

**PRARANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN
DARI GLISERIN DENGAN CAMPURAN ASAM
DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh :

Nama : M. Helmy Abror Nama : Sabda Estu W

No. Mahasiswa : 14521155 No. Mahasiswa : 14521337

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2019**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI GLISERIN DENGAN CAMPURAN ASAM DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : M. Helmy Abror Nama : Sabda Estu W.

No. Mahasiswa: 14521155 No Mahasiswa : 14521337

Yogyakarta, 23 Juli 2019

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

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

Td. Tangan

Td. Tangan



M Helmy Abror.
NIM. 14521155



Sabda Estu W.
NIM. 14521337

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI GLISERIN DAN
CAMPURAN ASAM DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : M Helmy Abror

Nama : Sabda Estu Wicaksana

NIM : 14521155

NIM : 14521337

Yogyakarta, Mei 2019

Pembimbing 1

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.

(NIP: 815210101)

Pembimbing 2

Lucky Wahyu Nuzulia S, S.T., M.Eng

(NIP: 165211301)

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI GLISERIN DENGAN CAMPURAN ASAM

DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Sabda Estu Wicaksana
No Mahasiswa : 14521337

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

Yogyakarta, 23 Juli 2019

Tim Penguji

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.
Ketua

Dr. Arif Hidayat
Penguji 1

Umi Rofiqah, S.T., M.T.
Penguji 2



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

NIP : 845210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI GLISERIN DENGAN CAMPURAN ASAM DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Muhammad Helmy Abror
No Mahasiswa : 14521322

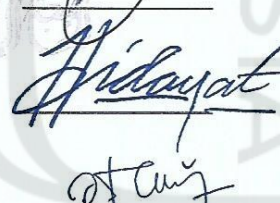
Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 23 Juli 2019

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.
Ketua

Dr. Arif Hidayat
Penguji 1

Umi Rofiqah, S.T., M.T.
Penguji 2



Hidayat



Umi Rofiqah

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

NIP: 845210102

LEMBAR MOTTO

“Maka sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan. Sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan. Maka apabila engkau telah selesai (dari sesuatu urusan), tetaplah bekerja keras (untuk urusan yang lain). Dan hanya kepada Tuhanmulah engkau berharap.” (QS. Al-Insyirah,6-8).

“Barangsiapa menunjukkan (seseorang) kepada kebaikan, maka ia memperoleh pahala seperti pahala orang yang melakukannya.”(HR.

Muslim)

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

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

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK NITROGLISERIN DARI GLISERIN DAN CAMPURAN ASAMKAPASITAS 100.000 TON / TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak Suharno Rusdi., Dr. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia

3. Kedua orang tua yang selalu mendoakan dan mendukung setiap langkah-langkah kamitanpahenti
4. Bapak Ir. Bachrun Sutrisno dan Ibu Lucky Wahyu Nuzulia S, S.T.,M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir I dan DosenPembimbing TugasAkhir II yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
6. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Kami menyadari bahwa didalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.

Yogyakarta, 10 Februari 2019

Penulis

DAFTAR ISI

Lembar judul tugas akhir pra rancangan pabrik	i
Lembar pernyataan keaslian prancangan pabrik	ii
Lembar pengesahan dosen pembimbing	iii
Lembar pengesahan penguji.....	iv
Lembar motto.....	v
Kata pengantar.....	viii
Daftar isi.....	x
Daftar tabel.....	xiii
Daftar gambar.....	xv
Abstract	xv
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.1.1 Penentuan Kapasitas.....	3
1.2 Tinjauan Pustaka	4
1.2.1 Pemilihan proses	6
1.2.2 Alasan pemilihan proses	8
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk	10
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	10
2.3 Spesifikasi Bahan Penunjang	12
2.4 Pengendalian Kualitas	13
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	13
2.4.2 Pengendalian Proses Produksi.....	13

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	14
BAB III PERANCANGAN PROSES	
3.1 Uraian Proses	15
3.2 Spesifikasi Alat Proses	17
3.3 Perencanaan Produksi	46
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku.....	46
3.3.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses	47
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	
4.1 Lokasi Pabrik	54
4.2 Tata Letak Pabrik	55
4.3 Tata Letak Alat Proses	58
4.4 Aliran Proses dan Material.....	60
4.4.1 Neraca Massa.....	60
4.4.2 Neraca Panas.....	61
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif	65
4.4.4 Perawatan (<i>Maintenance</i>)	66
4.5 Pelayanan Teknik(<i>Utilitas</i>)	67
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	68
4.5.2 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	79
4.5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	80
4.5.4 Unit Refigerant	80
4.5.5 Unit Pembuangan Limbah	80
4.6 Struktur Organisasi	82
4.6.1 Bentuk Perusahaan	82

4.6.2 Struktur Organisasi	90
4.6.3 Tugas dan Wewenang	95
4.6.4 Catatan	100
4.7 Evaluasi Ekonomi	108
4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan	109
4.7.2 Dasar Perhitungan	115
4.7.3 Perhitungan Biaya.....	119
4.7.4 Analisa Kelayakan.....	120
4.7.5 Hasil Perhitungan.....	122
BAB V PENUTUP	
5.1 Kesimpulan.....	123
5.2 Saran.....	124
DAFTAR PUSTAKA	126
LAMPIRAN.....	129



DAFTAR TABEL

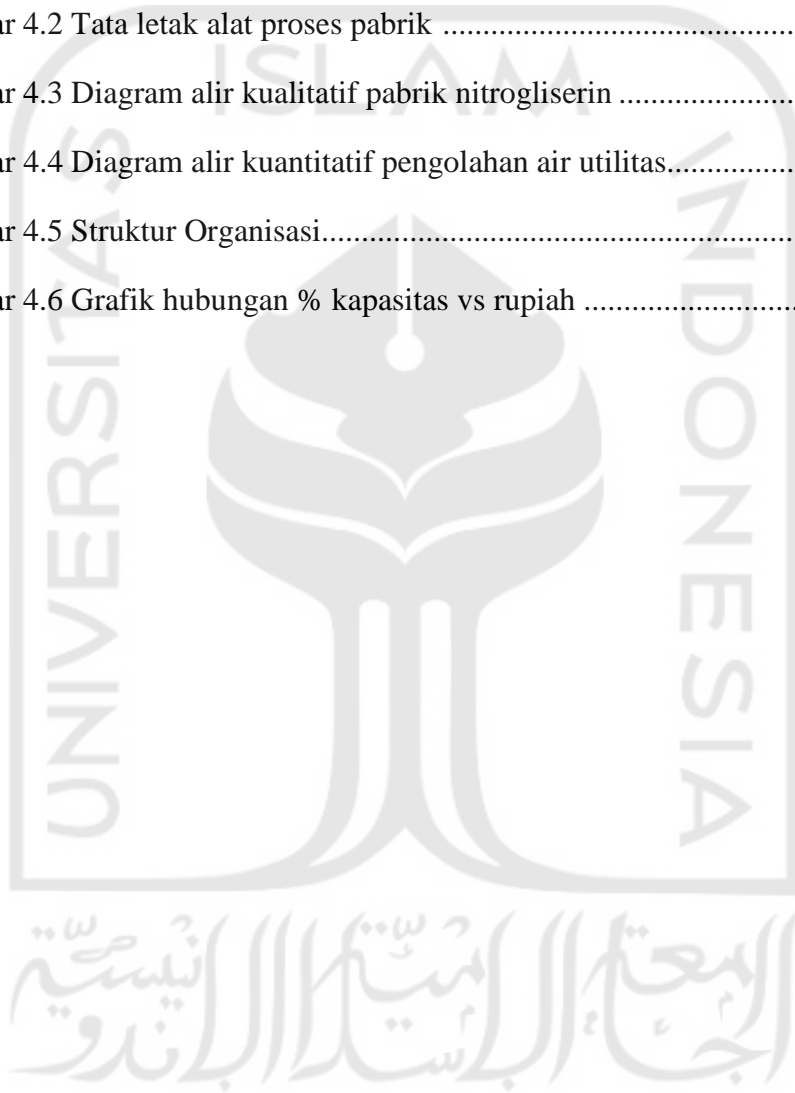
Tabel 1.1 Daftar kapasitas pabrik nitrogliserin di dunia.....	2
Tabel 1.2 Data impor nitrogliserin di Indonesia	2
Tabel 1.3 Pertimbangan pemilihan proses	8
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik	53
Tabel 4.2 Neraca massa di mixer-01	58
Tabel 4.3 Neraca massa di reaktor	58
Tabel 4.4 Neraca massa di dekanter-01	59
Tabel 4.5 Neraca massa di Tangki Pencuci	59
Tabel 4.6 Neraca massa di dekanter-02	60
Tabel 4.7 Neraca massa di mixer-02.....	60
Tabel 4.8 Neraca massa di netralizer	61
Tabel.4 9 Neraca panas mixer-02.....	61
Tabel 4.10 Neraca panas cooler-01	62
Tabel 4.11 Neraca panas cooler-02.....	62
Tabel 4.12 Neraca panas reaktor	62
Tabel 4.13 Neraca panas dekanter-01	63
Tabel 4.14 Neraca panas cooler-03.....	63
Tabel 4.15 Neraca panas tangki pencuci.....	63
Tabel 4.16 Neraca panas dekanter-02	63
Tabel 4.17 Neraca panas mixer-02.....	64
Tabel 4.18 Neraca panas cooler-04	64
Tabel 4.19 Neraca panas netralizer	64
Tabel 4.20 Kebutuhan air alat proses	78

Tabel 4.21 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga.....	79
Tabel 4.22 Gaji karyawan	92
Tabel 4.23 Jadwal kerja masing-masing regu	94
Tabel 4.24 Harga Index.....	97
Tabel 4.25 Harga index pada tahun perancangan	98
Tabel 4.26 Physical Plant Cost.....	106



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 grafik impor nitrogliserin	3
Gambar 4.1 Tata letak pabrik	56
Gambar 4.2 Tata letak alat proses pabrik	57
Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif pabrik nitrogliserin	65
Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif pengolahan air utilitas.....	84
Gambar 4.5 Struktur Organisasi.....	81
Gambar 4.6 Grafik hubungan % kapasitas vs rupiah	107



INTISARI

Pabrik Nitrogliserin dirancang dengan kapasitas 100.000 ton/tahun, menggunakan bahan baku Gliserin dan campuran asam berupa asam nitrat dan asam sulfat dengan perbandingan 40:60. Nitrogliserin banyak digunakan dalam bidang kesehatan sebagai penghilang rasa nyeri pada penyakit *angina pectoric* (angin duduk), pertambangan sebagai *propellant* dan juga di bidang militer seperti bahan baku peledak. Berdasarkan aspek ketersediaan bahan baku, maka pada tahun 2023 pabrik akan didirikan di Kawasan Industri Bekasi, Jawa Barat. Pabrik ini beroperasi secara kontinyu selama 330 hari per tahun, 24 jam per hari. Reaksi Nitrogliserin terjadi di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada suhu 20°C dan tekanan 1 atm yang dilengkapi dengan koil pendingin berupa CaCl₂. Konversi untuk reaksi ini adalah 99,43 %. Setelah pembentukan nitrogliserin di dalam reaktor, kemudian masuk ke dalam tahapan pemurnian produk berupa dekanter, tangki pencuci dan netraliser. Hasil reaksi akan dipisahkan di dalam dekanter-01, dimana hasil atas berupa Nitrogliserin akan dialirkan ke tangki pencuci dan hasil bawah akan dikirim ke Unit Pengolahan Limbah. Kemudian setelah melewati tangki pencuci, produk nitrogliserin masuk ke dalam dekanter-02 untuk dipisahkan kembali. Pada proses netralisasi di tangki netraliser, media penetral yang digunakan adalah natrium karbonat hingga didapat Nitrogliserin 99,69 %. Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah tenaga kerja sebanyak 164 orang. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari karyawan *shift* dan *non-shift*. Dari hasil analisis ekonomi yang diperoleh, *Return on Investment* sebelum pajak sebesar 59,25 % dan setelah pajak sebesar 29,63 %. *Pay ut Time* (POT) sebelum pajak sebesar 1,44 tahun dan setelah pajak sebesar 2,52 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 42,53 %, dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29,93 %. *Discounted Cash Flow* (DCF) sebesar 20 %. Dari evaluasi di atas, maka pendirian pabrik nitrogliserin dari gliserin dan campuran asam dengan kapasitas 100.000 ton/tahun ini layak didirikan.

Kata-kata kunci : *Asam Nitrat, Gliserin, Nitrogliserin, Biaya Countinous*

Process, RATB

Abstrac

The Nitroglycerin plant is designed with a capacity of 100,000 tons / year, using Glycerin and a mixture of acids of nitric acid and sulfuric acid with a ratio of 40:60. Nitroglycerin is widely used in the field of health as pain relief in angina pectoric diseases (sitting wind), mininsg as propellant and also in the military field such as explosive raw materials. Based on the availability aspect of raw materials, then in 2022 the factory will be established in Bekasi Industrial Estate, West Java. The factory operates continuously for 330 days per year, 24 hours per day. The Nitroglycerin reaction takes place inside a Stirred Flow Tank Reactor (RATB) at a temperature of 20°C and a 1 atm pressure equipped with a cooling coil of CaCl₂. The conversion for this reaction is 99,43%. After the formation of nitroglycerin in the reactor, then enter into the purification step of the product in the form of decanter, washing tank and neutralizer. The reaction product will be separated in decanter-01, wherein the top yield of Nitroglycerin will be delivered to the washing tank and the bottom product will be sent to the Waste Processing Unit. Then after passing through the washing tank, the nitroglycerin product goes into decanter-02 to be separated again. In the neutralization process in the neutralizer tank, the neutralizing medium used is sodium carbonate to 99.69% Nitroglycerin. The form of the company selected is Limited Liability Company (PT) with a total workforce of 164 people. Employee work system based on the division of working hours consisting of employees shift and non-shift. From the results of economic analysis obtained, Return on Investment before tax amounted to 59.25% and after tax of 29.63%. PayPort (POT) before tax of 1.44 years and after tax of 2.52 years. Break Even Point (BEP) of 42.53%, and Shut Down Point (SDP) of 29.93%. Discounted Cash Flow (DCF) of 20%. From the above evaluation, the nitroglycerin plant dewatering of glycerin and the acid mixture with a capacity of 100,000 tons / year is feasible to be established.

Keywords : Nitric Acid, Glycerin, Nitroglycerin, Biazzi Countinuous Process

RATB

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LatarBelakang

Nitrogliserin merupakan salah satu bahan kimia yang digunakan sebagai bahan peledak dan industri farmasi. Nitrogliserin juga merupakan bahan peledak tingkat tinggi (*high explosive*) yang biasa dipakai sebagai bahan peledak di dalam dinamit dan propelan jenis *double base* dan *triple base*. Nitrogliserin penting dalam pertahanan negara karena bahan peledak merupakan komponen vital dalam pengadaan senjata sebagai alutsista (alat utama sistem persenjataan). Nitrogliserin selain sebagai bahan peledak penyokong pengadaan senjata, juga digunakan dalam pertambangan mineral seperti batubara dan timah untuk memudahkan penghancuran lapisan tanah dan bebatuan yang mengandung mineral berharga di dalamnya. Sebagai bahan obat, nitrogliserin digunakan untuk meredakan rasa sakit dan mengurangi frekuensi *angina pectoris* (angin duduk)

Kebutuhan nitrogliserin dalam negeri terus meningkat dari tahun ketahun. Hal ini dapat dibuktikan dengan melihat data impor nitrogliserin di Indonesia pada Tabel 1.2.

Tabel 1.1 Daftar Kapasitas pabrik Nitrogliserin di dunia

No	Pabrik	Kapasitas ton
1	Celanse, Bioshop Texas	20.000
2	TennesseeEastmant Company, Tennessee	25.000
3	Publicker, Philadelphia, Penyslavania	25.000
4	Union Carbide, Texas	60.000
5	Biazzi SA	15.000
6	Copperhead Chemical	10.000
7	Akzo Nobel	8.000

(Mc. Ketta, 1977)

Sampai saat ini, di Indonesia belum terdapat pabrik yang memproduksi nitrogliserin, sedangkan 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 Badan Pusat Statistika impor nitrogliserin dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2. Impor Nitrogliserin di Indonesia

No Tahun	Jumlah (ton/tahun)
2013	56438
2014	60722
2015	63779
2016	65759
2017	69493
2018	72605

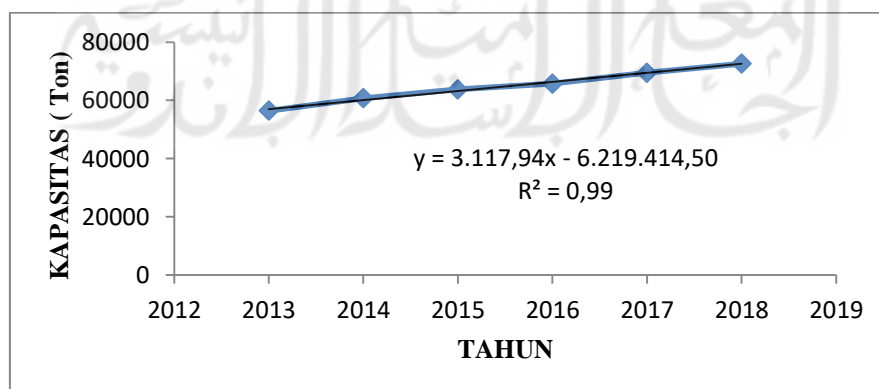
(Badan Pusat statistik, 2018)

Pada dasarnya bahan baku pembuatan nitrogliserin tersedia di Indonesia, namun kebutuhan nitrogliserin di dalam negeri masih mengandalkan impor dari luar negeri. Hal inilah yang menjadi salah satu alasan didirikannya pabrik nitrogliserin. Pendirian pabrik nitrogliserin dilakukan dengan tujuan :

- a. Memenuhi sebagian kebutuhan nitrogliserin dalam negeri.
- b. Menambah lapangan kerja baru.
- c. Menghemat APBN melalui penurunan jumlah impor nitrogliserin.
- d. Memanfaatkan sumber daya alam yang ada di Indonesia

Dengan pertimbangan di atas, maka sangatlah tepat sekarang ini bagi para investor untuk menanam modalnya guna mendirikan pabrik nitrogliserin di Indonesia.

