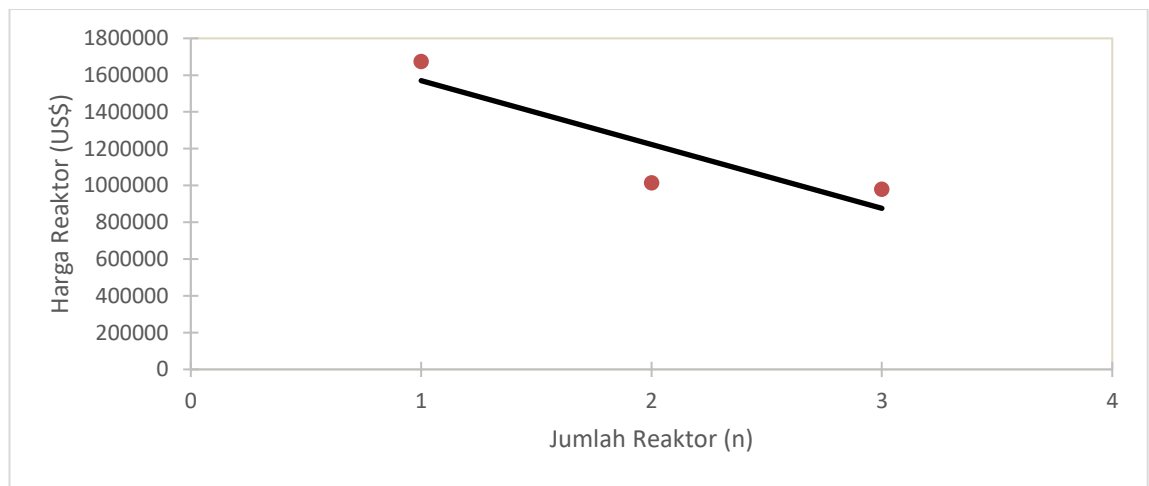
### Menghitung Jumlah Reaktor

Untuk menghitung jumlah reaktor maka dilakukan optimasi dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil dari web

<http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>

Tabel Data Konversi, Volume, dan Jumlah Reaktor Hasil Optimasi

Jumlah Reaktor	X1	X2	X3	Volume Reaktor (m <sup>3</sup> )	Volume Reaktor (Gallon)	Harga Per Unit (US \$)	Harga Alat (US \$)
1	0,9943			146,9475	38819,4126	1673800	1673800
2	0,925	0,9943		10,2450	2706,4428	507600	1015200
3	0,8245	0,9685	0,9943	3,8252	1010,5364	326500	979500



Berdasarkan tabel dan grafik di atas setelah dilakukan optimasi penggunaan 3 reaktor merupakan konfigurasi yang optimum dengan waktu tinggal yang lebih rendah dan juga harga reaktor yang lebih murah.

### C. Menghitung Dimensi Reaktor

Keterangan :

Reaktor dilengkapi dengan pengaduk agar suhu, tekanan dan komposisi selalu seragam. Reaktan dan produk yang dihasilkan bersifat korosif, sehingga dipilih bahan *Stainless Steel* SA-167 tipe 309 dipilih karena memiliki ketahanan terhadap korosi dan ketahanan suhu yang baik.

Bentuk reaktor adalah *Vertical Vessel* dengan *formed head*. Untuk tekanan operasi 1 atm dipilih bentuk *torespherical dishead head* (Brownell and Young, hal 88).

$$\text{Volume Shell} = 3,8253 \text{ m}^3$$

Untuk desain yang optimum, digunakan perbandingan diameter dan tinggi reaktor

D : H = 1 : 1 (Brownell and Young, 1958).

$$D = H$$

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$V_{\text{shell}} = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \left( \frac{4 \cdot V_{\text{shell}}}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = \left( \frac{4 \cdot 3,8253 \text{ m}^3}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = 1,695 \text{ m}$$

$$= 66,747 \text{ inch}$$

$$H = 1,695 \text{ m}$$

$$= 66,747 \text{ inch}$$

$$\text{Volume Dish} = 0,000049 D_s^3$$

Dimana:

D<sub>s</sub> : Diameter Shell (in)

V<sub>d</sub> : Volume dish (ft<sup>3</sup>)