1.1.1 Penentuan Kapasitas



Gambar 1.1 Grafik impor Nitrogliserin

Dari persamaan linier grafik impor nitroglycerin $y = 3.117,94$ (tahun didirikan) $- 6.219.414,50$ didapat hasil perhitungan besar impor nitroglycerin pada tahun 2023 sebesar 88.178,12 ton/tahun. Sehingga perancangan pabrik ini berkapasitas 100.000 ton/tahun, kemudian kelebihan dari kapasitas produksi direncanakan akan diekspor.

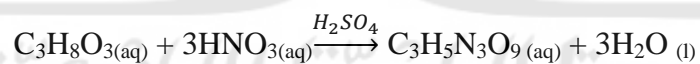
1.2 Tinjauan Pustaka

Nitroglycerin (*trinitrolycerin* atau *glycerintrinitrate*) pertama kali ditemukan pada tahun 1876 oleh Sombbrero. Akan tetapi baru tahun 1860-an nitroglycerin di gunakan sebagai bahan peledak ketika Immanuel dan Alfred Nobel berhasil mengembangkan metode penggunaan mengenai nitroglycerin sebagai bahan peledak dengan cukup aman. Tahun-tahun berikutnya Alferd Nobel berhasil mengembangkan bahan peledak nitroglycerin yang telah maju seperti dinamit pada tahun 1868.

Nitroglycerin merupakan cairan tak berwarna. Nitroglycerin akan membentuk kristal *dipyramidal rhombic* (*melting point* :13,2°C) yang merupakan bentuk kristal yang stabil atau membentuk kristal *triclinic* (*melting point*: 2,2°C) yang merupakan bentuk kristal yang labil. Nitroglycerin juga tidak larut dalam air dan karbon disulfida, sedikit larut dalam *etil alcohol*, *isopropyl alcohol* dan *amil alcohol*. Akan tetapi dapat mudah larut dalam kebanyakan pelarut organik seperti methanol, etanol, *acetone*, dietil eter, *kloroform*, *toluene*, *dichloride*, dan pelarut organik lain (www.wikipedia.com).

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 *intercrystalline*, 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* (NO₂).

Nitrogliserin dapat dibuat dari senyawa gliserin yang sangat murni. Hal ini berfungsi untuk menjamin stabilitas hasil akhir. Nitrogliserin yang lebih dikenal dengan tri-nitrogliserin (TNG) adalah senyawa yang dapat dibuat dengan mereaksikan gliserin (gliserol) dengan asam nitrat. Reaksi ini merupakan reaksi nitrasi yang mereaksikan alkohol dengan asam kuat, seperti terlihat dalam reaksi di bawah ini.



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 HNO₃ 40%, H₂SO₄ 60%. (James G. Speight, Mc Graw-Hill, 2002)

1.2.1 Pemilihan Proses

Proses pembuatan nitrogliserin ada 3 macam proses yaitu sebagai berikut :

a. *Schmid Meissner Continous 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 *over flow* 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 *buffle*.

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 injeksi proses*

Reaktor yang digunakan dalam proses ini adalah berupa injektor yang dipakai untuk mencampur gliserol 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 Na_2CO_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)

c. *Biazzi Countinous Process*

Reaktor yang digunakan adalah nitrator pada suhu 10-20°C dan tekanan atmosferis. Nitratornya berupa *vessel* yang berbentuk silinder kecil yang dilengkapi pengaduk dan pendingin berupa *coil* dimana larutan CaCl_2 jenuh disirkulasi selama proses nitrasi untuk menjaga reaksi tetap. Dengan adanya kecepatan pengadukan yang tinggi, sehingga umpan yang masuk segera tertarik ke bawah lewat *central space* yang terbentuk oleh *coil*. Kemudian campuran keluar melalui tumpukan *coil* pendingin menuju pipa *over flow* kemudian ke separator I untuk dipisahkan dari asam sisa. (Kirk, R.E. & Othmer, D.F., 1965)

Asam sisa yang keluar dari separator I dibuang sebagai limbah sedangkan nitrogliserin mengalir segera kontinyu ke tangki pencuci

kemudian dinetralkan. Di dalam tangki penetral, nitrogliserin dibuat emulsi, lalu dialirkan ke separator II untuk dipisahkan dari komponen-komponen lain hasil penetralan yang masih ada dan selanjutnya disimpan di dalam tangki penyimpan.

1.2.2 Alasan Pemilihan Proses

Dari beberapa macam proses pembuatan nitrogliserin, berikut beberapa pertimbangan yang digunakan, dapat dilihat pada Tabel 1.3

Tabel 1.3 Pertimbangan pemilihan proses

No	Pertimbangan	Schmid-Meissner	Nitro Nobel Injector	Biazzi Continuous
1	Kondisi Operasi	1 atm, 18 °C	Vakum, 45-50 °C	1 atm, 10-20 °C
		**	*	***
2	Katalis	H2SO4	H2SO4	H2SO4
		***	***	***
3	Perancangan			
	Reaktor	Nitrator	Injector	Nitrator
	Volume Reaktor	Reaktornya lebih besar dibandingkan dengan Biazzi	Kecil	Reaktor lebih kecil dibandingkan Schmid
		*	***	**
	Separator	Dekanter, centrifuge	Centrifuge	Dekanter, centrifuge
***		*	***	
4	Safety	Tinggi(beroperasi pada suhu rendah)	Tinggi (beroperasi pada suhu rendah)	Tinggi (beroperasi pada suhu rendah)
		***	***	***
5	Ekonomi	Relatif lebih murah	Mahal	Relatif lebih murah
		***	*	***
total		15	11	17

Keterangan :

* : tidak menguntungkan

** : menguntungkan

*** : sangat menguntungkan

Dari beberapa proses pembuatan nitrogliserin, dipilih Biazzi, secara kontinyu berdasarkan:

1. Proses Biazzi lebih efisien dibandingkan dengan proses yang lain (untuk kapasitas yang sama, ukuran alat lebih kecil)
2. Proses Biazzi merupakan proses terbaru dalam pembuatan nitrogliserin
3. Proses Biazzi lebih aman
4. Reaktor bekerja pada tekanan atmosfer dan suhu 10-20°
5. Dibandingkan dengan proses Nitro nobel injector proses, proses Biazzi Proses produksinya lebih cepat

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk Utama

2.1.1 Nitrogliserin

Rumus Molekul	: $C_3H_5N_3O_9$
Berat Molekul	: 227 kg/kgmol
<i>Specific Gravity</i> (pada 20°C)	: 1,26
Titik beku	: 13° C
Titik didih pada 760 mmHg	: 218° C
Wujud (pada 1 atm, 20° C)	: Cair
Warna	: Tak Berwarna
Kemurniaan	: 99,25 %
Kelarutan	: 0,0018 g/mL. H ₂ O

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Gliserin

Rumus Molekul	: $C_3H_8O_3$
Berat Molekul	: 92 kg/kgmol

Spesific Gravity (20° C) : 1,26

Titik leleh : 18° C

Titik didih pada 760 mmHg : 290° C

Temperature kritis : 450° C

Tekanan kritis : 39,48 atm

Bentuk (pada 1 atm, 20° C) : Cairan

Kemurniaan : 99,5 %

Kelarutan : larut dalam air

2.2.2 Asam Nitrat

Rumus Molekul : HNO_3

Berat Molekul : 63 kg/kgmol

Spesific Gravity (20° C) : 1,41

Titik leleh : -42° C

Titik didih pada 760 mmHg : 122° C

Temperature kritis : 247° C

Tekanan kritis : 68 atm

Bentuk (pada 1 atm, 20° C) : Cair

Kemurniaan : 70 %

Kelarutan : larut dalam air

2.2.3 Asam Sulfat

Rumus Molekul	: H_2SO_4
Berat Molekul	: 98 kg/kgmol
<i>Spesific Gravity</i> (20° C)	: 1,84
Titik leleh	: 10,35° C
Titik didih pada 760 mmHg	: 340° C
Temperature kritis	: 652° C
Tekanan kritis	: 63,16 atm
Bentuk (pada 1 atm, 20° C)	: Cair
Kemurniaan	: 98%

2.3 Bahan Baku Pembantu

2.3.1 Air

Berat Molekul	: 18
<i>Spesific Gravity</i> (20° C)	: 1
Titik leleh	: 0° C
Titik lebur	: 0° C
Titik didih pada 760 mmHg	: 100° C
Tekanan uap murni (pada 100° C)	: 760 mmHg
Temperature kritis	: 374° C
Tekanan kritis	: 218 atm
Wujud	: Cair

Viskositas (pada 20° C)	: 1,050 cp
Kemurniaan	: 100 %

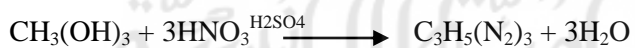
2.3.2 Natrium Karbonat (Na₂CO₃)

Berat Molekul	: 106
Titik lebur	: 851° C
Titik didih pada 760 mmHg	: 140° C
Wujud	: Padatan Putih
Kemurniaan	: 95 %

2.4 Tinjauan Kinetika

Reaksi pembuatan nitrogliserin merupakan reaksi antara asam nitrat dan gliserin dengan menggunakan bantuan katalis asam sulfat (H₂SO₄). Proses nitrasi gliserin menjadi nitrogliserin merupakan reaksi eksotermis.

Reaksi yang terjadi :



Dari segi kinetika, kecepatan reaksi akan bertambah dengan adanya kenaikan suhu.

Hal ini ditunjukkan oleh hubungan persamaan Arrhenius :

$$k = A e^{-E/RT} \dots \dots \dots (1)$$

Dimana :

k = Konstanta kecepatan reaksi

A = Faktor tumbukan tingkat pencampuran zat-zat yang bereaksi

E = Energi aktivasi

R = Tetapan gas umum

T = Suhu mutlak

Reaksi :



Reaksi dianggap berorde 1 pada masing-masing a dan b menurut Tai Lu-Kei et al 2007, sehingga persamaan reaksi nya adalah :

$$(-r_A) = k C_A C_B$$

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = -\frac{dC_B}{dt} = k C_A C_B$$

$$(-r_A) = -\frac{dC_{A0}(1 - X_A)}{dt} = C_{A0} \frac{dX_A}{dt} = k C_{A0}(1 - X_A)(C_{B0} - C_{A0}X_A)$$

$$(-r_A) = C_{A0} \frac{dX_A}{dt} = k C_{A0}^2 (1 - X_A)(M - X_A)$$

$$-\int \frac{dX_A}{(1-X_A)(M-X_A)} = C_{A0} k \int_0^t dt$$

$$\ln \frac{M-X_A}{M(1-X_A)} = \ln \frac{C_B C_{A0}}{C_{B0} C_A} = \ln \frac{C_B}{M C_A} = C_{A0} (M - 1) k t = (C_{B0} - C_{A0}) k t$$

$$k = \frac{1}{C_{A0}(M-1)t} \ln \left(\frac{M-X_A}{M(1-X_A)} \right)$$

Dengan,

k : Konstanta laju reaksi,

C_A : Konsentrasi reaktan, mol/m³

C_B : Konsentrasi reaktan, mol/m³

T : Waktu Operasi, jam

X_A : Konversi reaksi

$$k = \frac{1}{0,0139 (510,518-1)^1} \ln \left(\frac{510,518-0,9943}{510,518(1-0,9943)} \right)$$

$$k = 0,731 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

Dengan harga k yang besar akan diperoleh harga r yang besar pula. Sehingga reaksi berjalan cepat, begitu pula sebaliknya.

Reaksi nitrasi antara gliserin dan asam nitrat merupakan fase cair-cair bersifat eksotermis dan ditetapkan pada suhu operasi 20°C, tekanan sebesar 1 atm diterapkan pada reaktor dengan konversi 99,43 %. Perbandingan mol reaktan antara gliserin dan asam adalah 1 : 6. Campuran asam terdiri dari asam nitrat dan asam sulfat dengan menggunakan perbandingan 40% : 60% (Tai Lu-Kai. *et al.* 2008)

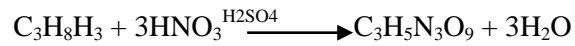
2.5 Tinjauan Termodinamika

Untuk menentukan sifat reaksi apakah berjalan eksotermis atau endotermis maka diperlukan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada 1 atm dan 20°C = 293K.

Harga ΔH_f° masing-masing komponen

Komponen	Harga ΔH_f° (Kj/mol)
Gliserin (C ₃ H ₈ O ₃)	-582,800
Asam Nitrat (HNO ₃)	-131,380
Nitrogliserin (C ₃ H ₅ N ₃ O ₉)	-270,900
Air (H ₂ O)	-241,814

(Yaws, 1999)



$$\Delta H^\circ_{f_{293}} = \Delta H^\circ_{f_{\text{produk}}} - \Delta H^\circ_{f_{\text{reaktan}}}$$

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

$$= [(-270,900 + 3(-241,814)) - (-582,800 + 3(-131,380))]$$

$$= -19,402 \text{ kJ/mol (Eksotermis)}$$

Harga ΔG°_{f} masing-masing komponen

Komponen	Harga ΔG°_{f} (Kj/mol)
Gliserin ($\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_3$)	-448,490
Asam Nitrat (HNO_3)	-74,700
Nitrogliserin ($\text{C}_3\text{H}_8\text{N}_3\text{O}_9$)	-97,900
Air (H_2O)	-288,590

(Yaws, 1999)

$$\Delta G^\circ_{f_{293}} = \Delta G^\circ_{f_{\text{produk}}} - \Delta G^\circ_{f_{\text{reaktan}}}$$

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

$$= [(-97,900 + 3(-288,590)) - (-448,490 + 3(-74,700))]$$

$$= -291,080 \text{ kJ/mol}$$

KOMPONEN	A	B	C	D
H2SO4	26,004	7,034E-01	-1,3856E-03	1,034E-06
H ₂ O	92,0530	-3,995E-02	-2,1103E-04	5,347E-07
HNO3	214,480	-7,676E-01	1,4970E-03	-3,021E-07

C3H8O3	132,145	8,601E-01	-1,97450,E-03	1,860700,E-06
C3H5N3O9	104,87	6,594E-01	-1,65080,E-03	-1,764900E-06

ΔA	ΔB	ΔC	ΔD
-394,556	1,982371	-	-1,1153E-06
		0,00480039	

$$IDCPH = \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^0}{R} dT$$

$$IDCPH = (\Delta A)T_0(\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2}T_0^2(\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3}T_0^3(\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{T_0} \left(\frac{\tau - 1}{\tau} \right)$$

$$IDCPH = (\Delta A)T_0 \left(\frac{T}{T_0} - 1 \right) + \frac{\Delta B}{2}T_0^2 \left(\frac{T^2}{T_0^2} - 1 \right) + \frac{\Delta C}{3}T_0^3 \left(\frac{T^3}{T_0^3} - 1 \right) + \frac{\Delta D}{T_0} \left(\frac{\frac{T}{T_0} - 1}{\frac{T}{T_0}} \right)$$

$$IDCPH = -394,556 \times 298 \left(\frac{298}{293} - 1 \right) + \frac{1,982371}{2} (298^2) \left(\frac{298^2}{293^2} - 1 \right) + \frac{-0,00480039}{3} (298^3) \left(\frac{298^3}{293^3} - 1 \right) + \frac{-1,1153E-06}{298} \left(\frac{\frac{293}{298} - 1}{\frac{293}{298}} \right)$$

- IDCPH = 1139,7330

$$\text{IDCPS} = \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \frac{dT}{T}$$

$$\text{IDCPS} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] (\tau - 1)$$

$$\text{IDCPS} = \Delta A \ln \frac{T}{T_0} + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\left(\frac{T}{T_0} \right)^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\frac{T}{T_0} + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{T}{T_0} - 1 \right)$$

$$\begin{aligned} \text{IDCPS} = & -394,556 \ln \frac{293}{298} + [1,982371 \cdot 298 + \\ & (-0,00480039 \cdot 298^2 + \frac{-1,1153E-06}{\left(\frac{293}{298}\right)^2 \cdot 298^2} \left(\frac{293+1}{2}\right))] \left(\frac{293}{298} - 1\right) \end{aligned}$$

- IDCPS = 3,8569

$$\frac{\Delta G^\circ}{RT} = \frac{\Delta G_0^\circ - \Delta H_0^\circ}{RT_0} + \frac{\Delta H_0^\circ}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} dT - \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_P^\circ}{R} \frac{dT}{T}$$

$$\frac{\Delta G}{RT} = \frac{-291,080 - (-19,402)}{8,314 \times 298} + \frac{-19,402}{8,314 \times 298} + \left(\frac{1}{293} \times 1139,7330 \right) - 3,8569$$

$$\frac{\Delta G}{RT} = -0,0847$$

$$\ln K = -\frac{\Delta G}{RT} = -(-0,0847)$$

$$K = 1,0884 \text{ kJ/kmol (Irreversible)}$$

2.6 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) di dalam pabrik nitroglicerina hakikatnya dilakukan dengan tujuan mengendalikan mutu produk yang dihasilkan agar sesuai dengan standar yang ditentukan. Pengendalian ini meliputi

pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas saat proses berlangsung, dan pengendalian kualitas pada hasil atau produk.

2.6.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas pada bahan baku dilakukan untuk menjaga agar kualitas dari bahan baku tersebut sesuai dengan spesifikasi produk yang diinginkan. Dengan pemeriksaan juga 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 yang berupa gliserin dan campuran asam (*mixed acid*) dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

2.6.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi dilakukan agar dapat mengetahui analisa produk sesuai atau tidak dengan yang diharapkan. Maka jika ada kesalahan pada proses produksi dapat diketahui dan diatasi lebih cepat. Pada pengendalian proses produksi pabrik nitrogliserin dibagi menjadi dua yaitu alat sistem kontrol dan aliran sistem kontrol.

2.6.2.1 Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level, *termocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indikator dan *control*, *temperature indicator control*, *flow control*, dan *interface level control*.

2.6.2.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses dan *controller*.
- b. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan Nitrogliserin secara garis besar dibagi menjadi 3 tahap utama, yaitu :

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

3.1.1. Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap ini berguna untuk menyiapkan bahan baku gliserin dan campuran asam yang memiliki perbandingan yang telah ditentukan 40:60. Asam nitrat dan asam sulfat dari tangki penyimpanan (T-01 dan T-02) dialirkan menuju mixer (M-01) untuk dilakukan pencampuran. Hal ini dilakukan untuk mendapatkan larutan campuran dan untuk memecah asam nitrat menjadi ion nitrit. Kemudian mengalirkan gliserol dari tangki penyimpan (T-03) dan larutan asam campuran dari mixer (M-01) ke dalam reaktor dengan terlebih dahulu didinginkan menggunakan *Cooler* -02 sampai suhu operasi reaktor (20°C). Media pendingin yang digunakan adalah *cooling brine* yang berupa 30 % CaCl_2 dengan pertimbangan bahwa *cooling brine* dapat digunakan

sebagai media pendingin sampai suhu yang sangat rendah yaitu berkisar antara -40 s/d 20°C (Kern. 1950).

3.1.2 Tahap Reaksi

Reaksi Pembentukan Nitrogliserin :



Konversi di reaktor adalah 99,43 % dan reaksi berlangsung pada suhu 20°C dan tekanan 1 atm. Reaktor menggunakan pendingin koil dengan media pendingin *cooling brine* 30 % CaCl_2 .

3.1.3 Tahap Pemurnian Produk

Nitrogliserin hasil dari reaksi, sisa gliserin, campuran asam dan air yang keluar dari reaktor dialirkan menuju dekanter (D-01) untuk dipisahkan dari sisa asam berdasarkan kelarutan dan perbedaan densitas. Nitrogliserin memiliki densitas lebih ringan, maka dari itu nitrogliserin berada di lapisan atas yang dipompa menuju tangki pencuci (TP) untuk dicuci dengan air . Media pendingin yang digunakan adalah *cooling brine*. Sisa asam dari dekanter (D-01) memiliki densitas lebih besar berada pada lapisan bawah, yang kemudian dipompa menuju Mixer(M-01) untuk di Recycle.

Produk nitrogliserin dari tangki pencuci (TP) dipompa menuju dekanter (D-02) untuk dipisahkan. Nitrogliserin yang berada pada lapisan bawah dipompa menuju tangki netralisasi (N) yang sebelumnya telah

didinginkan dahulu di Cooler (C-03) untuk dinetralkan dengan larutan natrium karbonat (Na_2CO_3). Sebelumnya, natrium karbonat (Na_2CO_3) dilarutkan dengan air di mixer (M-02) hingga konsentrasi 5% berat. Kemudian didinginkan terlebih dahulu menggunakan CL-04 (media pendingin : *cooling brine*) kemudian nitrogliserin dari tangki netralisasi dialirkan ke tangki penyimpanan.

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Mixer-01

Tugas : Mencampurkan asam nitrat (HNO_3) dan asam sulfat (H_2SO_4)

Kode : M-01

Jenis : Tangki berpengaduk

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

: - Temperatur : 30°C

Tangki

Volume : $7,847 \text{ m}^3$

Bahan : *Stainless Steel SA 204 Grade C*

Diameter : 1,8169 m

Tinggi : 3,6339 m

Tebal : 3/16 in (= 0,0048 m)

Pengaduk

Jenis : *standard three-bladed marine propeller*

Diameter Impeller : 0,6056 m

Lebar Impeller : 0,1514 m

Panjang Impeller : 0,1514 m

Jumlah baffle : 4 buah

Power pengaduk : 1 Hp

Harga : US\$ 558.974,035

3.2.2 Mixer-02

Tugas : Mencampurkan natrium karbonat (Na_2CO_3) dan air (H_2O)

Kode : M-02

Jenis : Tangki berpengaduk

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

: - Temperatur : 30°C

Tangki

Volume : 0,0137 m³

Bahan : *Stainless Steel SA 204 Grade C*

Diameter : 0,2188 m

Tinggi : 0,4376 m

Tebal : 3/16 in (= 0,0048 m)

Pengaduk

Jenis : *standard three-bladed marine propeller*

Diameter Impeller : 0,0729 m

Lebar Impeller : 0,0018 m

Panjang Impeller : 0,0014 m

Jumlah baffle : 4 buah

Power pengaduk : 1 Hp

Harga : US\$ 14.641,273

3.2.3 Reaktor

Tugas : Mereaksikan campuran asam nitrat (HNO₃) dan asam sulfat (H₂SO₄) dengan gliserin (C₃H₈O₃)

Kode	: R-01
Jenis	: <i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>
Kondisi Operasi	: - Tekanan : 1 atm
	: - Temperatur : 20°C
Volume	: 120,096 m ³
Bahan	: <i>Stainless Steel SA 310 C</i>
Diameter	: 5.2315 m
Tinggi	: 5.2315 m
Tebal shell	: 9/16 in (= 0,5625 m)
Tebal head	: 5/8 in (= 0,625 m)
Pengaduk	
Jenis	: Turbin enam <i>flat blade</i> dengan empat <i>buffle</i>
Diameter Impeller	: 1,7438 m
Lebar Impeller	: 0,4360 m
Panjang Impeller	: 0,1529 m
Jumlah baffle	: 4 buah
Lebar baffle	: 0,4360 m

Power pengaduk : 29,154 Hp
Jumlah : 1 buah
Harga : US\$ 1.194.504,558

Pendingin

Jenis : Pendingin koil

Pendingin : *Cooling brine*

Jumlah lilitan : 66

NPS : 2 in

OD : 2.380 in

ID : 2,067 in

SN : 40

Tinggi koil : 3,860 m

Volume koil : 2,483 m³

3.2.4 Dekanter - 01

Tugas : Memisahkan fase asam dari produk nitrogliserin

Kode : D-01

Jenis : Tangki silinder tegak

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

: - Temperatur : 20°C

Volume : 9.022 m³

Bahan : *Stainless Steel SA 204 C*

Diameter : 1,5107 m

Tinggi : 4.5322 m

Tebal : 3/16 in (= 0,1875 m)

Harga : US\$ 95.912,748

3.2.5 Dekanter - 02

Tugas : Memisahkan fase air dari produk nitrogliserin

Kode : D-02

Jenis : Tangki silinder tegak

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

: - Temperatur : 20°C

Volume : 1,4550 m³

Bahan : *Stainless Steel SA 204 C*

Diameter : 0,8738 m

Tinggi : 2,6215 m

Tebal : 3/16 in (= 0,0048 m)

Harga : US\$ 35.238,319

3.2.6 Tangki Pencuci

Tugas : Mencuci sisa asam yang masih terbawa dalam produk nitrogliserin dengan menggunakan air

Kode : TP

Jenis : Silinder tegak *torispherical*

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

: - Temperatur : 20°C

Bahan : *Stainless Steel SA 204 C*

Tangki

Volume : 1.6592 m³

Diameter : 1.0186m

Tinggi : 2.0372 m

Tebal : 3/16 in (= 0,0048 m)

Pengaduk

Jenis : Turbin enam *flat blade* dengan empat *baffle*

Diameter Impeller : 0,3395 m

Lebar Impeller : 0,0848 m

Panjang Impeller : 0,3395 m

Jumlah baffle : 4 buah

Lebar baffle : 0,0848 m

Power pengaduk : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : US\$ 116.137,558

3.2.7 Tangki Netralizer

Tugas : Netralisasi sisa asam yang masih terikut dalam produk nitrogliserin dengan menggunakan larutan Na_2CO_3

Kode : N

Jenis : Silinder tegak dengan bentuk *Torespherical Dished*

Head

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

: - Temperatur : 20°C

Volume : 4,7662 m³

Bahan : *Stainless Steel SA 310 C*

Diameter : 1,7093 m

Tinggi : 1,7093 m

Tebal : 3/16 in (= 0,0048 m)

Pengaduk

Jenis : Turbin enam *flat blade* dengan empat *buffle*

Diameter Impeller : 0,5729 m

Lebar Impeller : 0,1432 m

Panjang Impeller : 0,3438 m

Jumlah baffle : 4 buah

Lebar baffle : 0,1432 m

Power pengaduk : 29,23 Hp

Harga : US\$ 184.132,623

Pendingin

Jenis : Pendingin koil

Pendingin : *Cooling brine*

Jumlah lilitan : 1

NPS : 1,5 in

OD : 2,380 in

ID : 2,067 in

SN : 40

Tinggi koil : 1,316 m

Volume koil : 0,009 m³

3.2.8 Tangki Asam Nitrat

Tugas : Menyimpan asam nitrat selama 1 minggu

Kode : T-01

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

: - Temperatur : 30°C

Kapasitas : 160352 kg/jam

Diameter : 24,909 m

Tinggi : 9.3409 m

Tebal *Shell*

Course 1 : 0,75 in

Course 2 : 0,0,75 in

Course 3 : 0,625 in

Course 4 : 0,625 in

Course 5 : 0,625 in

Tebal *Head* : 0,875 in

3.2.9 Tangki Asam Sulfat

Tugas : Menyimpan asam sulfat selama 1 minggu

Kode : T-02

Jenis : Tangki *torispherical*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

: - Temperatur : 30°C

Kapasitas : 32772,987 kg/jam

Diameter : 16,6890 m

Tinggi : 16,6890

Tebal *Shell*

Course 1 : 0,875 in

Course 2 : 0,75 in

Course 3 : 0,625 in

Course 4 : 0,625 in

Course 5 : 0,5 in

Course 6 : 0,375 in

Course 7 : 0,1875 in

Course 8 : 0,1875

Tebal *Head* : 0,875 in

3.2.10 Tangki Gliserin

Tugas : Menyimpan gliserin selama 1 minggu

Kode : T-03

Jenis : Tangki *torispherical*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

: - Temperatur : 30°C

Kapasitas : 5237,497 kg/jam

Diameter : 10,2428 m

Tinggi : 10,2428 m

Tebal *Shell*

Course 1 : 0,4375 in

Course 2 : 0,375 in

Course 3 : 0,3125 in

Course 4 : 0,25 in

Course 5 : 0,25 in

Course 6 : 0,1875 in

Tebal *Head* : 0,1875 in

3.2.11 Tangki Natrium Karbonat

Tugas : Menyimpan natrium karbonat selama 1 minggu

Kode : T-04

Jenis : Tangki *torispherical*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm
: - Temperatur : 30°C

Kapasitas : 4,469 kg/jam

Diameter : 0,9136 m

Tinggi : 0,9136 m

Tebal *Shell*

Course 1 : 0,1875 in

Course 2 : 0,1875 in

Tebal *Head* : 0,1875 in

3.2.12 Tangki Nitrogliserin

Tugas : Menyimpan produk Nitrogliserin selama 1 minggu

Kode : T-05

Jenis : Tangki *toripherical*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : - Tekanan : 1 atm

: - Temperatur : 15°C

Kapasitas : 12626,263 kg/jam

Diameter : 12,6746 m

Tinggi : 12,6746 m

Tebal *Shell*

Course 1 : 0,5 in

Course 2 : 0,5 in

Course 3 : 0,5 in

Course 4 : 0,5 in

Course 5 : 0,3125 in

Course 6 : 0,3125 in

Course 7 : 0,25 in

Course 8 : 0,1875 in

Tebal *Head* : 0,25 in

3.2.13 Cooler 1

Tugas : Menurunkan temperatur campuran asam sebelum diumpankan ke dalam reaktor

Kode : CL-01

Jenis : *Shell and tube heat exchanger*

Jumlah : 1 unit

Beban Pendingin : 1182380,006 btu/jam

Spesifikasi Cooler : OD = 1 1/4 in

Jenis tube = 16 BWG

Pitch (PT) = 1 9/16 in

triangularpitch

Panjang tube = 14 ft

Ud = 37,4061 Btu/jam.ft².F

Luas permukaan luar (a'') = 0,3271 ft²/ft

Jumlah tube = 150 buah

ID shell = 25 in

Luas transfer panas (A) = 686,9100 ft²

Tube : *Flow area tube (at)* = 0,0568 ft²

Kecepatan massa (Gt) = 232947,51

lbm/jam.ft²

Bilangan *Reynold* (Re) = 17608,2637

jH = 75

	hio	= 3706,96 Btu/jam.ft ² .F
<i>Shell</i>	: Fluida dingin	= <i>Brine water</i>
	<i>Flow area shell</i> (as)	= 0,9833 ft ²

	Kecepatan massa (Gs)	= 134527,24
	lbm/jam.ft ²	

	Bilangan <i>Reynold</i> (Re)	= 1003,16
--	------------------------------	-----------

	jH	= 17
--	----	------

	ho	=258,283 Btu/jam.
--	----	-------------------

Ft².F

	Uc	= 241,459 btu/hr.ft ² .F
--	----	-------------------------------------

	Faktor pengotor (Rd)	= 0,023 btu/hr.ft ² . ⁰ F
--	----------------------	---

	Harga	= US\$ 50003,671
--	-------	------------------

3.2.14 Cooler 2

Tugas : Menurunkan temperatur gliserin sebelum diumpankan ke dalam reaktor

Kode : CL-02

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 unit

Beban Pendingin : 141889,4714 btu/jam

Luas area transfer : 77,0859 ft²

Inner Pipe

Bahan : *Carbon Steel*

Fluida dingin : Brine water

NPS : 2 in

SN : 40

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

ΔP : 1,4012 psi

Annulus

Bahan : *Cast Steel*

Fluida : Gliserin

NPS : 2 in

SN : 40

Uc : 90,3519 Btu/hr.ft².°F

Ud : 40 Btu/hr.ft².°F

Harga : \$ 21589,674

3.2.15 Cooler 3

Tugas : Menurunkan temperatur umpan untuk diumpankan ke dalam tangki Netralizer

Kode : CL-03

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 unit

Beban Pendingin : 56816,8732 btu/jam

Luas area transfer : 8,2313 ft²

Inner Pipe

Bahan : *Carbon Steel*

NPS : 2 in

SN : 40

OD : 2,38 in

ID : 2,067 in

ΔP : 0,7722 psi

Annulus

Bahan : *Cast Steel*

Fluida : Umpan dari Dekanter 2

NPS : 2 in

SN : 40

Uc : 18,3613 Btu/hr.ft².°F

Ud : 18,0303 Btu/hr.ft².°F

3.2.16 Cooler 4

Tugas : Menurunkan temperatur natrium karbonat untuk diumpankan ke dalam tangki netralizer

Kode : CL-04

Jenis : *Double pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 unit

Beban Pendingin : 1341,4868 btu/jam

Luas area transfer : 0,7288 ft²

Inner Pipe

Bahan : *Carbon Steel*

Fluida dingin : Brine water

NPS : 2 in

SN	: 40
OD	: 2,38 in
ID	: 2,067 in
ΔP	: 0,0011
<i>Annulus</i>	
Bahan	: <i>Cast Steel</i>
Fluida	: Natrium Karbonat
IPS	: 2 in
SN	: 40
Uc	: 15,8245 Btu/hr.ft ² .°F
Ud	: 15,5779 Btu/hr.ft ² .°F

3.2.17 Pompa 1

Tugas	: Mengalirkan asam nitrat dari Tangki-01 ke Mixer-01
Kode	: P-01
Jenis	: <i>centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 buah

Kapasitas : 33,4596 m³/jam

Daya motor : 1 HP

Pipa :

IPS : 6 in

SN : 40

ID : 6,065 in

OD : 6,625 in

3.2.18 Pompa 2

Tugas : Mengalirkan asam sulfat dari Tangki-02 ke Mixer-01

Kode : P-02

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 26,2400 m³/jam

Daya motor : 1 HP

Pipa :

IPS : 4 in

SN : 40

ID : 4.,026 in

OD : 4,5 in

3.2.19 Pompa 3

Tugas : Mengalirkan campuran asam dari Mixer-01 ke

Reaktor

Kode : P-03

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 59,6996 m³/jam

Daya motor : 1 HP

Pipa :

IPS : 6 in

SN : 40

ID : 6,065 in

OD : 6,625 in

3.2.20 Pompa 4

Tugas : Mengalirkan gliserin dari Tangki-04 ke Cooler-01

Kode : P-04

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 6,0227 m³/jam

Daya motor : 2 HP

Pipa :

IPS : 2 in

SN : 40

ID : 2,067 in

OD : 2,38 in

3.2.21. Pompa 5

Tugas : Mengalirkan gliserin dari *Cooler-01* ke Reaktor

Kode : P-05

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 6,0227 m³/jam

Daya motor : 2 HP

Pipa :

IPS : 2 in

SN : 40

ID : 2,067 in

OD : 2,38 in

3.2.22 Pompa 6

Tugas : Mengalirkan Nitrogliserin dari Reaktor ke Dekanter-01

Kode : P-06

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 64,9558 m³/jam

Daya motor : 1 HP

Pipa :

NPS : 6 in

SN : 40

ID : 6,065 in

OD : 6,625 in

3.2.23 Pompa 7

Tugas : Mengalirkan Nitrogliserin dari Dekanter-01 ke tangki pencuci (TP)

Kode : P-07

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 11,9727 m³/jam

Daya motor : 1 HP

Pipa :

NPS : 3 in

SN : 40

ID : 3,068 in

OD : 3,5 in

3.2.24 Pompa 8

Fungsi : Mengalirkan H₂O umpan dari tangki air proses ke tangki pencuci (TP)

Kode : P-08

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 0,5988 m³/jam

Daya motor : 1 HP

Pipa :

NPS : 0,75 in

SN : 40

ID : 0,824 in

OD : 1,05 in

3.2.25 Pompa 9

Tugas : Mengalirkan Nitrogliserin dari tangki pencuci (TP) ke Dekanter-02

Kode : P-09

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 12,5715 m³/jam

Daya motor : 1 HP

Pipa :

IPS : 3 in

SN : 40

ID : 3,068 in

OD : 3,5 in

3.2.26 Pompa 10

Tugas : Mengalirkan Nitrogliserin dari Dekanter-02 ke
Netralizer

Kode : P-10

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 11,3375 m³/jam

Daya motor : 1 hp

Pipa :

NPS : 3 in

SN : 40

ID : 3,068 in

OD : 3,5 in

3.2.27 Pompa 11

Tugas : Mengalirkan Natrium Karbonat dari Tangki-04 ke Mixer-02

Kode : P-11

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 0,0043 m³/jam

Daya motor : 1 hp

Pipa :

NPS : 0,125 in

SN : 40

ID : 0,269 in

OD : 0,405 in

3.2.28 Pompa 12

Tugas : Mengalirkan H₂O dari tangki air proses ke Tangki Pencuci (TP)

Kode : P-12

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 0,1160 m³/jam

Daya motor : 1 hp

Pipa :