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 (66,747 \text{ inch})^3$$

$$= 14,571 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume sf} = \frac{1}{4} \pi \cdot D_s^2 \cdot S_f$$

$$\text{Volume sf} = \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (66,747 \text{ inch})^2 (2 \text{ inch})$$

$$\text{Volume sf} = 6994,566 \text{ inch}^3$$

$$\text{Volume sf} = 4,048 \text{ ft}^3$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Volume Head} &= 2 \cdot (\text{V Dish} + \text{Vsf}) \\ &= 2 \cdot (14,571 \text{ ft}^3 + 4,048 \text{ ft}^3) \\ &= 37,237 \text{ ft}^3 \\ &= 1,054 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume Reaktor} = \text{V shell} + \text{V head}$$

$$\text{Volume Reaktor} = (3,825 \text{ m}^3 + 1,054 \text{ m}^3)$$

$$\text{Volume Reaktor} = 4,879 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Bottom} = 0,5 \cdot \text{V head}$$

$$\text{Volume Bottom} = 0,5 \cdot 1,054 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Bottom} = 0,527 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Cairan} = \text{V shell} - \text{V bottom}$$

$$\text{Volume Cairan} = 3,825 \text{ m}^3 - 0,527 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Cairan} = 3,298 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi Cairan} = \frac{4.V}{\pi D^2}$$

$$\text{Tinggi Cairan} = \frac{4.(3,298 \text{ m}^3)}{3,14.(1,695 \text{ m})^2}$$

$$\text{Tinggi Cairan} = 1,461 \text{ m}$$

### Menghitung Tebal Shell

Digunakan Persamaan 13.1 Brownell and Young, 1959 hal 254:

$$ts = \frac{Pri}{fE-0,6P} + c$$

Dimana,

ts : Tebal shell (in)

E : Efisiensi Pengelasan (0,85)

F : Maksimal allowable stress, bahan yang digunakan 18.750 psi (Brownell, 1959)

ri : Jari-jari dalam shell (inc)

$$ri = 0,5. D$$

$$ri = 0,5. (66,747 \text{ inch})$$

$$ri = 33,373 \text{ inch}$$

c : Faktor koreksi = 0,125 inch

P : Tekanan Desain = P operasi + P hidrostatik

$$P \text{ operasi} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho gh}{gc} = 3,157 \text{ psi}$$

Dimana,

$$g/gc = 1$$

$$\rho = 0,055 \text{ lb/inch}^3$$

$$h = 57,547 \text{ inch}$$

$$P \text{ desain} = (14,7 \text{ psi} + 3,157 \text{ psi}) \cdot 1,2$$

$$P \text{ desain} = 21,428 \text{ psi}$$

$$ts = \frac{(21,519 \text{ psi}) \cdot (33,373 \text{ inc})}{(18750 \text{ psi})(0,85) - 0,6(21,519 \text{ psi})} + 0,125 \text{ inch}$$

$$ts = 0,169 \text{ inch}$$

Dari tabel Brownell 1959 hal 350 dipilih ts standar sebesar 3/16 inch

### **Menghitung Tebal Head**

Digunakan persamaan 77.7 Brownell and Young, 1959 hal 138:

$$th = \frac{Prw}{2fE - 0,2P} + c$$

Dimana,

P : Tekanan

$$P = P \text{ desain} - P \text{ Operasi}$$

$$P = 21,428 \text{ psi} - 14,7 \text{ psi}$$

$$P = 6,728 \text{ psi}$$

$$OD = ID \text{ Shell} + 2 \cdot ts$$

$$OD = (66,747 \text{ inch}) + (2 \cdot 0,169 \text{ inch})$$

$$OD = 67,086 \text{ inch}$$

$$OD = 1,704 \text{ m}$$

Dicari ukuran standar pada tabel 5.7 Brownell hal 90 maka diperoleh :

$$OD = 66 \text{ inch}$$

$$t_s = 0,1875 \text{ inch}$$

$$i_{cr} = 4 \text{ inch}$$

$$r = 66 \text{ inch}$$

E : Efisiensi pengelasan = 0,85

f : Maksimal allowable stress, bahan yang digunakan 18.750 psi (Brownell, 1959)

c : faktor koreksi = 0,125

w : faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head (inch)

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{i_{cr}}} \right)$$

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{66 \text{ inch}}{4 \text{ inch}}} \right)$$

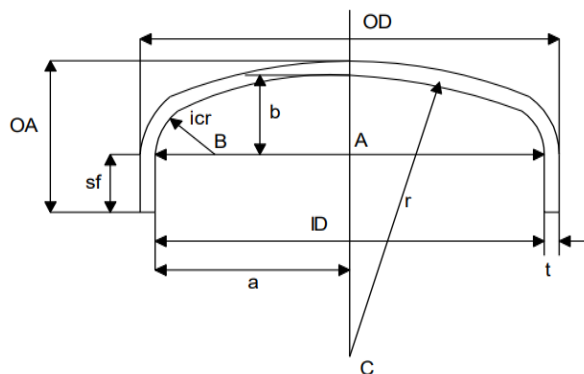
$$w = 1,766 \text{ inch}$$

$$th = \frac{(6,728 \text{ psi}) \cdot (66 \text{ inch}) \cdot (1,766 \text{ inch})}{2(18750 \text{ psi})(0,85) - 0,2(6,728 \text{ psi})} + 0,125$$

$$th = 0,149 \text{ inch}$$

Dari Tabel 5.6 Brownell hal 350 dipilih tebal head 3/16 inch.

### Menghitung Tinggi Head



Pada tabel 5.4 Brownell halaman 87 dengan  $t_h$  3/16 inch, didapat nilai  $sf$  1,5 – 2 inch. Maka dipilih  $sf$  sebesar 2 inch.

$$ID = OD - 2 \cdot t_s$$

$$ID = 66 \text{ inch} - 2 \cdot (3/16 \text{ inch})$$

$$ID = 65,625 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{65,625 \text{ inch}}{2} \\ &= 32,812 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = 32,812 \text{ inch} - 4 \text{ inch}$$

$$AB = 28,812 \text{ inch}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 66 \text{ inch} - 4 \text{ inch}$$

$$BC = 62 \text{ inch}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AC = \sqrt{(62 \text{ inch})^2 - (28,812 \text{ inch})^2}$$

$$AC = 54,898 \text{ inch}$$

$$b = r - AC$$

$$b = 66 \text{ inch} - 54,898 \text{ inch}$$

$$b = 11,101 \text{ inch}$$

$$h_{\text{head}} = t_h + b + s_f$$

$$h_{\text{head}} = 0,1875 \text{ inch} + 11,101 \text{ inch} + 2 \text{ inch}$$

$$h_{\text{head}} = 13,289 \text{ inch}$$

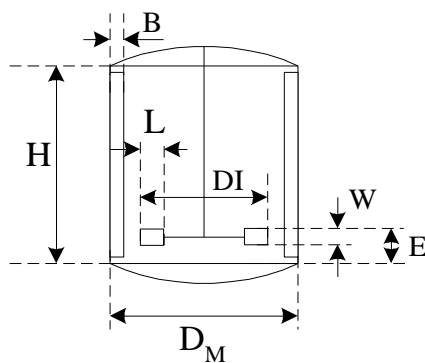
$$h_{\text{head}} = 0,338 \text{ m}$$

$$h_{\text{reaktor}} = 2 \cdot h_{\text{head}} + h_{\text{shell}}$$

$$h_{\text{reaktor}} = 2 \cdot (0,338 \text{ m}) + 1,6953 \text{ m}$$

$$h_{\text{reaktor}} = 2,370 \text{ m}$$

#### D. Menghitung Spesifikasi Pengaduk



Keterangan Gambar:

DI : Diameter Pengaduk (m)

L : Panjang Sudut Pengaduk (m)

B : Lebar baffle (m)

E : Jarak pengaduk dengan tangki (m)

W : Lebar sudut pengaduk (m)

DM : Diameter tangki (m)

### Ukuran Pengaduk

Data Diperoleh dari Buku Brown "Unit Operation" Hal 507.

$$DI = \frac{DM}{3}$$

$$DI = \frac{1,695 \text{ m}}{3}$$

$$DI = 0,565 \text{ m}$$

$$E = \frac{DM}{3}$$

$$E = \frac{1,695 \text{ m}}{3}$$

$$E = 0,565 \text{ m}$$

$$B = \frac{DM}{12}$$

$$B = \frac{1,695 \text{ m}}{12}$$

$$B = 0,141 \text{ m}$$

$$L = \frac{DI}{4}$$

$$L = \frac{0,565 \text{ m}}{4}$$

$$L = 0,141 \text{ m}$$

$$W = \frac{DM}{5}$$

$$W = \frac{1,695 \text{ m}}{5}$$

$$W = 0,339 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Pengaduk} = 0,565 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk dengan tangki} = 0,565 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffel} = 0,141 \text{ m}$$

$$\text{Panjang sudut pengaduk} = 0,141 \text{ m}$$

$$\text{Lebar sudut pengaduk} = 0,339 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah baffel} = 4$$