NPS : 0,25 in

SN : 40

ID : 0,364 in

OD : 0,54 in

3.2.29 Pompa 13

Tugas : Mengalirkan Natrium Karbonat dari Mixer-02 ke Netralizer

Kode : P-13

Jenis : *centrifugal pump*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 0,1203 m³/jam

Daya motor : 1 HP

Pipa :

NPS : 0,125 in

SN : 40

ID : 0,269 in

OD : 0,405 in

3.2.30 Pompa 14

Tugas : Mengalirkan Nitrogliserin dari Netralizer ke Tangki Penyimpanan

Kode	: P-14
Jenis	: <i>centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 11,4165 m ³ /jam
Daya motor	: 1 HP
Pipa :	
NPS	: 3 in
SN	: 40
ID	: 3,068 in
OD	: 3,5 in

3.3. Perencanaan Produksi

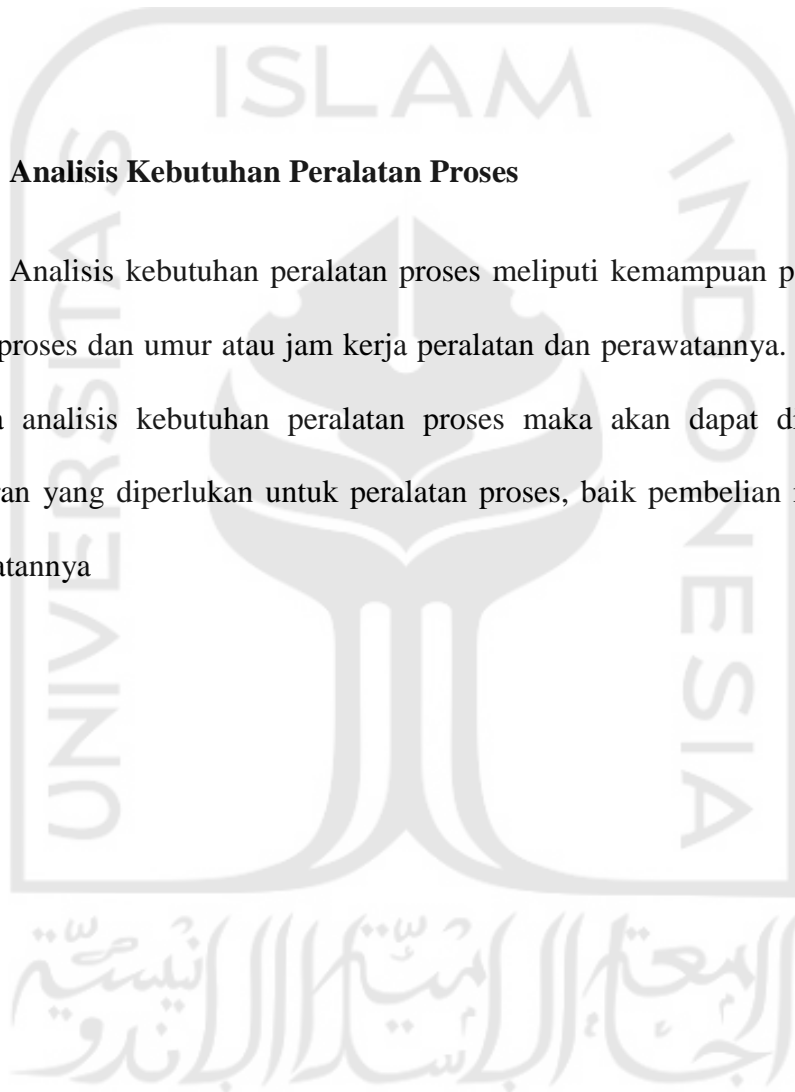
3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan nitrogliserin di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan energi dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Diperkirakan

kebutuhan nitrogliserin akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan dengan kapasitas produksi sebesar 100.000 ton/tahun yang diperoleh dari gliserin direaksikan dengan campuran asam.

3.3.2. Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Merencanakan lokasi untuk pembuatan suatu pabrik harus dengan baik dan tepat. Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan merupakan faktor – faktor yang perlu mendapat perhatian dalam penetapan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang 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. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik nitrogliserin ini direncanakan akan dibangun di Provinsi Jawa Barat, tepatnya di Kabupaten Bekasi Cikarang.

4.1.1. Penyediaan Bahan Baku

Sumber bahan baku merupakan salah satu faktor penting yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik. Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik nitrogliserin didirikan dekat penghasil bahan baku utama. Bahan baku utama yaitu Gliserin diperoleh dari PT. Cisadane Raya Chemicals, Karawaci, Tangerang. Asam Nitrat diperoleh PT. Multi

Nitrotama Kimia, Cikampek, Jawa Barat. Dan Asam Sulfat diperoleh dari PT Mahkota Indonesia, Kelapa Gading, Jakarta Utara.

4.1.2.Pemasaran Produk

Provinsi Jawa Barat tepatnya di kabupaten Bekasi merupakan sebuah wilayah yang menjadi gerbang masuknya berbagai kendaraan menuju Ibukota dari arah timur, semua kendaraan yang melewati pantura atau tol Purwakarta dan Cikampek sebagian besar akan melewati wilayah Bekasi. Letaknya yang strategis serta menjadi salah satu kota penyangga ibukota inilah yang membuat Bekasi menjelma menjadi suatu kota Industri utama di Indonesia. Hal ini menjadikan Kabupaten Bekasi sebagai pasar awal yang baik bagi produk nitrogliserin. Untuk pemasaran hasil produksidapat dilakukan melalui jalan darat maupun jalan laut kedepannya.

4.1.3 Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan adalah keperluan tenaga listrik, udara instrumentasi, air dan bahan bakar. Kebutuhan tenaga listrik sudah tersedia karena merupakan kawasan industri. Kebutuhan air dapat diambil dari air sungai karena dekat dengan sungai. Kebutuhan bahan bakar dapat diperoleh dari Pertamina dan distributornya sebagai pemasok bahan bakar solar.

4.1.2. Transportasi

Transportasi merupakan sarana terpenting untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran

pemasaran baik pemasaran domestik maupun internasional kedepannya. Lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan Tanjung Priok di Jakarta Utara dan pelabuhan Merak di Banten.

4.1.4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan pada pabrik ini meliputi tenaga kerja terdidik, terampil maupun tenaga kasar. Tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik dan luar daerah.

4.1.5. Keadaan Iklim dan Geografis

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki jarak yang cukup jauh dari pantai sehingga kecil kemungkinan terjadi bencana alam berupa tsunami. Dengan alasan iklim yang cukup baik pula sehingga jarang terjadi bencana alam lainnya seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4.1.6. Faktor Penunjang

Ketersediaan energy listrik, bahan bakar, air, iklim dan karakter tempat/lingkungan bukan merupakan suatu kendala karena kabupaten Bekasi merupakan daerah kawasan industry sehingga factor-faktor diatas dapat terpenuhi.

4.1.7. Faktor Lain-Lain

Faktor ini merupakan faktor yang berperan tidak secara langsung dalam proses di suatu industri, akan tetapi faktor tersebut sangat

berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dan distribusi suatu pabrik.

Adapun faktor-faktor yang termasuk didalamnya antara lain:

a. Masalah Limbah

Limbah merupakan zat sisa yang tidak terpakai lagi disuatu industri. Limbah sendiri terbagi tiga yaitu:

1. Limbah cair
2. Limbah padat
3. Limbah gas

Sisa limbah yang dibuang harus menjadi perhatian yang serius, terutama mengenai dampak dari limbah tersebut ke lingkungan serta terhadap kesehatan masyarakat sekitar. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan limbah yaitu:

- Anggaran biaya yang diperlukan untuk mengolah limbah.
- Metode penanganan limbah yang tepat dan efisien, sehingga tidak mencemari lingkungan.
- Masalah Limbah
- Sistem pembuangan limbah tersebut.

b. Perizinan

Mendirikan suatu pabrik harus memiliki perizinan yang meliputi izin mendirikan bangunan, pajak serta undang-undang setempat. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam mengurus perizinan antara lain:

1. Undang-undang yang berlaku di daerah setempat.

2. Pejabat daerah setempat.
3. Sistem birokrasi daerah setempat.

c. Sosial masyarakat

Pendirian suatu pabrik dapat dikatakan bermanfaat bagi masyarakat lokal apabila hubungan antara pabrik dengan masyarakat berjalan dengan baik. Seperti terserapnya tenaga kerja lokal dan pembangunan infrastruktur jalan raya sehingga masyarakat cukup dapat merasakan dampak positif dengan adanya pabrik di daerah mereka.

Dengan pertimbangan di atas maka dapat disimpulkan bahwa kawasan Kabupaten Bekasi layak dijadikan pabrik nitrogliserin di Indonesia.

4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

4.2.1. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

4.2.1 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang *control* digunakan sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

4.2.2. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

4.2.3. Daerah Utilitas dan *Power Station*

Daerah Utilitas merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	Luas (m ²)
Pos jaga 1	20
Pos jaga 2	20
Area parker	220
Area parkir truk	250
Aula	600
Masjid	225
Kantor utama	1000
Kantin	300
Perpustakaan	180
Poliklinik	150

Laboratorium	450
Control room	300

Lanjutan Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Gudang	200
Jalan dan taman	700
Pemadam kebakaran	300
Bengkel	200
Kantor teknik dan produksi	400
Mess Direksi	1200
Utilitas	240
Area proses	15600
Perluasan pabrik	7000
Total	36720

4.3. Tata Letak Alat Proses

Perancangan tata letak peralatan proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

4.3.1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

4.3.2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin.

4.3.3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi harus diberi penerangan tambahan.

4.3.4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *lay out* pabrik, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

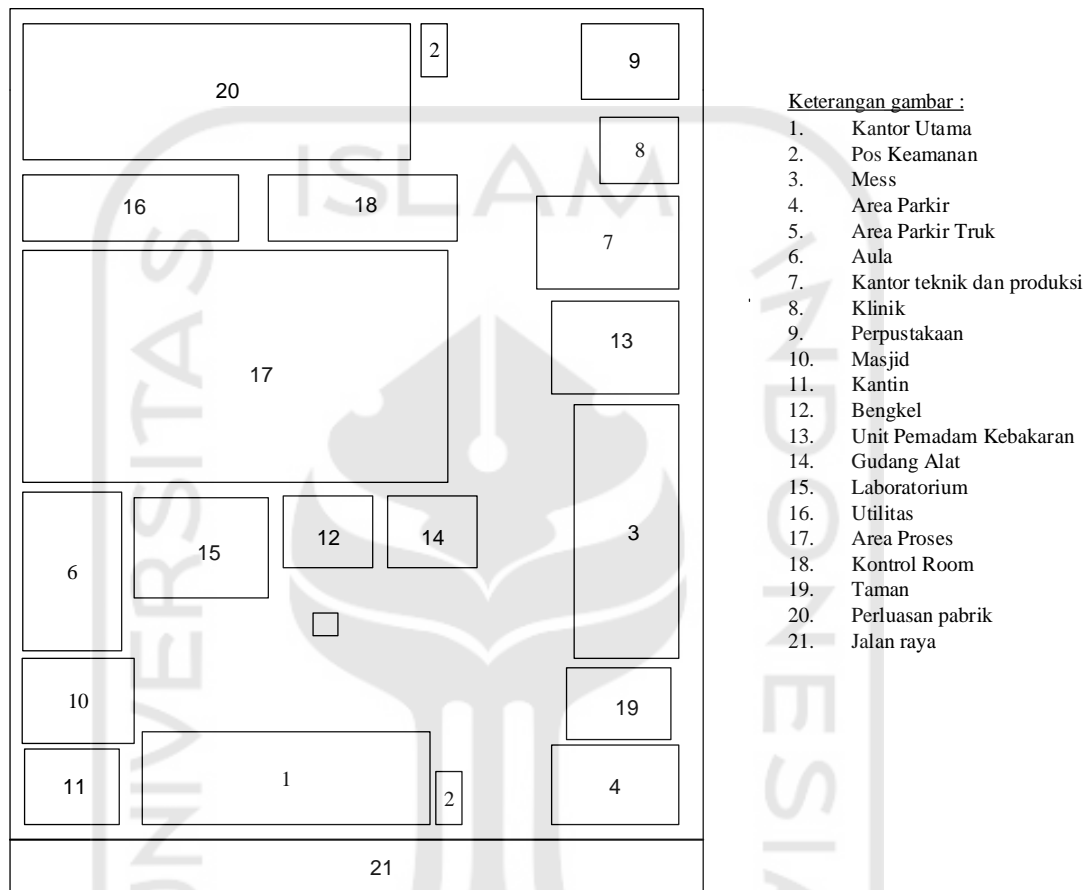
4.3.5. Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

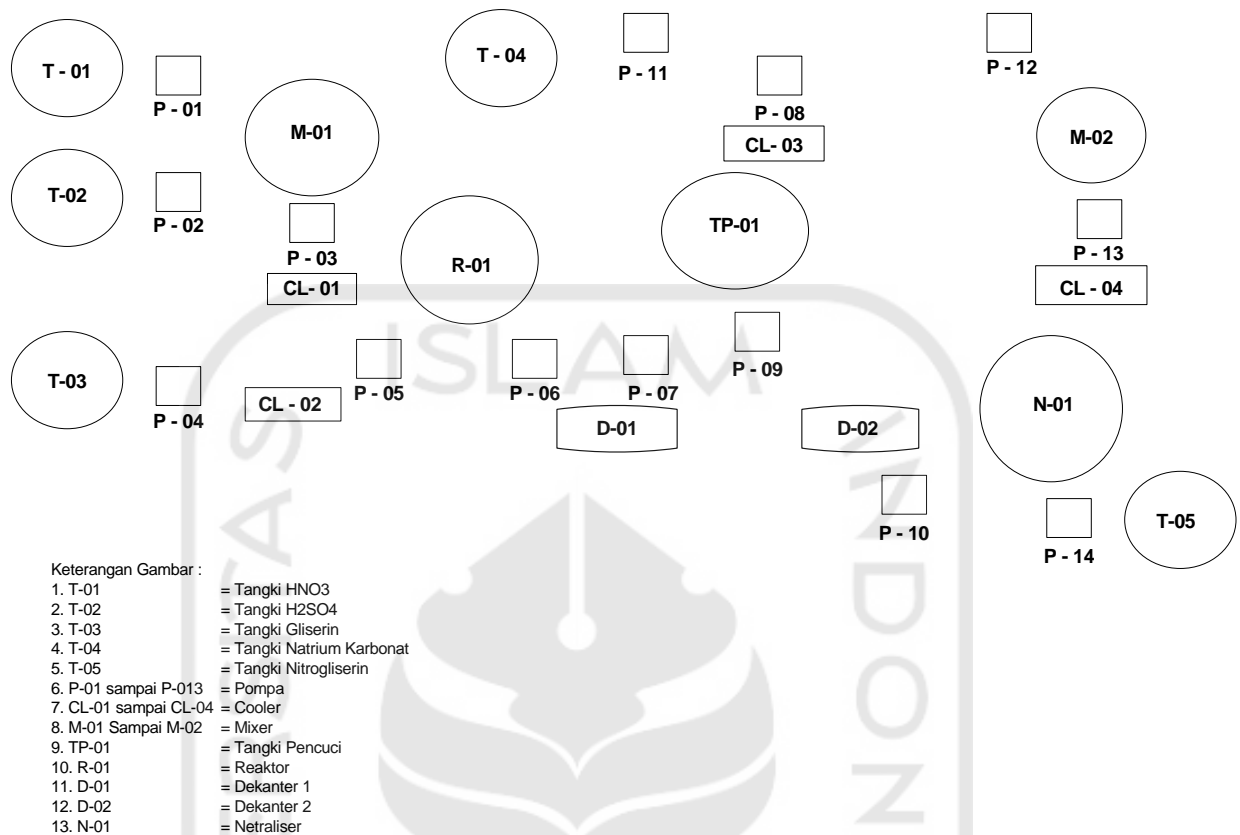
4.3.6. Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi

ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



Gambar 4.1 Lay Out Pabrik Nitrogliserin



Gambar 4.2 Tata Letak Alat ProsesPabrik Nitrogliserin

4.4. Alir Proses dan Material

4.4.1. Neraca Massa

4.4.1.1 Mixer - 01

Tabel 4.2 Neraca Massa Mixer – 01

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
HNO ₃	21411,6849		21411,6849
H ₂ SO ₄		32117,5273	32117,5273
H ₂ O	9176,4364	655,4597	9831,8961
Total	63361,1083		63361,1083

4.4.1.2.Reaktor

Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
$C_3H_5N_3O_9$			12785,0473
$C_3H_8O_3$		5211,3095	29,7045
HNO_3	21411,6849		10766,8658
H_2SO_4	32117,5273		32117,5273
H_2O	9831,8961	26,1875	12899,4605
Total	68598,6054		68598,6054

4.4.1.3Dekanter – 01

Tabel 4.4 Neraca Massa Dekanter - 01

Komponen	Input (Kg)	Output (Kg)	
	Arus 5	Arus 6 bawah	Arus 7 atas
$C_3H_5N_3O_9$	12785,0473	127,8505	12657,1969
$C_3H_8O_3$	29,7045	29,4074	0,2970
HNO_3	10766,8657	10659,1971	107,6687
H_2SO_4	32117,5273	31796,3521	321,1753
H_2O	12899,4605	12771,6100	127,8505
Total	68598,6054	55384,4171	13214,1883
		68598,6054	

4.4.1.4 Tangki Pencuci

Tabel 4.5 Neraca Massa Tangki Pencuci

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
$C_3H_5N_3O_9$	12657,1969		12657,1969
$C_3H_8O_3$	0,2970		0,2970
HNO_3	107,6687		107,6687
H_2SO_4	321,1753		321,1753
H_2O	1278505	429,1410	556,9914
Total	13643,3293		13643,3293

4.4.1.5 Dekanter - 02

Tabel 4.6 Neraca Massa Dekanter - 02

Komponen	Input (Kg)	Output (Kg)	
	Arus 9	Arus 10 atas	Arus 11 bawah
$C_3H_5N_3O_9$	12657,1969	126,5720	12530,6249
$C_3H_8O_3$	0,2970	0,2941	0,0030
H_2SO_4	321,1753	317,9635	3,2118
HNO_3	107,6687	106,5920	1,0767
H_2O	556,9914	551,4215	5,5699
Total	13167,4914	1102,8431	12540,4862
		13643,3293	

4.4.1.6 Mixer – 02

Tabel 4.7 Neraca Massa Mixer - 02

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
Na ₂ CO ₃	4,3797	0	4,3797
H ₂ O	0,0894	83,1253	83,2147
Total	87,5944		87,5944

4.4.1.7 Netralizer

Tabel 4.8 Neraca Massa Netralizer

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)	
	Arus 11	Arus 14	Arus 15	Arus 16
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	12530,6249			12530,6249
C ₃ H ₈ O ₃	0,0030			0,0030
HNO ₃	1,0767			
H ₂ SO ₄	3,2118			
Na ₂ SO ₄				4,6538
NaNO ₃				1,4527
Na ₂ CO ₃		4,3797		
CO ₂			1,8180	
H ₂ O	5,5699	83,2147		89,5283
TOTAL	12540,4862	87,5944	1,8180	12626,2626
	12626,0806		12626,0806	

4.4.2. Neraca Panas

4.4.2.1. Mixer – 01

Tabel 4.9. Neraca Panas Mixer – 01

Komponen	Input (Kj/jam)		Output (Kj/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
HNO ₃	1126145,118		1126145,118
H ₂ SO ₄		1359901,5337	1359901,5337
H ₂ O	1159814,239	82843,8742	1242658,1132
Total	3728704,7649		3728704,7649

4.4.2.2. Cooler-01

Tabel 4.10 NeracaPanas Cooler-01

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
	Arus 3	Arus 3
HNO ₃	1126145,118	749962,4424
H ₂ SO ₄	1359901,5337	901321,4398
H ₂ O	1242658,1132	829943,8409
Subtotal	3728704,7649	2481227,7231
Pendingin		1247477,0418
Total	3728704,7649	3728704,7649

4.4.2.3. Cooler-02

Tabel 4.11 NeracaPanas Cooler-02

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
	Arus 4	Arus 4
C ₃ H ₈ O ₃	442665,9913	294064,0405
H ₂ O	3309,8489	2210,5748
Subtotal	445975,8402	296274,6153
Pendingin		149701,2249
Total	445975,8402	445975,8402

4.4.2.4. Reaktor - 01

Tabel 4.12 NeracaPanas Reaktor-01

Komponen	Input (Kj/jam)		Output (Kj/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉			134241,6868
C ₃ H ₈ O ₃		294064,0405	1676,1650
HNO ₃	749962,4424		377118,6142
H ₂ SO ₄	901321,4398		901321,4398
H ₂ O	829943,8409	2210,5748	108887,399
Subtotal	2777502,3384		2503245,3050
Pendingin			2858531,1376
Total	5361776,4426		5361776,4426

4.4.2.5 Dekanter-01

Tabel 4.13 Neraca Panas Dekanter-01

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	134241,6868	1342,4169	132899,27
C ₃ H ₈ O ₃	1676,1650	1659,4034	16,7616
HNO ₃	37718,6142	373347,4280	3771,1861
H ₂ SO ₄	901321,4398	892308,225	9013,2144
H ₂ O	1088887,3991	1078095,11	10792,2939
Total	2503245,3050	2503245,3050	

4.4.2.5. Cooler-03

Tabel 4.14 Neraca Panas Cooler-03

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
	Arus 11	Arus 11
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	191216,5917	131570,2773
C ₃ H ₈ O ₃	0,2523	0,1676
HNO ₃	135,9902	90,1321
H ₂ SO ₄	56,6282	37,7119
H ₂ O	703,9842	470,1755
Subtotal	192113,4465	132168,4643
Pendingin		59944,9822
Total	192113,4465	192113,4465

4.4.2.6. Tangki Pencuci

Tabel 4.15 Neraca Panas Tangki Pencuci

Komponen	Input (Kj/jam)		Output (Kj/jam)
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
$C_3H_5N_3O_9$	132899,27		132899,27
$C_3H_8O_3$	16,7617		16,7617
HNO_3	3771,1861		3771,1861
H_2SO_4	9013,2144		9013,2144
H_2O	10792,2939	36225,2515	47017,5454
Total	192717,9776		192717,9776

4.4.2.7. Dekanter-02

Tabel 4.16 Neraca Panas Dekanter-02

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11
$C_3H_5N_3O_9$	132899,27	1328,9927	131570,2773
$C_3H_8O_3$	16,7617	16,5940	0,1676
HNO_3	3771,1861	3733,4743	37,7119
H_2SO_4	9013,2144	8293,0823	90,1321
H_2O	47017,5454	46547,3699	470,1754
Total	192717,9776	192717,9776	

4.4.2.8. Mixer-02

Tabel 4.17 Neraca Panas Mixer 02

Komponen	Input (Kj/jam)		Output (Kj/jam)
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
Na ₂ CO ₃	70,5828		70,5828
H ₂ O	11,2970	4179,0237	4190,3207
Total	4260,9035		4260,9035

4.4.2.9. Cooler-04

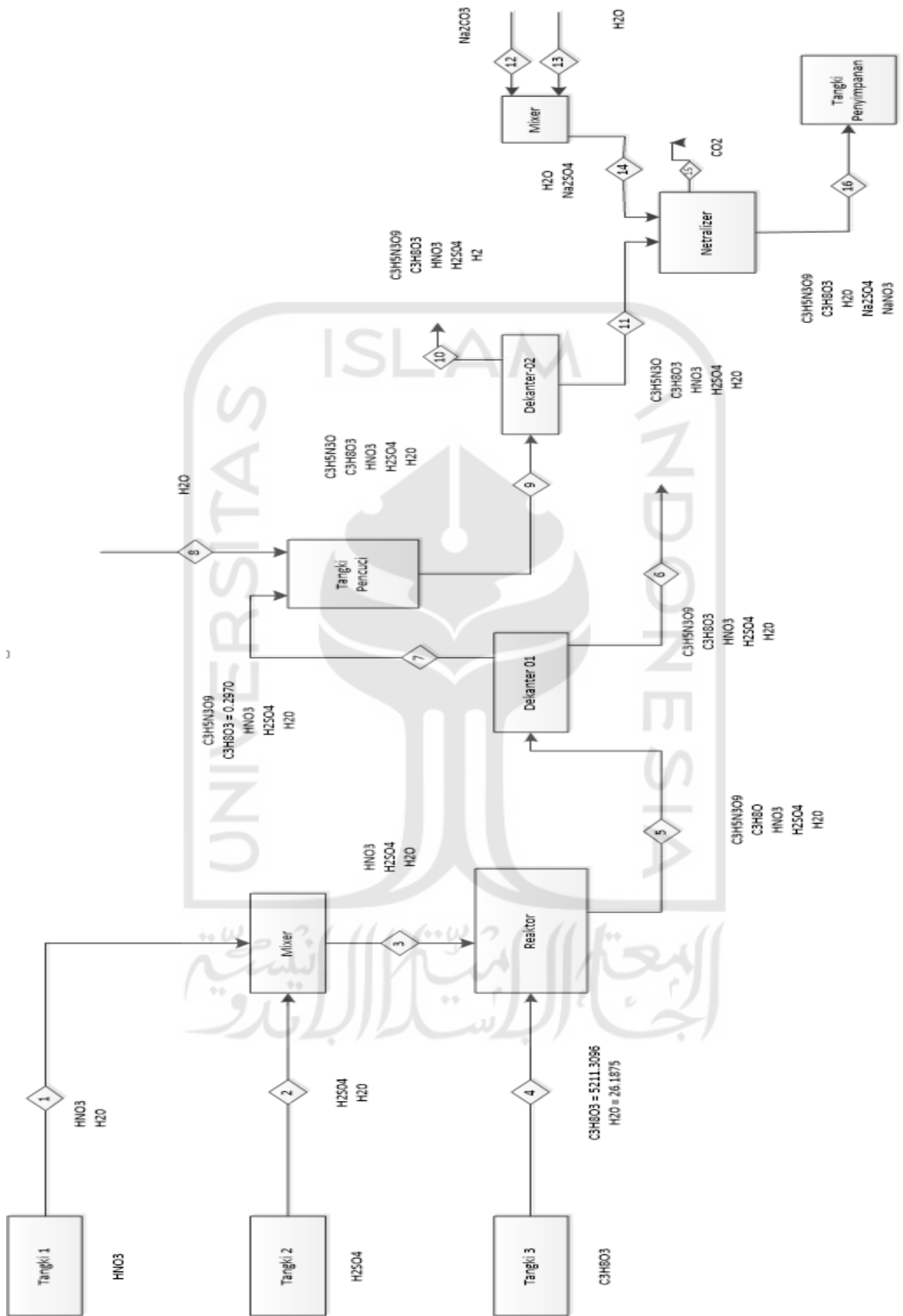
Tabel 4.18 Neraca Panas Cooler-04

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
	Arus 14	Arus 14
Na ₂ CO ₃	70,5828	46,9452
H ₂ O	4190,3207	2798,6224
Subtotal	4260,9035	2845,5676
Pendingin		1415,3359
Total	4260,9035	4260,9035

4.4.2.10. Netralizer

Tabel 4.19 Neraca Panas Netralizer

Komponen	Input (Kj/jam)		Output (Kj/jam)	
	Arus 11	Arus 14	Arus 15	Arus 16
$C_3H_5N_3O_9$	131570,2773			131570,2773
$C_3H_8O_3$	0,1676			0,1676
HNO_3	37,7119			0.0000
H_2SO_4	90,1321			0.0000
H_2O	470,1755	2798,6224		13678,9153
Na_2CO_3		46,9452		
CO_2			12,5253	
Na_2SO_4				149,7097
$NaNO_3$				26,3144
Subtotal	139713,8398		145437,9097	
Pendingin			5724,0699	
Total	139713,8398		139713,8398	



4.4.4 Perawatan (*Maintenance*)

Perawatan berfungsi untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktifitas 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 berproduksi 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.

4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Untuk mendukung proses dalam suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan.

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

1. Unit Penyedia dan pengolahan air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
3. Unit Penyedia Udara Instrumen
4. Unit Penyedia Bahan Bakar

5. Unit Refrigerant
6. Unit Pembuangan Limbah

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk kebutuhan air proses, air keperluan kantor dan rumah tangga sumber yang digunakan adalah air yang diambil dari air sungai. Hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air proses adalah :

- a. Kesadahan (*hardness*), yang dapat menyebabkan kerak
- b. Adanya zat besi, yang dapat menimbulkan korosi

Pengolahan air sungai untuk kebutuhan air proses sama dengan pengolahan air untuk konsumsi umum dan sanitasi. Air proses dalam perancangan pabrik nitrogliserin ini digunakan sebagai pencuci sisa asam dan gliserin pada tangki pencuci serta untuk melarutkan Na_2CO_3 .

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

Bahan baku air diambil dari sungai sekitar pabrik. Sebelum digunakan, air diolah terlebih dahulu menjadi air bersih melalui empat tahapan sebagai berikut :

- a. Tahapan pengendapan

Tujuan dari pengendapan ini adalah untuk memisahkan suspensi lumpur dan kotoran. Tahap ini dilakukan dalam Bak Pengendap Awal yang terbuat dari beton.

b. Tahapan penggumpalan

Tujuan dari penggumpalan ini adalah untuk menyatukan partikel halus yang tidak mengendap pada tahap pertama yaitu pada tahap pengendapan didalam Bak Pengendap Awal. Sebelumnya melewati Tangki kesadahan yang ke dalamnya ditambahkan bahan-bahan kimia antara lain tawas, kapur dan poly elektolit . Reaksi antara tawas dengan air akan menghasilkan $Al(OH)_3$ yang sifatnya koloid sehingga akan menyebabkan kotoran-kotoran halus akan menempel padanya. Reaksi antara tawas dan air juga menghasilkan Asam Sulfat sehingga untuk menetralkannya digunakan kapur yakni $Ca(OH)_2$. Hasil dari tahap penggumpalan kemudian diumpankan ke dalam Clarifier untuk menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang masih terbawa didalam air.

c. Tahap penyaringan

Tujuan dari penyaringan adalah untuk menyaring sisa kotoran yang masih terdapat didalam air terutama kotoran yang memiliki ukuran sangat kecil yang tidak dapat di endapkan oleh Clarifier.

d. Tahap klorinasi

Tujuan dari tahap ini adalah membebaskan air dari mikroorganisme, mineral-mineral dan gas-gas terlarut didalam air dengan mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit untuk kebutuhan air kantor dan rumah tangga.

4.5.1.3 Spesifikasi Alat Pengolahan air

1. Bak Pengendap Awal (BU-01)

Fungsi	: Menampung dan menyediakan air untuk diolah sebanyak 1989,1234 kg/jam dengan waktu tinggal selama 12 jam.
Jenis	: Bak persegi yang diperkuat beton bertulang
Panjang	: 6.0748 m
Lebar	: 3,0374vm
Tinggi	: 1,5187 m
Volume	: 28,0226 m ³
Jumlah	: 1

2. Tangki Keadahan (TU-01)

Fungsi	: Mencampurkan air dengan Alum 5% dan CaOH 5% dengan jumlah air sebanyak 1989,1234 kg/jam dengan waktu tinggal selama 5 menit.
--------	--

Jenis : Tangki Silinder Berpengaduk

Diameter : 0,6285 m

Tinggi : 0,6285 m

Volume : 0,1949 m³

Power pengaduk : 0,25 Hp

Jumlah : 1

3. Clarifier (CL)

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang ada pada air dari TU-01.

Jenis : Bak silinder tegak dengan tutup kerucut

Diameter : 2,2842 m

Tinggi : 3,0456 m

Volume : 9,3553 m³

Waktu tinggal : 4 jam

Jumlah : 1

4. Bak Saringan Pasir (FU)

Fungsi : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak bisa mengendap di classifier.

Luas : 1,607 m²

Lebar : 0,731 m

Panjang : 1,463 m

Ukuran pasir rata-rata : 28 mes

Tinggi lapisan pasir : 0,731 m

Jumlah : 2

5. Bak Penampung Air Bersih (BU-02)

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari bak saringan pasir sebanyak 13053kg/jam.

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Tinggi : 0,731 m

Volume : 0,783 m³

Panjang : 1,463 m

Lebar : 0,731 m

Jumlah : 1

6. Tangki Air Kantor dan Rumah Tangga (TU-02)

Fungsi : Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga, serta mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air bersih sebanyak 1110,25 kg/jam.

Jenis : Tangki Silinder berpengaduk

Tinggi : 0,946 m

Volume : 0,666 m³

Diameter : 0,946 m

Daya Motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1

7. Tangki Penampungan Air Proses (TU-03)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan alat proses ke M-02 dan M-03 sebanyak 462,2054 kg/jam

Jenis : Tangki Slinder Tegak

Tinggi : 2,5497 m

Diameter : 2,5497 m

Jumlah : 1

8. Pompa Utilitas (PU – 01)

Fungsi : Mengalirkan air sungai menuju bak pengendap awal (BU-01) sebanyak 1989,1234 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Carbon stell

Kapasitas : 2386,9481 kg/jam

Kecepatan Volumetrik: 10,2720 gpm

Head Pompa : 15,9433 m

Tenaga Pompa : 0,3233 Hp

Tenaga Motor : 0,50 Hp

Putaran Standar : 1.750 rpm

Putaran Spesifik : 296,115rpm

Jumlah : 1

9. Pompa Utilitas (PU- 02)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01)

menuju Tangki Kesadahan (TU-01) sebanyak

1989,1234 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Carbon stell

Kapasitas : 1989,1234 kg/jam

Kecepatan Volumetrik: 10,2720 gpm

Kecepatan Linier : 1,263 m/s

Head Pompa : 1,9343 m

Tenaga Pompa : 0,0392 Hp

Tenaga Motor : 0,05 Hp

Putaran Standar : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 2805,5629 rpm

Jumlah : 1

10. Pompa Utilitas (PU- 03)

Fungsi : Mengalirkan air dari Tangki Kesadahan (TU-01)
menuju clarifier (CL) sebanyak 1989,1234 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Carbon stell

Kapasitas : 1989,1234 kg/jam

Kecepatan Volumetrik: 10,2720 gpm

Kecepatan Linier : 2,3332 m/s

Head Pompa : 5,9791 m

Tenaga Pompa : 0,1212 Hp

Tenaga Motor : 0,25 Hp

Putaran Standar : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 1203,4511 rpm

Jumlah : 1

11. Pompa Utilitas (PU – 04)

Fungsi : Mengalirkan air dari Clarifier (CL) menuju Sand filter (SFU) sebanyak 1989,1234 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Carbon stell

Kapasitas : 1989,1234 kg/jam

Kecepatan Volumetrik: 10,2722 gpm

Kecepatan Linier : 2,333 m/s

Head Pompa : 1,5568 m

Tenaga Pompa : 0,031 Hp

Tenaga Motor : 0,05 Hp

Putaran Standar : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 3301,7084 rpm

Jumlah : 1

12. Pompa Utilitas(PU- 05)

Fungsi : Mengalirkan air Sand Filter (SFU) menuju bak saringanpasir (BPS) sebanyak 1989,1234 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Carbon stell

Kapasitas : 1989,1234 kg/jam

Kecepatan Volumetrik: 10,5085 gpm

Kecepatan Linier : 2,3869 m/s

Head Pompa : 3,0169 m

Tenaga Pompa : 0,0612 Hp

Tenaga Motor : 0,25 Hp

Putaran Standar : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 2033,200 rpm

Jumlah : 1

13. Pompa Utilitas (PU – 06)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak penampung air bersih yang didistribusikan ke Tangki Klorinator untuk kantor dan rumah tangga dan tangki air proses sebanyak 1989,1234 kg/jam
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Tipe	: Radial Flow Impeller
Bahan	: Carbon stell
Kapasitas	: 1989,1234 kg/jam
Kecepatan Volumetrik:	10,2722 gpm
Kecepatan Linier	: 2,333 m/s
Head Pompa	: 3,1948 m
Tenaga Pompa	: 0,06 Hp
Tenaga Motor	: 0,25 Hp
Putaran Standar	: 3500 rpm
Putaran Spesifik	: 1925,6444 rpm
Jumlah	: 1

14. Pompa Utilitas (PU – 07)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung (BU-02) menuju Tangki kenutukan kantor dan rumah tangga sebanyak 1526,9180 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Carbon stell

Kapasitas : 1526,9180 kg/jam

Kecepatan Volumetrik: 8,0667 gpm

Kecepatan Linier : 1,8323 m/s

Head Pompa : 3,1590 m

Tenaga Pompa : 0,049 Hp

Tenaga Motor : 0,25 Hp

Putaran Standar : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 1720,9260 rpm

Jumlah : 1

15. Pompa Utilitas (PU – 08)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampungan (BU-02)
ke Tangki penampungan alat proses (TU-03)
sebanyak 462,2054 kg/jam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Tipe : Mixed Flow Impeller

Bahan : Carbon stell

Kapasitas : 462,2054 kg/jam

Kecepatan Volumetrik:4,86 gpm

Kecepatan Linier : 1,074 m/s

Head Pompa : 3,2880 m

Tenaga Pompa : 0,0155 Hp

Tenaga Motor : 0,025 Hp

Putaran Standar : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 908,4371 rpm

Jumlah : 1

4.5.1.3 Kebutuhan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik *Nitrogliserin* ini, sumber air yang digunakan berasal air sungai yang terdekat dengan pabrik, Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah :

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan pada pabrik ini adalah :

- Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- Tidak terdekomposisi.