### **Menghitung Jumlah Impeller**

WELH (Water Equivalent Liquid High)

$$\text{WELH} = h_{\text{cairan}} \cdot sg$$

$$sg = \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$sg = \frac{1518,6549 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1036,5295 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$sg = 1,465$$

$$\text{WELH} = h_{\text{cairan}} \cdot sg$$

$$\text{WELH} = 1,461 \text{ m} \cdot 1,465$$

$$\text{WELH} = 2,141 \text{ m}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = \frac{\text{WELH}}{D}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = \frac{2,141 \text{ m}}{1,695 \text{ m}}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = 1,263 = 1$$

Jadi Jumlah impeller yang digunakan sebanyak 1 buah

### Putaran Pengaduk

$$\frac{\text{WELH}}{2.DI} = \left( \frac{\pi.DI.N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi.DI} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2.DI}}$$

Dimana,

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

DI : Diameter Pengaduk (ft)

$$N = \frac{600}{\pi.(1,854 \text{ ft})} \sqrt{\frac{(7,026 \text{ ft})}{2.(1,854 \text{ ft})}}$$

$$N = 141,865 \text{ rpm} = 2,364 \text{ rps}$$

### Menentukan Daya Pengaduk (P)

$$P = \frac{N^3.DI^5.\rho.Np}{gc} \text{ (Brown, 1978)}$$

Dimana,

P : Daya Pengaduk (lb.ft/s)

Np : Power Number

- N : Kecepatan Putaran Pengaduk (2,364 rps)
- $\rho$  : Densitas Campuran (94,807 lbm/ft<sup>3</sup>)
- DI : Diameter Pengaduk (1,854 ft)
- Gc : Gravitasi (32,2 lbm/s<sup>2</sup>.lbf)

### Bilangan Reynolds

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot DI^2}{\mu}$$

$$Re = \frac{(1518,6549 \frac{kg}{m^3}) \cdot (2,364 rps) \cdot (0,565 m)^2}{(0,2457 \frac{kg}{m \cdot detik})}$$

$$Re = 4666,916$$

Dari figure 9.12 Mc.Cabe, hal 250.

$$N_{re} = 4666,916$$

Diperoleh  $N_p = P_0$

$$P_0 = 5,5$$

$$P = \frac{(2,364 rps)^3 \cdot (1,854 ft)^5 \cdot (94,807 \frac{lbm}{ft^3}) \cdot 5}{(32,2 \frac{lbm}{s^2} \cdot lbf)}$$

$$P = 4689,884 lb \cdot \frac{ft}{s}$$

$$P = 8,5 Hp$$

Daya motor, efisiensi motor 85%

Dari figure 14.38 Piters Hal 514.

$$Daya Motor = \frac{P}{n}$$

$$\text{Daya Motor} = \frac{8,5}{0,85}$$

Daya Motor = 10 Hp

### E. Perancangan Pendingin

Neraca Panas Total Reaktor

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Q <sub>in</sub> reaktor	180338,1994	
Q <sub>out</sub> reaktor		149655,329
Q reaksi	100284,1269	
Subtotal	280622,326	149655,329
Q pendingin		130966,997
Total	280622,326	280622,326

Q<sub>in</sub> > Q<sub>out</sub> Reaktor sehingga diperlukan pendingin.

Kebutuhan pendingin yang digunakan berupa brine water CaCl<sub>2</sub> 30% karena pendingin berada dibawah suhu kamar.

Kebutuhan Pendingin sesuai neraca panas

$$Q = 130966,997 \text{ Kj/jam}$$

$$Q = 123735,222 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Suhu masuk } t_1 = -5^\circ\text{C} = 268,15 \text{ K} = 23^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar } t_2 = 2^\circ\text{C} = 275,15 \text{ K} = 35,6^\circ\text{F}$$

Sifat fisis CaCl<sub>2</sub> 30% pada suhu (T<sub>f</sub> = 29,3 °F = 1,5 °C)

C<sub>p</sub> (Kapasitas Panas Larutan) = 0,71 Btu/lb.°F

ρ (Densitas) = 1113,20 kg/m<sup>3</sup>

$$= 69,4948 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ (Viskositas)} = 0,0042 \text{ kg/m.detik}$$

$$= 10,1695 \text{ lb/ft.jam}$$

$$k \text{ (Konduktivitas)} = 0,32 \text{ Btu/jam.ft. } ^\circ\text{F}$$

### Jumlah Brine Yang Dibutuhkan

$$M \text{ brine} = \frac{Q_w}{C_p(T_{out} - T_{in})}$$

$$M \text{ brine} = \frac{123735,222 \text{ Btu/jam}}{0,71 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \cdot ^\circ\text{F}(35,6 - 23) ^\circ\text{F}}$$

$$M \text{ brine} = 13831,346 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$$

$$M \text{ brine} = 6279,431 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 1,744 \text{ kg/detik}$$

### Volume Pendingin

$$V \text{ brine} = \frac{M \text{ brine}}{\rho}$$

$$V \text{ brine} = \frac{13831,346 \text{ lb/jam}}{69,495 \text{ lbm/ft}^3}$$

$$V \text{ brine} = 199,027 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

### F. Menghitung harga LMTD

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Inisial	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	ΔT (°F)
ΔT <sub>1</sub>	59	23	36
ΔT <sub>2</sub>	59	35,6	23,4

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{23.4 - 36}{\ln \frac{36}{23.4}}$$

$$= 29,25 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### Menghitung Luas Transfer Panas

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana,

A : Luas transfer panas, ft<sup>2</sup>

Q : jumlah brine yang dibutuhkan, btu/jam

$U_D$  : Untuk fluida panas light organics dan fluida dingin organics, maka nilai

$$U_D = 10-40 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

(Tabel 8 Kern, halaman 840)

$$\Delta T_{LMTD} : 29,25 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{123735,222}{40 \times 29,25}$$

$$A = 105,759 \text{ ft}^2$$

$$= 9,825 \text{ m}^2$$

### Menghitung Luas Selubung Reaktor R-01

$$L = \pi \times D \times L$$

Dimana,

D : Diameter reaktor 1,695 m

L : Tinggi shell reaktor m

$$L = 3.14 \times 1,695 \times 1,695$$
$$= 9,025 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas > dari luas selubung reaktor maka pendingin yang digunakan adalah koil.

### **Menghitung Koefisien Transfer Panas**

Nilai koefisien perpindahan panas pada RATB dengan baffle dan didinginkan dengan koil dipakai persamaan pada eq. 20.4 kern, p.718.

$$h_c = \frac{0,87.k}{Dt} \left[ \frac{L^2.N.\rho}{\mu} \right]^{1/3} \left[ \frac{C_p.\mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

$h_c$  = koefisien transfer panas cairan, Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dt = diameter reaktor = 5,562 ft

k = konduktivitas panas = 0.153 Btu/jam.ft.°F

Cp = kapasitas panas larutan = 0,549 Btu/lb.°F

L = diameter putar pengaduk = 0,463 ft

N = kecepatan putar pengaduk = 8511,881 rph

$\rho$  = densitas campuran = 94,806 lb/ft<sup>3</sup>

$\mu$  = viskositas campuran = 594,418 lb/ft.jam

$\mu_w$  = viskositas air = 2,810 lb/jam/ft<sup>2</sup>.jam

$$h_c = \frac{0,87 \cdot 0,153}{5,562} \left[ \frac{0,463^2 \cdot 8511,881 \cdot 94,806}{594,418} \right]^{1/3} \left[ \frac{0,549 \cdot 594,418}{0,153} \right]^{1/3} \left[ \frac{594,418}{2,810} \right]^{0,14}$$
$$= 1151411,174 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

### Memilih Diameter Koil

Memilih diameter koil 1,5-2,5 in dari Perry,1999 halaman 11.20. Maka dipilih diameter 2 in.

Digunakan pipa standar dari Tabel 11, Kern:

Nominal pipe : 2 in

: 0,167 ft

OD : 2,380 in

: 0,198 ft

ID : 2,067 in

: 0,172 ft

Shedule : 40

Ao : 0,622 ft<sup>2</sup>/ft

Ai : 0,542 ft<sup>2</sup>/ft

Flow area per : 3,350 in<sup>2</sup>

: 0,023 ft<sup>2</sup>

### Menghitung Koefisien Transfer Panas Dalam Koil

$$h_i = jH \frac{k}{D} \left[ \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

Dimana,

jH : Didapat dari grafik 24 Kern halaman 834, dengan nilai nilai Re.

$$Re = \frac{ID \cdot G}{\mu}$$

$$= \frac{0,172 \cdot 595222,940}{10,169}$$

$$= 10081,424$$

Maka didapat nilai jH sebesar 45.