- Air Domestik

Air domestik adalah air yang akan digunakan untuk keperluan domestik.

Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid.

Air domestik harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- Syarat fisika, meliputi:

Suhu : Di bawah suhu udara

Warna : Jernih

Rasa : Tidak berasa

Bau : Tidak berbau

- Syarat kimia, meliputi:

Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air serta tidak mengandung bakteri.

1. Kebutuhan Air untuk alat proses

Tabel 0.20 kebutuhan air untuk alat proses

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Mixer	M-03	33,065
Tangki Pencuci	TP-01	429,141
Total		462,205

- a. Kebutuhan Air Domestik

Meliputi kebutuhan air karyawan dan kebutuhan air untuk mess.

Kebutuhan air karyawan Menurut metcalsf dan eddy,1991 standar kebutuhan air untuk 1 orang adalah 40-100 liter/hari

Diambil kebutuhan air tiap orang = 80 liter/hari
= 3,333 kg/jam

Jumlah karyawan = 164 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 546, 667 kg/jam

b. Kebutuhan air untuk mess

Jumlah mess = 10 rumah

Penghuni mess = 20 orang

Kebutuhan air untuk mess = 833,33 kg/jam

Total kebutuhan air domestik = (546,667+833,33) kg/jam

= 1379,997 kg/jam

c. Kebutuhan Air Umum

Tabel 4.21 Kebutuhan air umum

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
Air untuk Laboraturium	70.833
Air untuk kantin dan tempat ibadah	4.792
Air untuk keperluan <i>hydrant</i>	15.043
Air untuk Poliklinik	56.250
Total	146,918

4.5.2 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik pembuatan *Linear Alkylbenzene Sulfonate* diperoleh melalui 2 sumber yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator diesel. Generator diesel berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan. Berikut adalah spesifikasi generator diesel yang digunakan:

Kapasitas = 3.500 kW

Jenis = 1 buah

Rincian kebutuhan listrik :

a. Kebutuhan listrik untuk proses

Tabel 4.22 Kebutuhan listrik untuk proses

Alat	Daya	
	Hp	Watt
Reaktor	30	22371
<i>Netralizer</i>	34	25353,8
Mixer-01	0,25	186,425
Mixer-02	0,25	186,425
Pompa-01	2	1491,4
Pompa-02	2	1491,4
Pompa-03	2	1491,4
Pompa-04	2	1491,4
Pompa-05	2	1491,4
Pompa-06	1	745,7
Pompa-07	1	745,7
Pompa-08	1	745,7
Pompa-09	1	745,7
Pompa-10	1	745,7
Pompa-11	1	745,7
Pompa-12	1	745,7
Pompa-13	1	745,7
Total	82,5	61520,25

b. Kebutuhan listrik untuk utilitas

Tabel 0.23 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas

Alat	Daya	
	Hp	Watt
Tangki Kesadahan	0,25	186,425
Tangki Klorinator	0,5	372,85
Pompa utilitas-01	0,5	372,85
Pompa utilitas-02	0,05	372,85
Pompa utilitas-03	0,25	186,425
Pompa utilitas-04	0,05	37,285
Pompa utilitas-05	0,08	59,656
Pompa utilitas-06	0,25	186,425
Pompa utilitas-07	0,08	59,656
Pompa utilitas-08	0,25	186,425
Total	2,26	1685,282

c. Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

Listrik untuk penerangan diperkirakan adalah sebesar 100 kW

Listrik untuk AC diperkirakan adalah sebesar 15 kW

d. butuhan listrik untuk laboratorium dan bengkel

Listrik untuk laboratorium dan bengkel diperkirakan adalah sebesar 40 kW

e. Kebutuhan listrik untuk instrumentasi

Listrik untuk instrumentasi diperkirakan adalah sebesar 10 kW

Total kebutuhan listrik pada pabrik Nitrogliserin adalah sebesar:

Tabel 0.24 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	

	a. Proses	61,5205
	b. Utilitas	16,85
2	a. Listrik AC	15
	b. Listrik Penerangan	100
3	Laboratorium dan Bengkel	40
4	Instrumentasi	10
Total		228,2055

Total kebutuhan listrik 228,2055 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.5.5 Unit Penyedia Udara Instrumen

Pada unit ini bertugas untuk memenuhi udara bersih. Proses yang terjadi pada unit penyedia udara instrumen pada dasarnya yaitu untuk mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke unit instrumen udara.

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 46,7288 m³/jam.

4.5.6 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 49,1627kg/jam.

4.5.7 Unit refrigerant

Untuk unit ini digunakan pendingin yaitu amonia cair dengan suhu masuk -12°C . Dipilihnya amonia sebagai refrigerant adalah karena zat ini memiliki suhu yang rendah dan harga yang murah. Unit ini bertugas untuk mendinginkan brine water sampai -5°C sebanyak 19,2733 ton refrigerant. (1 ton = 12000 BTU/jam)

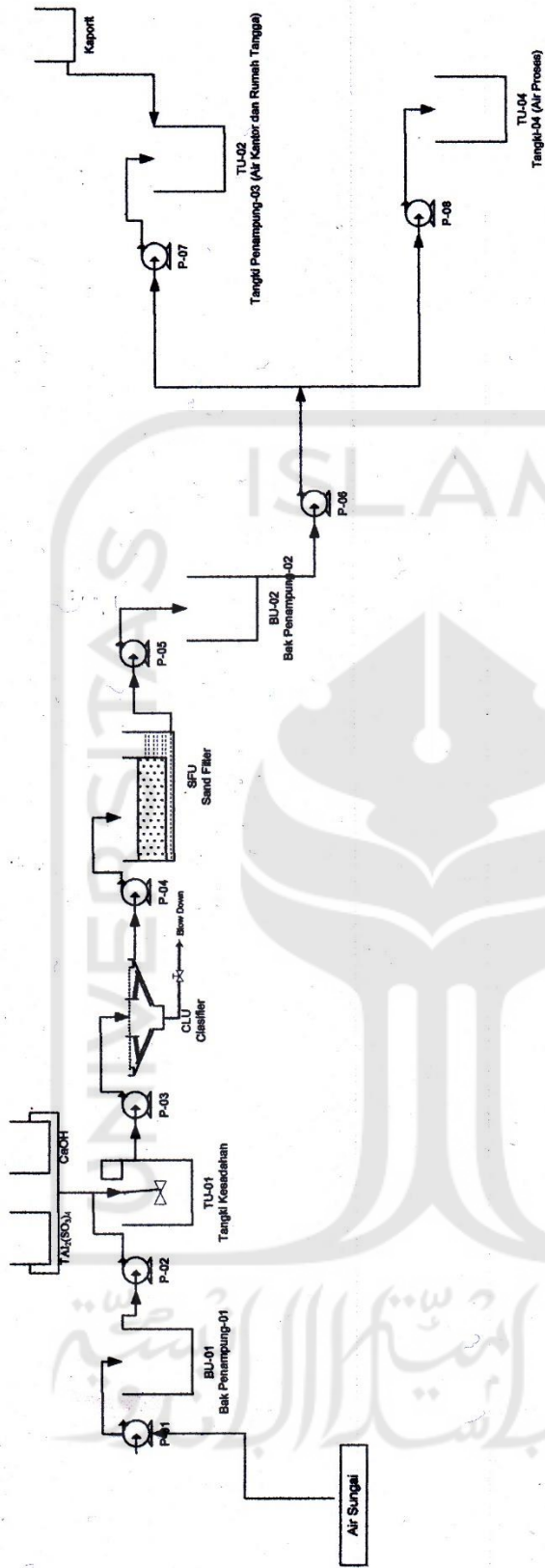
4.5.8 Unit Pembuangan Limbah

4.5.8.1 Limbah Cair Proses

Limbah air sisa proses merupakan limbah cair yang dihasilkan dari proses produksi, yaitu limbah yang keluar dari alat Dekanter 01 dan Dekanter 02. Limbah ini dinetralkan dalam kolam penetralan dengan larutan NaOH. Selanjutnya diolah seperti pengolahan limbah pada umumnya, yaitu melewati tahap koagulasi, flokulasi, flotasi dan filtrasi.

4.5.8.2 Limbah Gas

Limbah gas berasal dari *output* tangki netralizer yang berupa CO_2 . Gas tersebut langsung dibuang ke udara bebas.



Gambar 4.4. Diagram alir pengolahan air utilitas

Keterangan:

BU : Bak Utilitas

CLU : Clarifier

PU : Pompa Utilitas

SFU

: Sand Filter

TU

: Tangki Utilitas

4. 6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik Nitrogliserin ini 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 adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal keperusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

4.6.2 Struktur Organisasi

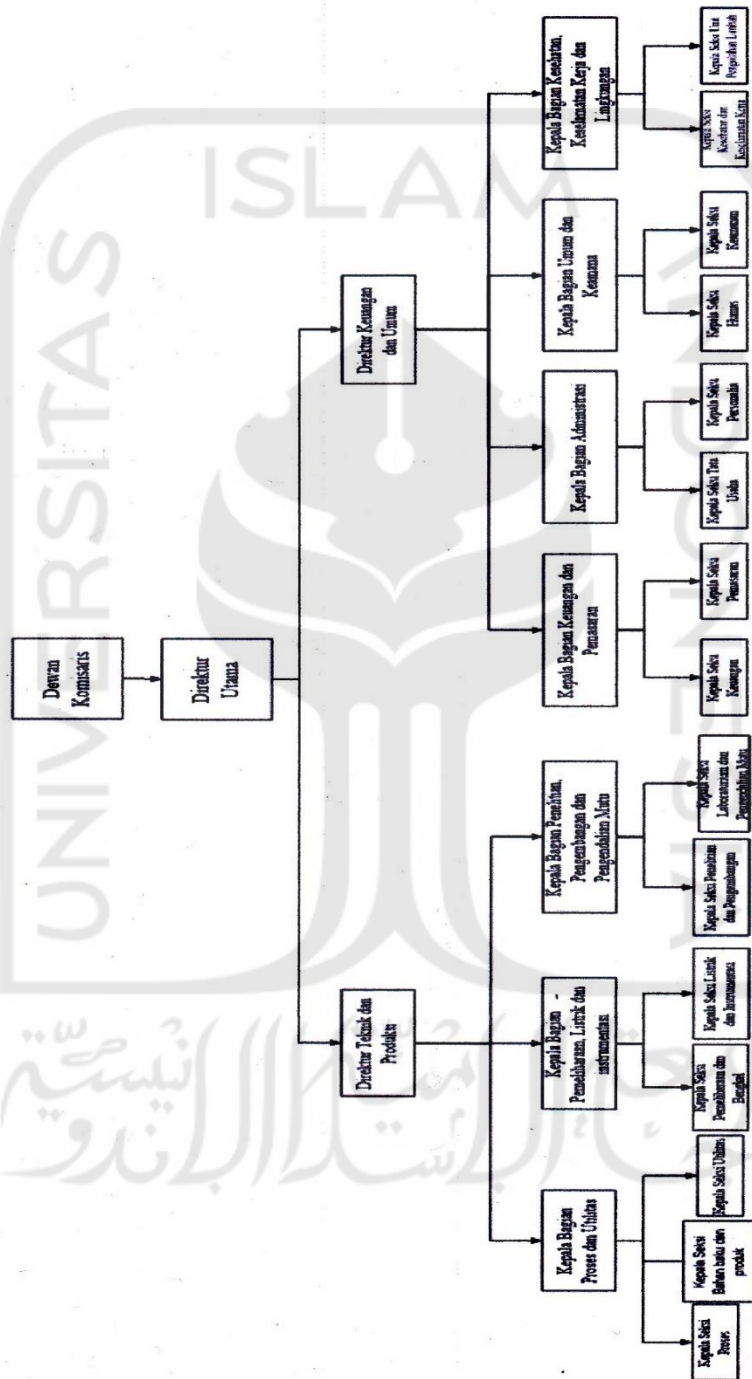
Pemegang saham Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

- a. Dewan komisaris
- b. Direktur Utama
- c. Direktur

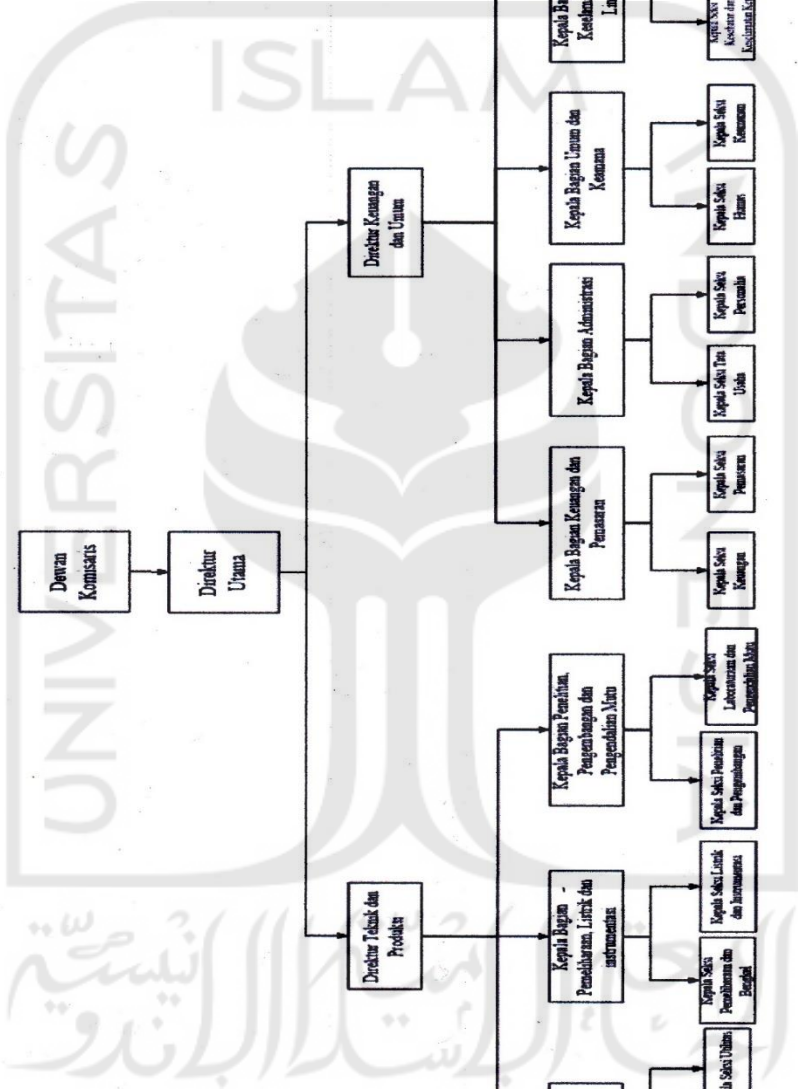
- d. Kepala Bagian
- e. Kepala Seksi
- f. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada saat rapat umum pemegang saham.





Gambar 4.5 Struktur Organisasi



4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

4.6.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

4.6.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atau segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utam membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, 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. keamaan, keselamatan kerja.

4.6.3.4 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 bertujuan bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

4.6.3.4.1 Kepala Bagian Proses dan Utilitas

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

4.6.3.4.2 Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

4.6.3.4.3 Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4.6.3.4.4 Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

4.6.3.4.5 Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

4.6.3.4.6 Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

4.6.3.4.7 Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.6.3.5 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.6.3.5.1 Kepala Seksi Proses

Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

4.6.3.5.2 Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjagakemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

4.6.3.5.3 Kepala Seksi Utilitas

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

4.6.3.5.4 Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

4.6.3.5.5 Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

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

4.6.3.5.6 Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

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

4.6.3.5.7 Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

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

4.6.3.5.8 Kepala Seksi Keuangan

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

4.6.3.5.9 Kepala Seksi Pemasaran

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

4.6.3.5.10 Kepala Seksi Tata Usaha

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

4.6.3.5.11 Kepala Seksi Personalia

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

4.6.3.5.12 Kepala Seksi Humas

Tugas: Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

4.6.3.5.13 Kepala Seksi Keamanan

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan pengawasan langsung masalah keamanan perusahaan.

4.6.3.5.14 Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas: Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

4.6.3.5.15 Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

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

4.6.4. Catatan

4.6.4.1. 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 itu.

4.6.4.2 Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (*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*).

4.6.4.3. Kerja Lembur (Overtime)

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

4.6.4.4. Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya.

Tabel. 4.22 Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	40.000.000,00	40.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000,00	30.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	30.000.000,00	30.000.000,00

Tabel 4.22 Lanjutan

Staff Ahli	1	35.000.000,00	35.000.000,00
Ka. Bag Umum	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Bag. Pemasaran	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Bag. Keuangan	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Bag. Teknik	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Bag. Produksi	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Bag. Litbang	1	25.000.000,00	25.000.000,00
Ka. Sek. Personalia	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Humas	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Keamanan	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Pembelian	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Pemasaran	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Administrasi	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Kas/Anggaran	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Proses	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Pengendalian	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Utilitas	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Pengembangan	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Ka. Sek. Penelitian	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Karyawan Personalia	3	8.000.000,00	24.000.000,00

Tabel 4.22 Lanjutan

Karyawan Humas	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Karyawan Keamanan	10	8.000.000,00	80.000.000,00
Karyawan Pembelian	5	8.000.000,00	40.000.000,00
Karyawan Pemasaran	6	8.000.000,00	48.000.000,00
Karyawan Administrasi	5	8.000.000,00	40.000.000,00
Karyawan Kas/Anggaran	4	8.000.000,00	32.000.000,00
Karyawan Proses	30	9.000.000,00	270.000.000,00
Karyawan Pengendalian	7	9.000.000,00	63.000.000,00
Karyawan Laboratorium	7	8.000.000,00	56.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan	10	8.000.000,00	80.000.000,00
Karyawan Utilitas	8	8.000.000,00	80.000.000,00
Karyawan KKK	5	8.000.000,00	40.000.000,00
Karyawan Litbang	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Sekretaris	5	5.000.000,00	25.000.000,00
Dokter	3	8.000.000,00	24.000.000,00
Perawat	5	5.000.000,00	25.000.000,00
Sopir	10	3.750.000,00	37.500.000,00
Cleaning Service	8	3.750.000,00	30.000.000,00
Total	160		1.566.500.000,00

4.6.4.5. Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift.

a. Jam kerja karyawan non-shift

Senin – Kamis:

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat:

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 16.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan shift

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00

- Shift Sore : 15.00 – 23.00

- Shift Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya.

Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 4.3 sebagai berikut :

Tabel 4.23. Jadwal kerja masing-masing regu

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

Keterangan :

P = Shift Pagi M = Shift Malam S = Shift Siang
L = Libur

4.7. Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*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*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Even Point*

5. *Shut Down Point*

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

Meliputi :

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- c. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- d. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap

- e. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- f. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- g. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.7.1 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 2019. 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 2019 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1990 sampai 2019, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel. 4.24 Harga Index

Tahun (x)	Index (Y)	X (tahun-ke)
1990	357,6	1
1991	361,3	2
1992	358,2	3
1993	359,2	4
1994	368,1	5
1995	381,1	6
1996	381,7	7
1997	386,5	8
1998	389,5	9
1999	390,6	10
2000	394,1	11
2001	394,3	12
2002	395,6	13
2003	401,7	14
2004	444,2	15

Tabel 4.24 Lanjutan

2005	468,2	16
2006	499,6	17
2007	525,4	18
2008	575,4	19
2009	521,9	20
2010	550,8	21
2011	585,7	22
2012	584,6	23
2013	579,5	24
2014	591,7	25
2015	603,9	26
2016	616,0	27
2017	628,1	28
2018	633,0	29
2019	678,0	30

Sumber : (Peter Timmerhaus,1990)

Persamaan yang diperoleh adalah : $15051x - 29709$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2019 adalah :

Tabel. 4.25 Harga indeks pada tahun perancangan

Tahun (x)	Index (Y)	X (tahun-ke)
2000	394,1	11
2001	394,3	12
2002	395,6	13
2003	401,7	14
2004	444,2	15
2005	468,2	16
2006	499,6	17
2007	525,4	18
2008	575,4	19
2009	521,9	20
2010	550,8	21
2011	585,7	22
2012	584,6	23
2013	579,5	24
2014	591,7	25
2015	603,9	26
2016	616,0	27
2017	628,1	28
2018	633,0	29
2019	678,0	30

Jadi indeks pada tahun 2019 = **678.0**

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi Peters & Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries & Newton, pada tahun 1955). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

E_x : Harga tahun pembelian

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi

N_x : Index harga pada tahun pembelian

N_y : Index harga pada tahun referensi

4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Hidrogen = 100.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan pada tahun = 2023

Kurs mata uang = 1 US\$=Rp 14.100,-

Harga bahan baku terdiri dari :

1. Asam nitrat = Rp 113.282.558.346/th

2. Asam sulfat= Rp 169.923.837.518 /th

3. Gliserin= Rp 551.428.326.337 /th

Harga bahan pembantu = Rp 18.433.839 /th

Harga bahan utilitas = Rp 2.117.006.542.189/th

Harga jual = Rp 4.371.000.000.000/th

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1. *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran–pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas–fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas –fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.7.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

4.7.3.3. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.7.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

4.7.4.1 *Percent Return On Investment*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

4.7.4.2 *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) adalah :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.
2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk

mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

4.7.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah :

1. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

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

4.7.4.4 *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point (SDP) adalah :

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

4.7.4.5. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

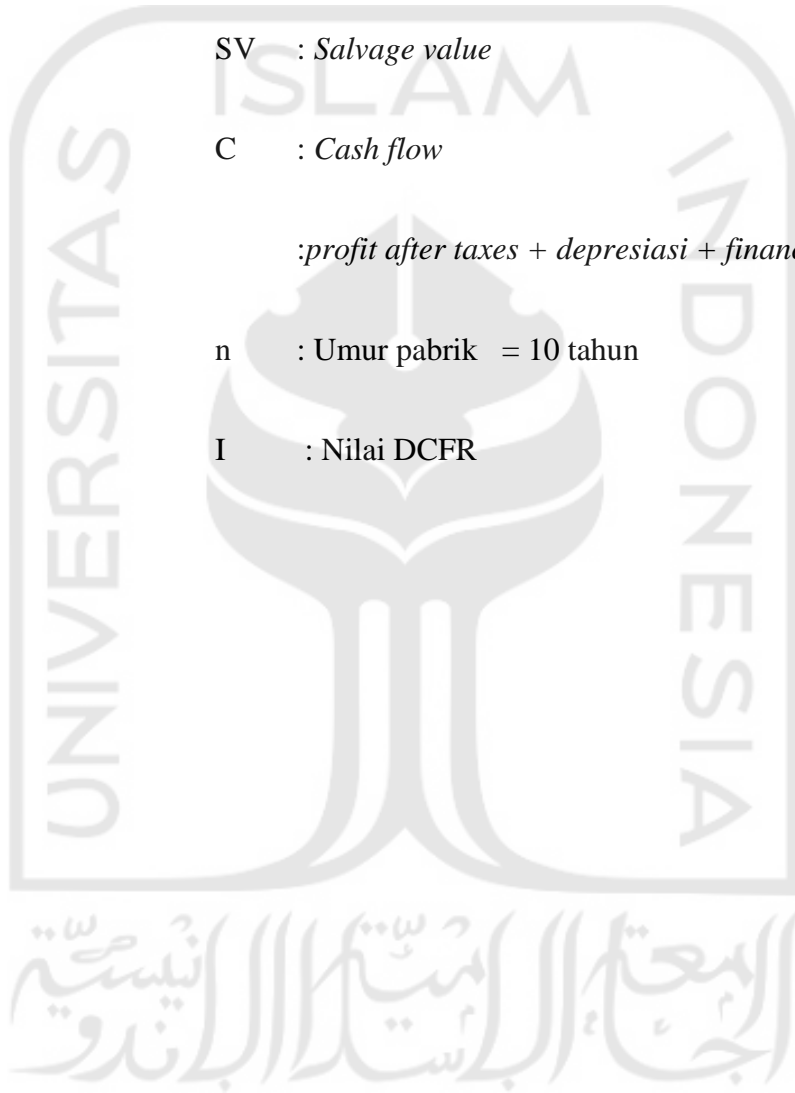
SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR



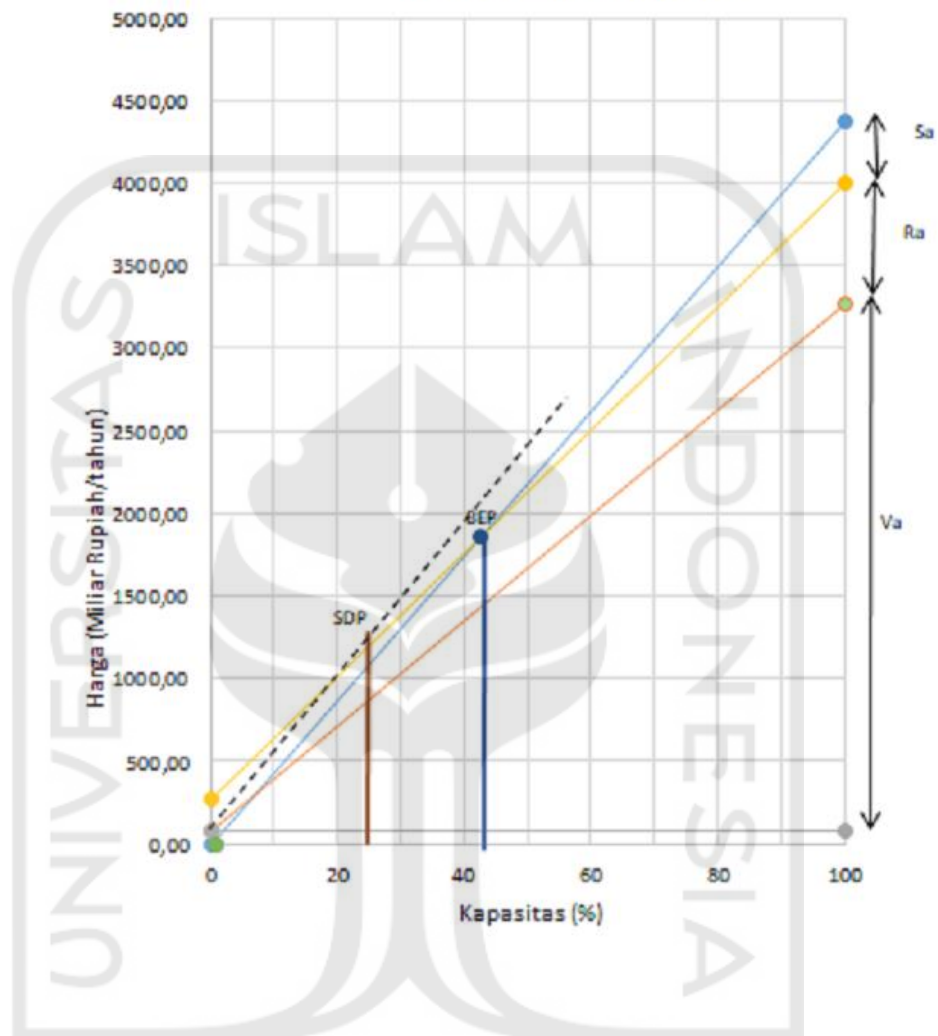
4.7.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik *Nitrogliserin* memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 2.6 Physical Plant cost

No	Jenis	Biaya (\$)
1	Purchased Equipment cost	6.613.015,22
2	Delivered Equipment Cost	8.266.269,02
3	Instalasi cost	978.726,25
4	Pemipaan	4.010.793,73
5	Instrumentasi	962.193,71
6	Insulasi	254.601,09
7	Listrik	1.203.568,77
8	Bangunan	527.255,64
9	Land & Yard Improvement	13.731.134,02
	Total	\$ 33.028.204,65
		Rp 206.801.993.681

Grafik Evaluasi Ekonomi



الجامعة الإسلامية
الاندونيسية

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik nitrogliserin dari gliserin dan campuran asam dengan kapasitas 100.0000 ton/tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko tinggi (high risk) karena berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik nitrogliserin ini tergolong pabrik beresiko tinggi.

Hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :

1) Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 374.550.661.108,69 /tahun, dan keuntungan setelah pajak (50%) sebesar Rp 187.275.330.554,34 /tahun.

2) *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 59,25 %, dan ROI setelah pajak sebesar 29,63 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi minimum adalah 44 % (Aries & Newton, 1955) pabrik ini telah memenuhi syarat batas ROI sebelum pajak yang disyaratkan 44%.

3) *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 1,4 tahun dan POT setelah pajak selama 2,5 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

4) *Break Event Point* (BEP) pada 42.53 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 29,93 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.

5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 10.80%. Suku bunga simpanan di bank saat ini adalah 6 % (www.bi.go.id, tanggal 25 April 2019). Syarat minimum DCFR adalah 1,5 x suku bunga simpanan bank ($1,5 \times 6\% = 9\%$).

Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik nitrogliserin dari gliserin dan campuran asam dengan kapasitas 100.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk nitrogliserin dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Biro Pusat Statistik, 2004-2007, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta
- 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*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Cabe, Mc, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Fromment, F.G., and Bischoff, B.K., 1979, *Chemical Reactor Analysis and Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Holman, J., 1981, *Heat Transfer*, McGraw Hill Book Co., Inc., New York
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, McGraw 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*, 2nd ed., John Wiley and Sons, Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., 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
- US Department of Army, 1948, *Military Explosive*, Washington DC, USA
- 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
- Ullmann's., 1984, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 4rded., Wiley-VCH.,Berlin
- 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.

Fessenden, R. J. and Fessenden J., S., 1986, *Organic Chemistry*, 3ed., pp. 80 –
125, Wadsworth, Inc., California.



LAMPIRAN A

REAKTOR (R-01)

A. Deskripsi

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 : $T = 20\text{ }^{\circ}C$

$P = 1\text{ atm}$

Konversi = 99,43%

B. Kinetika reaksi

Reaksi dianggap berorde 1 pada masing-masing a dan b menurut Tai Lu-Kei at al 2007, sehingga persamaan reaksi nya adalah :

$$(-r_A) = k C_A C_B$$

$$k = \frac{1}{C_{A0}(M-1)t} \ln \left(\frac{M-X_A}{M(1-X_A)} \right)$$

Dengan,

k : Konstanta laju reaksi,

C_A : Konsentrasi reaktan, mol/m^3

C_B : Konsentrasi reaktan, mol/m^3

T : Waktu Operasi, jam

X_A : Konversi reaksi

$$k = \frac{1}{0,0139 (510,518-1)1} \ln \left(\frac{510,518-0,9943}{510,518(1-0,9943)} \right)$$

$$k = 0,731 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

Neraca Massa

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi Berat	BM	ρ , (kg/m ³)	$\rho \cdot x$
C ₃ H ₅ N ₃ O ₉	12785,04733	0,1864	227,000	1593,1741	296,9274
C ₃ H ₈ O ₃	29,7045	0,0004	92,000	1259,5047	0,5454
HNO ₃	10766,8657	0,1570	63,000	1517,2647	238,1417
H ₂ SO ₄	32117,5273	0,4682	98,000	1839,0621	861,0398
H ₂ O	12899,4605	0,1880	18,000	1032,0041	194,0607
Total	68598,6054	1,000	498,000	7241,0097	1590,7150

Flow rate arus masuk reaktor :

$$F_v = \frac{\text{Massa umpan}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{68598,6054 \text{ kg/jam}}{1590,715 \text{ kg/m}^3} = 43,1244 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Konsentrasi gliserin (C_{A0}) :

$$C_{A0} = \frac{\text{Massa gliserin}}{F_v}$$

$$= \frac{0,3229 \text{ kmol/jam}}{43,1244 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 0,0075 \text{ kmol/m}^3$$

Konsentrasi Campuran Asam (C_{B0}) :

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

$$= \frac{(170,9026 + 327,7299) \text{ kmol/jam}}{43,1244 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 11,5627 \text{ kmol/m}^3$$

Ratio mol umpan masuk (M)

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

$$= \frac{11,5627 \text{ kmol/m}^3}{0,0075 \text{ kmol/m}^3}$$

$$= 1544,3534$$

C. Optimasi Reaktor



M : Fao	Fbo	-	-
R : Fao.X	Fao.X	Fao.x	Fao.X
S : Fao - Fao.X	Fbo - Fao.X	Fao.X	Fao.X

$$\text{FA} = \text{Fao} - \text{Fao.x}$$

$$\text{FB} = \text{Fbo} - \text{Fao.x}$$

Input - Output - Rx = Akumulasi

$$\text{Fao} - \text{Fa} - (-r_A)V = 0$$

$$\text{Fao} - \text{Fa} = -(-r_A).V$$

$$V = \frac{\text{Fao} \cdot X}{-r_A}$$

$$V = \frac{\text{Fao} \cdot X}{K \cdot C_a \cdot C_b}$$

$$V = \frac{\text{Fao} \cdot X}{K \cdot C_{ao} (1-x) \times C_{ao} \left(\frac{C_{bo}}{C_{ao}} - X\right)}$$

$$V = \frac{\text{Fao} \cdot X}{K \cdot C_{ao}^2 (1-x) \times (M-X)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{ao} \cdot X}{K \cdot C_{ao}^2 (1-x) \times (M-X)}$$

$$V = \frac{Fv X}{K.C_{A0} (1-x) x (M-X)}$$

Menghitung jumlah reaktor

$$V = \frac{Fv(X_n - X_{n-1})}{k.C_{A0}(1 - X_n)(M - X_n)}$$

Dengan,

Fv : Flow rate masuk reaktor, m³/jam

k : Konstanta reaksi

X_n : Konversi pada reaktor ke-n

Untuk mengetahui jumlah reaktor maka dilakukan optimasi dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>

Sehingga didapat jumlah reaktor yang di gunakan sebanyak 2 dengan pertimbangan harga yang lebih murah.

n	V (m ³)	V total	V x 1,2	V (gal)	Harga @ (US \$)	Harga alat (US \$)
1	1050,755	1050,755	1260,906	333096,053	2592300,000	2592300,000
2	78,053	156,106	93,664	24743,297	653500,000	1307000,000
3	31,023	93,070	37,228	9834,582	400800,000	1202400,000
4	17,361	69,444	20,833	5503,580	294600,000	1178400,000
5	12,127	60,636	14,553	3844,386	243600,000	1218000,000

D. Menghitung Dimensi Reaktor

Keterangan :

Reaktor dilengkapi dengan pengaduk agar suhu, tekanan dan komposisi selalu seragam. Reaktan dan prosuk bersifat korosif, sehingga dipilih bahan

stainless steel 310 A15 sebagai bahan konstruksi reaktor. Reaktor dilengkapi dengan koil pemanas untuk menjaga agar suhu dalam reaktor tetap isothermal.