$$h_i = 45 \times \frac{0,320}{0,172} \left[ \frac{0,71 \cdot 10,170}{0,32} \right]^{1/3} \left[ \frac{10,170}{1} \right]^{0,14}$$

$$= 282,851 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$= 282,851 \times \frac{0,172}{0,198}$$

$$= 245,653 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

#### Menghitung Uc ( Clean Overall Coefficient )

$$U_c = \frac{h_c \times h_{io}}{h_c + h_{io}}$$

$$= \frac{1151411,174 \times 245,653}{1151411,174 + 245,653}$$

$$= 245,600 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

#### Menghitung Rd (Dirt Factor Coefficient)

Untuk fluida panas light organic dan fluida dingin heavy organics, maka nilai Ud berkisar antara 10-40 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.<sup>0</sup>F berdasarkan tabel 8, Kern halaman 840.

$$U_d \text{ dipilih } = 40 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{h_c - U_d}{h_c \times U_d}$$

$$= \frac{1151411,174 - 40}{1151411,174 \times 40}$$

$$= 0,025$$

#### Menghitung Panjang Pipa Yang Digunakan

$$L_c = \frac{A}{A_o}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{105,759}{0,622} \\
&= 170,032 \text{ ft} \\
&= 51,859 \text{ m}
\end{aligned}$$

### Menghitung Volume Koil

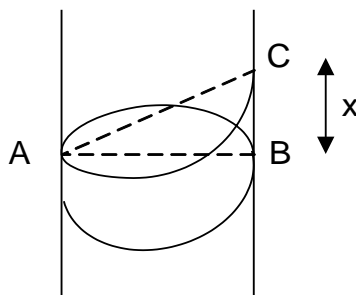
$$\begin{aligned}
V_c &= \frac{1}{4} \pi \cdot OD^2 \cdot L_c \\
&= \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot 0,060^2 \cdot 51,859 \\
&= 0,148 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
V_{\text{total}} &= V_{\text{cairan}} + V_{\text{koil}} \\
&= 0,148 \text{ m}^3 + 3,298 \text{ m}^3 \\
&= 3,446 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

### Menghitung Tinggi Cairan Dalam Shell

$$\begin{aligned}
h &= \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2} \\
&= \frac{4 \cdot 3,446}{3,14 \cdot 1,695^2} \\
&= 1,527 \text{ m} \\
&= 5,011 \text{ ft}
\end{aligned}$$

### Menghitung Jumlah Lilitan



$$\begin{aligned}
 BC &= \frac{1}{4} \cdot OD \text{ koil} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 0,060 \\
 &= 0,015 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= 0,8 \times ID \text{ reaktor} \\
 &= 0,8 \times 1,695 \\
 &= 1,356 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{AB^2 + BC^2} \\
 &= \sqrt{1,356^2 + 0,015^2} \\
 &= 1,356 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lcoil tiap lilitan} &= \pi \times AC \\
 &= 3,14 \times 1,356 \\
 &= 4,259 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah lilitan (N)} &= \frac{Lc}{\text{Lcoil tiap lilitan}} \\
 &= \frac{51,859}{4,259} \\
 &= 12,176
 \end{aligned}$$

Maka dipilih jumlah lilitan sebanyak 12 lilitan.

### **Menghitung tinggi koil**

$$\begin{aligned}
 h_{\text{coil}} &= (N-1) \cdot BC + 2OD \\
 &= (12-1) \times 0,015 + (2 \times 0,060) \\
 &= 0,287 \text{ m}
 \end{aligned}$$