Bentuk reaktor dipilih adalah vertikal vessel dengan formed head. Untuk tekanan operasi 1 atm dipilih bentuk torespherical dished head (Brownell and Young, hal 88).

$$\text{Volume shell} = 5,519 \text{ m}^3$$

Untuk desain optimum, digunakan perbandingan diameter dan tinggi reaktor $D/H=1$ (Brownell and Young, 1958).

$$D = H$$

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

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

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

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

$$D = \left(\frac{4 \times 112,396 \text{ m}^3}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 5,232 \text{ m}$$

$$= 205,965 \text{ in}$$

$$H = 5,232 \text{ m}$$

$$= 205,965 \text{ in}$$

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

Dimana,

D_s : Diameter shell, in

V_d : Volume dish, ft^3

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 \times (205,965)^3$$

$$= 428,132 \text{ ft}^3$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$$

$$\text{Diambil } sf = 2$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} (205,965)^2 \times \frac{2}{144}$$

$$= 38,543 \text{ ft}^3$$

Sehingga,

$$V_{head} = 2 (V_{dish} + V_{sf})$$

$$= 2 (428,132 + 38,543)$$

$$= 933,349 \text{ ft}^3$$

$$= 26,432 \text{ m}^3$$

$$V_{reaktor} = V_{shell} + V_{head}$$

$$= 93,664 \text{ m}^3 + 26,432 \text{ m}^3$$

$$= 120,096 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume bottom} = 0,5 \times V_{head}$$

$$= 0,5 \times 26,432 \text{ m}^3$$

$$= 13,216 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan} = V_{shell} - V_{bottom}$$

$$= 93,664 \text{ m}^3 - 13,216 \text{ m}^3$$

$$= 80,447 \text{ m}^3$$

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

$$= \frac{4 \times 80,47 \text{ m}^3}{\pi (5,232 \text{ m})^2}$$

$$= 3,744 \text{ m}$$

Menghitung tebal shell

Digunakan persamaan 13.1 Brownell dan Young, 1959 hal 254 :

$$t_s = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + c$$

dimana,

t_s : tebal shell, in

E : efisiensi pengelasan = 0,85

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

r_i : jari-jari dalam shell, in

$$\begin{aligned} r_i &= 0,5 \times D \\ &= 0,5 \times 205,965 \text{ in} = 102,9826 \text{ in} \end{aligned}$$

c : faktor koreksi = 0,125 in

P : Tekanan desain = Poperasi + Phidrostatik

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho g h}{g_c} = 24,411 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = (14,7 \text{ psi} + 24,411) \times 1,2 = 67,2762 \text{ psi}$$

$$t_s = \frac{67,2762 \times 102,9826}{(18750 \times 0,85) - (0,6 \times 67,2762)} + 0,125$$

$$= 0,561 \text{ in}$$

Dari tabel Brownell 1959 hal 350, dipilih t_s standar sebesar 9/16 in.

Menghitung tebal head

Digunakan persamaan 77.7 Brownell dan Young, 1959 hal 138 :

$$t_h = \frac{P r_w}{2 f E - 0,2 P} + c$$

dimana,

P : Tekanan

$$P = P_{\text{desain}} - P_{\text{operasi}}$$

$$P = 67,2762 \text{ psi} - 14,7 \text{ psi} = 52,576 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID shell} + 2t_s \\ &= 205,965 \text{ in} + (2 \times 0,561 \text{ in}) \\ &= 207,087 \text{ in} \\ &= 5,260 \text{ m} \end{aligned}$$

Dicari ukuran standart pada tabel 5.7 Brownell hal. 90, maka didapat :

$$\text{OD} = 204 \text{ in}$$

$$t_s = 0,563 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 12,250 \text{ in}$$

$$r = 170 \text{ in}$$

E : efisiensi pengelasan = 0,85

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

c : faktor koreksi = 0,125

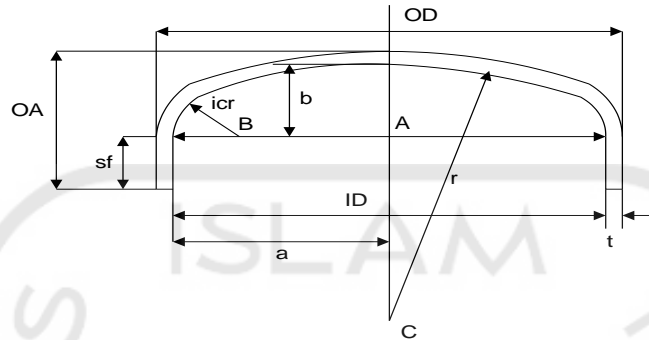
w : faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head, in

$$\begin{aligned} w &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{i_{cr}}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{170}{12,250}} \right) \\ &= 1,681 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{52,576 \times 170 \times 1,681}{2(18750 \times 0,85) - (0,2 \times 52,576)} + 0,125 \\ &= 0,597 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal 350 dipilih tebal head 5/8 in.

Menghitung tinggi head



Pada tabel 5.4 Brownell halaman 87 dengan th 3/8 in, didapat nilai sf sebesar 1 ½ - 3 in . Maka dipilih nilai sf sebesar 2 in .

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2t \\ &= 204 \text{ in} - (2 \times 5/16) \\ &= 202,875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{\text{ID}}{2} \\ &= \frac{202,875 \text{ in}}{2} \\ &= 121,438 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 121,438 \text{ in} - 12,250 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 89,188 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 170 \text{ in} - 12,250 \text{ in} \\ &= 157,750 \text{ in} \end{aligned}$$

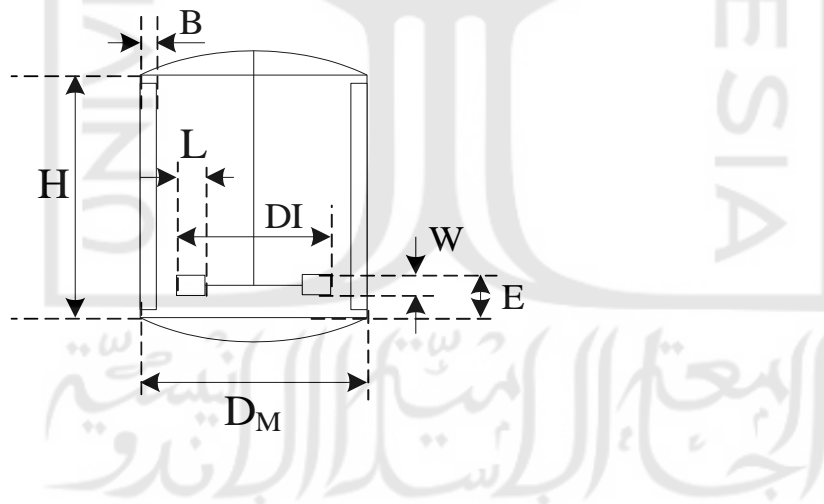
$$\begin{aligned} \text{AC} &= \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} \\ &= \sqrt{157,750^2 - 89,188^2} \\ &= 130,118 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= 170 \text{ in} - 130,118 \text{ in} \\
 &= 39,882 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{\text{Head}} &= th + b + sf \\
 &= 5/8 + 39,882 \text{ in} + 2 \text{ in} \\
 &= 44,007 \text{ in} \\
 &= 1,118 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{\text{Reaktor}} &= 2 h_{\text{Head}} + h_{\text{shell}} \\
 &= (2 \times 1,118 \text{ m}) + 5,232 \text{ m} \\
 &= 7,467 \text{ m}
 \end{aligned}$$

E. Menghitung spesifikasi pengaduk



Keterangan gambar :

- DI : Diameter pengaduk, m
- L : Panjang sudut pengaduk, m
- B : Lebar baffel, m
- E : Jarak pengaduk dengan tangki, m

W : Lebar sudut pengaduk, m

DM : Diameter tangki, m

Ukuran pengaduk

Data pengaduk di dapat dari Brown “ Unit Operation” halaman 507.

$$\begin{aligned} DI &= \frac{DM}{3} \\ &= \frac{5,232 \text{ m}}{3} \\ &= 1,744 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E &= \frac{DM}{3} \\ &= \frac{5,232 \text{ m}}{3} \\ &= 1,744 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B &= \frac{DM}{12} \\ &= \frac{5,232 \text{ m}}{12} \\ &= 0,436 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{DI}{4} \\ &= \frac{1,744 \text{ m}}{4} \\ &= 0,436 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{DM}{5} \\ &= \frac{5,232 \text{ m}}{5} \\ &= 1,046 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter pengaduk} = 1,744 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk dengan tangki} = 1,744 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffel} = 0,436 \text{ m}$$

$$\text{Panjang sudut pengaduk} = 1,046 \text{ m}$$

$$\text{Lebar sudut pengaduk} = 0,436 \text{ m}$$

Menghitung jumlah impeler

WELH (Water Equivalent Liquid High)

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

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

$$= \frac{1590,715 \text{ kg/m}^3}{1032,004 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,541$$

$$\text{WELH} = 1,541 \text{ m} \times 3,744 \text{ m}$$

$$= 5,772 \text{ m}$$

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

$$= \frac{5,772 \text{ m}}{5,232 \text{ m}}$$

$$= 1,10324$$

Maka jumlah pengaduk adalah 1.

Putaran Pengaduk

$$\frac{\text{WELH}}{2 \text{ DI}} = \left(\frac{\pi \times \text{DI} \times N}{600} \right)^2 \quad (\text{Rase, 1977})$$

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

Dimana,

N : kecepatan putaran pengaduk, rpm

DI : diameter pengaduk, m

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{600}{\pi \times 0,639 \text{ m}} \sqrt{\frac{5,772 \text{ m}}{2 \times 1,744 \text{ m}}} \\
 &= 74,923 \text{ rpm} \\
 &= 1,249 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Menentukan daya motor

$$P = \frac{N^3 DI^5 \rho N_p}{550 gc} \quad (\text{Brown, 1978})$$

Dimana,

P : daya pengaduk, Hp

N_p : Power number

N : Kecepatan putaran pengaduk

ρ : Densitas campuran

DI : Diameter pengaduk

gc : gravitasi (32,2 lbf/s² · lbf)

Bilangan Reynolds

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho L \times N \times DI^2}{\mu L} \\
 &= \frac{1590,715 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 84,000 \text{ rpm} \times (1,744 \text{ m})^2}{0,024 \text{ cp}}
 \end{aligned}$$

$$= 17147318,989$$

Dari figure 9.13 Mc. Cabe, halaman 251.

$$NRe = 17147318,989$$

Diperoleh $Np = Po$

$$Po = 9,2$$

$$P = \frac{(1,249)^3 \times (1,744)^5 \times 1590,715 \times 9,2}{550 \times 32,2}$$

$$= 25,947 \text{ Hp}$$

Daya motor, efisiensi motor 89%.

Dari figure 14.38 Pipers halaman 514.

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{\eta}$$

$$= \frac{25,947}{0,89}$$

$$= 29,154 \text{ Hp}$$

Dipilih daya motor sebesar 102 Hp.

F. Perancangan pendingin.

Neraca panas total reaktor

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
----------	-------------------	--------------------

Qin reaktor	2777656,1214	
Qout reaktor		2503245,305
Qreaksi	2584274,1042	
subtotal	5361930,2255	2503245,3050
Qpendingin		2858684,9206
Total	5361930,2255	5361930,2255

Qin reaktor > dari Q out reaktor sehingga digunakan pendingin.

Kebutuhan pendingin yang digunakan berupa brine water CaCl₂ 30% karena pendingin dibawah suhu kamar.

Kebutuhan pendingin sesuai dengan perhitungan neraca panas

$$\begin{aligned}
 Q &= 2858684,9806 \text{ kJ/jam} \\
 &= 2710033,305 \text{ btu/jam}
 \end{aligned}$$

Sifat-sifat fisis CaCl₂ 30% pada suhu Tf = 29,3 °F

$$\begin{aligned}
 C_p &: \text{kapasitas panas larutan} &= 0,71 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F} \\
 \rho &: \text{Densitas} &= 1113,200 \text{ kg/m}^3 \\
 & &= 69,494 \text{ lb/ft}^3 \\
 \mu &: \text{Viskositas} &= 0,00042 \text{ kg/m.s} \\
 & &= 10,165 \text{ lb/ft.jam} \\
 k &: \text{konduktivitas} &= 0,32 \text{ btu/jam.ft.}^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

Jumlah brine yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 M \text{ brine} &= \frac{Q_w}{C_p(T_{out}-T_{in})} \\
 &= \frac{2710033,305}{0,71 (35,6-23)} \\
 &= 302932,4061 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$= 137531,3124 \text{ kg/jam}$$

Volume pendingin yang diperlukan :

$$\begin{aligned} V \text{ brine} &= \frac{M_{\text{brine}}}{\rho} \\ &= \frac{137531,3124}{69,4948} \\ &= 4359,0658 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

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_1	68	23	45
ΔT_2	68	35,6	23,4

$$\begin{aligned} \Delta T \text{ LMTD} &= \frac{23,5 - 36}{\ln \frac{23,4}{36}} \\ &= 38,356 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menghitung Luas Transfer Panas

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T \text{ LMTD}}$$

Dimana,

A : Luas transfer panas, ft^2

Q : Jumlah brine yang dibutuhkan, btu/jam

U_D : Untuk fluida panas light organics dan fluida dingin heavy organics, maka nilai $U_D = 10\text{-}40 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$.

(Tabel 8 Kern, halaman 840).

Diambil harga UD = 40 btu/ft².⁰F.jam.

$$\Delta T \text{ LMTD} : 38,356 \text{ } ^0\text{F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{2709653,953}{40 \times 38,356} \\ &= 1766,136 \text{ ft}^2 \\ &= 164,074 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung luas selubung Reaktor R-01

$$L = \pi \times D \times L$$

Dimana,

D : Diameter reaktor 5,232 m

L : Tinggi shell reaktor 5,232 m

$$\begin{aligned} L &= \pi \times 5,232 \times 5,232 \\ &= 85,938 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

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.722.

$$h_c = \frac{0,87 \cdot k}{Dt} \left[\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{1/3} \left[\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

Dimana,

h_c : koefisien transfer panas cairan, Btu/jam.ft².°F

Dt : diameter reaktor = 6,285 ft

k : konduktivitas panas = 0,173 Btu/jam.ft².°F

C_p : kapasitas panas larutan = 0,80 Btu/lb.°F

L : diameter putar pengaduk = 0,527 ft

N : kecepatan putar pengaduk = 4920 rph

ρ : densitas campuran = 98,467 lb/ft³

μ : viskositas campuran = 0,103 lb/ft.jam

μ_w : viskositas air = 0,607 lb/ft.jam

$$h_c = \frac{0,87 \cdot 0,173}{6,285} \left[\frac{0,527^2 \cdot 4920 \cdot 98,467}{0,103} \right]^{1/3} \left[\frac{0,80 \cdot 0,103}{0,173} \right]^{1/3} \left[\frac{0,103}{0,607} \right]^{0,14}$$

$$= 948108,677 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

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
 Schedule : 40
 Ao : 0,622 ft²/ft
 Ai : 0,542 ft²/ft
 Flow area per : 3,350 in²
 : 0,023 ft²

Menghitung koefisien transfer panas dalam koil

$$h_i = jH \frac{k}{D} \left[\frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

Dimana,

jH : Didapat dari grafik 24 Kern halaman 834, dengan nilai nilai Re.

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{ID \cdot G}{\mu} \\
 &= \frac{0,172 \cdot 13020338,724}{10,170} \\
 &= 220537,228
 \end{aligned}$$

Maka didapat nilai jH sebesar 300.

$$\begin{aligned}
 h_i &= 300 \times \frac{0,320}{0,172} \left[\frac{0,710 \cdot 10,170}{0,32} \right]^{1/3} \left[\frac{10,170}{1} \right]^{0,14} \\
 &= 2179,064 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$\begin{aligned}
 &= 2179,064 \times \frac{0,172}{0,198} \\
 &= 1892,489 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung U_c (Clean Overall Coefficient)

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_c \times h_{i0}}{h_c + h_{i0}} \\
 &= \frac{948108,677 \times 1892,489}{948108,677 + 1892,489} \\
 &= 1888,719
 \end{aligned}$$

Menghitung R_d

Untuk fluida panas light organic dan fluida dingin heavy organics, maka nilai U_d berkisar antara 10-40 Btu/jam.ft².⁰F berdasarkan tabel 8, Kern halaman 840.

$$U_d \text{ dipilih} = 40 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{h_c - U_d}{h_c \times U_d} \\
 &= \frac{948108,677 - 40}{948108,677 \times 40} \\
 &= 0,025
 \end{aligned}$$

Menghitung panjang pipa yang digunakan

$$\begin{aligned}
 L_c &= \frac{A}{A_0} \\
 &= \frac{A}{A_0} \\
 &= \frac{1766,136}{0,622}
 \end{aligned}$$

$$= 2839,466 \text{ ft}$$

$$= 865,463 \text{ m}$$

Menghitung volume koil

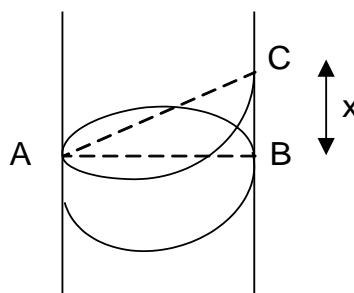
$$\begin{aligned} V_c &= \frac{1}{4} \pi \cdot OD^2 \cdot L_c \\ &= \frac{1}{4} \pi \cdot 0,060^2 \cdot 865,463 \\ &= 2,483 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{total}} &= V_{\text{cairan}} + V_{\text{koil}} \\ &= 80,447 + 2,483 \\ &= 82,930 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi cairan dalam shell

$$\begin{aligned} h &= \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2} \\ &= \frac{4 \cdot 82,930}{\pi \cdot 5,232^2} \\ &= 3,860 \text{ m} \\ &= 12,664 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung jumlah lilitan



$$BC = \frac{1}{4} \cdot OD \text{ koil}$$

$$= \frac{1}{4} \cdot 0,060$$

$$= 0,020 \text{ m}$$

$$AB = 0,8 \times ID \text{ reaktor}$$

$$= 0,8 \times 5,232$$

$$= 4,185 \text{ m}$$

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

$$= \sqrt{4,185^2 + 0,020^2}$$

$$= 4,185 \text{ m}$$

$$\text{Lcoil tiap lilitan} = \pi \times AC$$

$$= \pi \times 4,185$$

$$= 13,142 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah lilitan (N)} = \frac{Lc}{\text{Lcoil tiap lilitan}}$$

$$= \frac{865,463}{13,142}$$

$$= 65,856$$

Maka dipilih jumlah lilitan sebanyak 66 lilitan.

Menghitung tinggi koil

$$h_{\text{coil}} = (N-1) \cdot BC + 20D$$

$$= (66-1) \times 0,020 + (2 \times 0,060)$$

$$= 1,431 \text{ m}$$

Jarak koil dari dasar silinder = $0,1 \times \text{Diameter reaktor}$

$$= 0,1 \times 5,232$$

$$= 0,523 \text{ m}$$

Tinggi puncak koil = $h_{\text{coil}} + \text{jarak koil dari dasar silinder}$

$$= 1,431 + 0,523$$

$$= 1,954 \text{ m}$$

Tinggi cairan adalah 3,860 m, maka coil terendam dalam cairan.