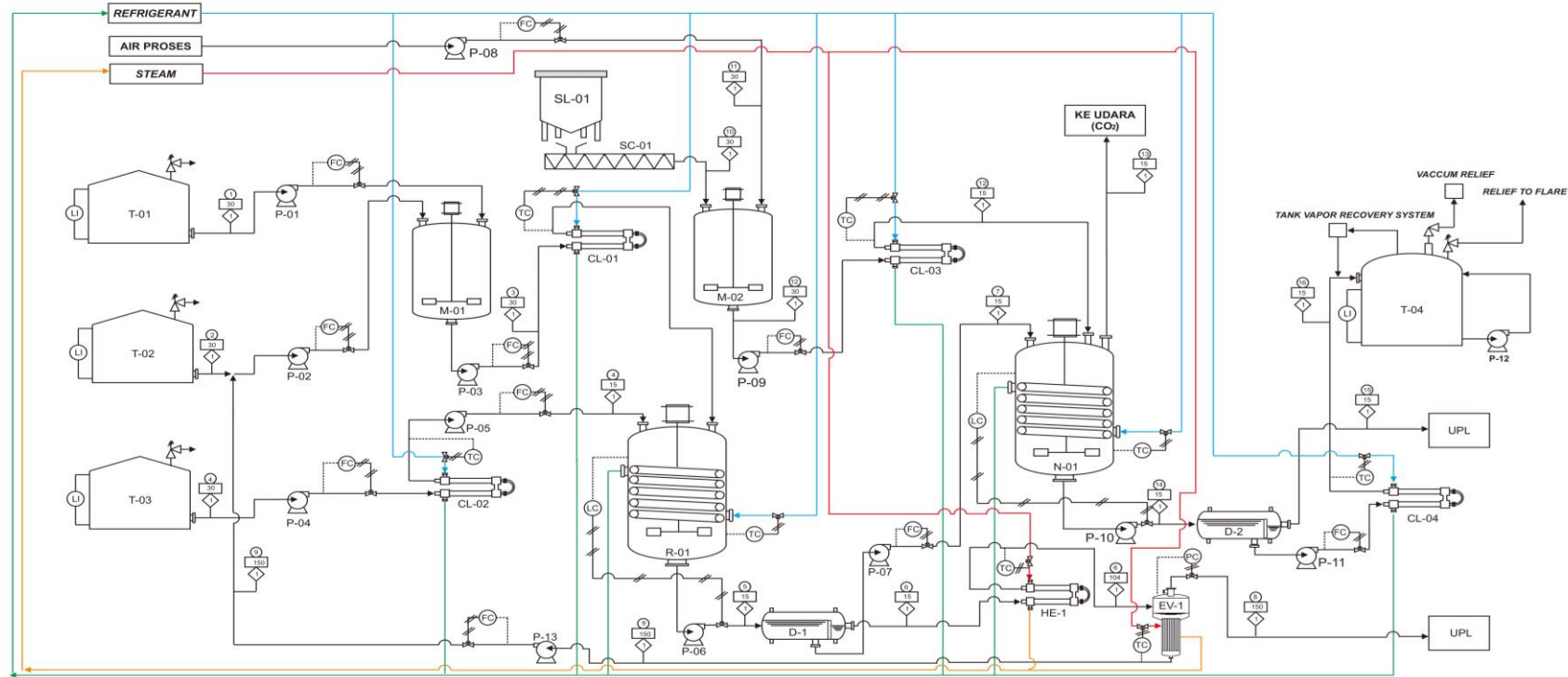
$$\begin{aligned}
 \text{Jarak koil dari dasar silinder} &= 0,1 \times \text{Diameter reaktor} \\
 &= 0,1 \times 1,695 \\
 &= 0,169 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi puncak koil} &= h_{\text{coil}} + \text{jarak koil dari dasar silinder} \\ &= 0,287 + 0,169 \\ &= 0,456 \text{ m}\end{aligned}$$

Tinggi cairan adalah 1,52 m, maka coil terendam dalam cairan.

## LAMPIRAN B PEFD

### PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI GLISERIN DENGAN CAMPURAN ASAM KAPASITAS PRODUKSI : 15.000 TON/TAHUN



Komponen	ARUS (KG/JAM)															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> N <sub>3</sub> O <sub>9</sub>					1.927,34	19,27	1.908,07	19,27						1.908,07	19,08	1.888,99
C <sub>3</sub> H <sub>5</sub> O <sub>3</sub>				785,61	4,47	4,43	0,44	4,43						0,04	0,04	0,00
HNO <sub>3</sub>	1.963,23		1.963,22		358,52	354,93	3,58	354,93								
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		392,33	1.886,23		1.886,23	1.867,37	18,86	373,47	1.493,90							
H <sub>2</sub> O	841,28	38,49	879,87	3,94	1.342,23	1.328,89	13,42	1.328,89		0,47	444,46	444,94		462,34	457,72	4,62
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>														27,33	27,05	0,27
NaNO <sub>3</sub>														4,83	4,78	0,04
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>											23,41					
CO <sub>2</sub>													9,72			
<b>Total</b>	<b>2.804,61</b>	<b>430,83</b>	<b>4.729,34</b>	<b>789,55</b>	<b>5.518,90</b>	<b>3.574,91</b>	<b>1.943,99</b>	<b>2.081,01</b>	<b>1.493,90</b>	<b>23,89</b>	<b>444,46</b>	<b>468,36</b>	<b>9,72</b>	<b>2.402,63</b>	<b>508,69</b>	<b>1.893,93</b>

KETERANGAN SIMBOL	
○	Level Controller
○	Flow Controller
○	Level Indicator
○	Temperature Controller
○	Pressure Controller
○	Suhu, °C
○	Tekanan, atm
○	Nomor Arus
PR	Control Valve
---	Electric Connection
---	Pneumatic
---	Piping
---	Vent
---	Relief Valve
---	Pendingin Masuk
---	Pendingin Keluar
---	Steam masuk
---	Steam Keluar

KETERANGAN ALAT	
CL	Cooler
D	Dekanter
M	Mixer
N	Netralizer
R	Reaktor
T	Tangki
P	Pompa
SL	Silo
SC	Screw Conveyor
UPL	Unit Pengolahan Limbah



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

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
PRA RANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI  
GLISERIN DAN CAMPURAN ASAM  
KAPASITAS : 15.000 TON/TAHUN**

**DISUSUN OLEH :**  
**Aditya Rizki Anugrah      19521144**  
**Muhammad Wisnu Prasetyo 19521162**

**DOSEN PEMBIMBING :**  
**Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D**

## LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Muhammad Wisnu Prasetio

No. MHS : 19521162




Nama Mahasiswa : Aditya Rizki Anugrah









No. MHS : 19521144


Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI GLISERIN  
DENGAN CAMPURAN ASAM KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	10 Oktober 2022	Perkenalan dan diskusi terkait tahapan perancangan pabrik, penulisan naskah, dan kinetika reaksi.	
2.	20 Oktober 2022	Diskusi terkait konstanta kinetika reaksi, kebutuhan nitrogliserin di Indonesia dan di Dunia, supply demand, kapasitas di BPS, kapasitas pabrik nitrogliserin yang telah berdiri di Indonesia, dan pabrik dengan kapasitas tertinggi dan terendah.	
3.	25 Oktober 2022	Konsultasi terkait nilai impor dan ekspor yang telah didapatkan dan diskusi mengenai produksi serta mencari kapasitas pabrik yang telah berdiri di Dunia dan mencari nilai impor dan ekspor pada beberapa negara.	

4.	2 November 2022	Penentuan kapasitas pabrik, latar belakang pendirian pabrik, tinjauan pustaka, pemilihan proses, dan perancangan produk.	
5.	10 November 2022	Penentuan Kinetika reaksi.	
6.	14 November 2022	Persetujuan luaran tahapan 1-4.	
7	22 November 2022	Konsultasi terkait perhitungan neraca massa dan alat-alat besar proses.	
8	5 Januari 2023	Konsultasi terkait perancangan reaktor mengenai optimasi, harga, volume, bahan, dan juga head tanka reactor.	
9	19 Januari 2023	Konsultasi terkait perancangan reaktor mengenai optimasi, harga, volume, bahan, dan juga head tanka reactor. Perhitungan seri dan parallel pada reactor serta pendinginnya.	
10	2 Februari 2023	Konsultasi terkait perancangan reaktor mengenai optimasi, harga, volume, bahan, dan juga head tanka reactor. Perhitungan neraca panas dan juga kebutuhan pendingin pada reactor untuk menjaga suhu.	
11	3 Februari 2023	Konsultasi terkait perancangan reaktor mengenai optimasi, harga, volume, bahan, dan juga head tanka reactor. Perhitungan neraca panas dan juga kebutuhan	

		pendingin pada reactor untuk menjaga suhu.	
12	9 Maret 2023	Konsultasi terkait alat pemurnian seperti neutralizer, mixer, dan decanter dan juga konsultasi terkait alat transportasi dan juga perhitungan neraca panas.	

**Dosen Pembimbing,**



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

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Muhammad Wisnu Prasetyo

No. MHS : 19521162



Nama Mahasiswa : Aditya Rizki Anugrah

No. MHS : 19521144

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI  
GLISERIN DENGAN CAMPURAN ASAM KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **09 April 2023**

Batas Akhir Bimbingan : **06 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
13	8 April 2023	Konsultasi terkait PEFD dan tangki penyimpanan produk dengan pendingin	
14	18 April 2023	Konsultasi terkait PEFD, tata letak pabrik, utilitas, dan evaluasi ekonomi.	

**Dosen Pembimbing,**



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