

**MILIK**PERPUSTAKAAN-FTI-UII  
YOGYAKARTA**PRA RANCANGAN****PABRIK NITROBENZENE DARI NITRASI BENZENE DAN ASAM CAMPURAN  
KAPASITAS : 60.000 TON/TAHUN****TUGAS AKHIR**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar

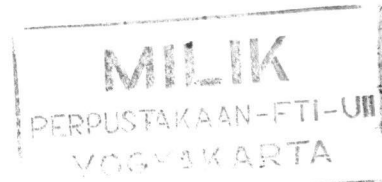
Sarjana Kimia Jurusan Teknik Kimia



No. Inv	1571/AS/FTI-TK-UII/03
Tanggal	3 Apr 03
Asal	F. TERW. IUGULSTKI-UII
Harga	Rp. 2000,-
PERPUSTAKAAN FAK. TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	

*Disusun oleh :***AMELIA YUNITA EKANINGRUM (98521006)****IRA RATNA DHARNANTI (98521019)**

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
JOGJAKARTA  
2003**



**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK  
NITROBENZENE DARI NITRASI BENZENE DAN ASAM CAMPURAN  
KAPASITAS : 60.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Disusun Oleh :

Amelia Yunita Ekaningrum  
(98521006)

Ira Ratna Dharnanti  
(98521019)

Telah disyahkan dan disetujui oleh Dosen Pembimbing pada :

Hari : Senin

Tanggal : 24-02-2003

Yogyakarta, Februari 2003

Ketua Jurusan

T. Kimia UII

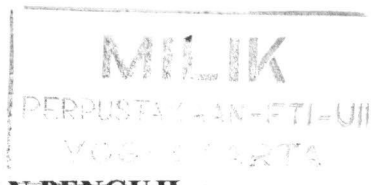


(Asmanto Subagyo, Msc)

Dosen Pembimbing



(Ir. Panut Mulyono, M.Eng, D.Eng)



**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**PRA RANCANGAN PABRIK  
NITROBENZENE DARI NITRASI BENZENE DAN ASAM CAMPURAN  
KAPASITAS : 60.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Tingkat Sarjana  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Disusun Oleh :

1. Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)
2. Ira Ratna Dharnanti (98521019)

Jogjakarta, Maret 2003

Tim Penguji

1. Ir. Panut Mulyono, M.Eng, D. Eng
2. Ir. H. A. Malik Kholiq, MM
3. Arif Hidayat, ST

(A)  
Hidayat 28/III 103

Mengetahui,

Dekan Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.

*Karya sederhana ini dengan segala kerendahan dan ketulusan hati  
"AMEL" persembahkan kepada:*

*"Allah Azza Wa Jalla"*

*Engkau yang mengenggam setiap hati, pengangkat setiap kemuliaan,  
penyempurna setiap kebahagiaan, atas limpahan rahmat, karunia serta  
belaian kasih sayang-Mu sampai saat akhir perjalanan dunia ini.*

*Bunda... Bunda... Bunda & Ayah "Subarkah" tercinta  
Doa restu, kasih sayang, pengorbanan, pengertian, harapan, dan  
bimbinganmu yang selalu mendukung segala usahaku dalam melihat  
dan menghadapi dunia yang sampai kapanpun tidak akan bisa  
terbalas.*

*Adindaku "Ari" tersayang  
Dalam segala peristiwa yang kualami, kamu slalu ada dan terus  
membantu dan mengkritik segala hal yang kulakukan.*

Karya sederhana ini dengan segala kerendahan dan ketulusan hati  
"IRA" persembahkan kepada:

*"Allah SWT... Allah SWT... Allah SWT"*

Terima kasih atas karunia yang telah kau berikan kepada kami umat-Mu. Hanya karena Engkau lah jalan yang kami tempuh selama ini dapat kami lalui. Kami bersyukur pada-Mu ya Allah atas nikmat yang telah kau limpahkan kepada kami, semoga kami tetap dalam lindungan dan hidayah-Mu. Amien.

*"Mama & Papa Dharnan" tercinta*

Rasa terima kasihku yang terdalam atas semua cinta dan kasih sayang, pengorbanan, semangat, dorongan dan doa-doa dalam setiap langkahku. Ananda akan selalu inget nasihat bahwa tak ada kata berhenti untuk belajar dan berusaha.

*"Kakakku, Tody" tersayang*

Bimbingan, arahan dan perhatian selama ini. Semoga semua ini dapat diambil hikmahnya.

*"Ade Ita" tersayang*

Kebersamaan dan keceriaan kita melewati hari-hari indah yang kita lalui bersama mimpi-mimpi, semoga tetap terjaga dan tak kan pernah pudar.

## MOTTO

" Sesungguhnya sesudah kesulitan itu ada kemudahan. Maka apabila kamu telah selesai (dari suatu urusan), kerjakanlah dengan sungguh-sungguh (urusan) yang lain. Dan hanya kepada Tuhan - Mulah hendaknya kamu berharap " (QS. Asy Syarh 6-8)

" Jadikanlah sabar & sholat sebagai penolongmu. Dan sesungguhnya yang demikian itu sungguh berat, kecuali bagi orang-orang yang khusyu " (Qs. Al baqarah 45)

Lakukanlah semua kebaikan yang dapat kamu lakukan,  
dengan segala kemampuanmu,  
dengan semua cara yang kamu bisa, disegala tempat,  
setiap saat kepada semua orang, selama kamu bisa

Membaca, berpikir, mencintai, berdo'a,  
hal hal inilah yang membuat orang berbahagia

Hadiah terbaik untuk :

Teman anda - *setia kawan*

Musuh anda - *maaf*

Atasan anda - *jasa*

Seorang anak - *teladan yang baik*

Orang tua anda - *rasa terima kasih dan bakti*

Pasangan anda - *cinta dan kesetiaan*

Alhamdulillah, terima kasih Allah SWT atas segala kemudahan yang telah Engkau berikan sehingga salah satu amanah-Mu bisa kuselesaikan. Sholawat teruntuk Rasulullah SAW yang slalu kunanti syafaatnya di yaumul akhir nanti.

### AMEL THANK'S TO:

- ♥ Keluarga besar Cilacap special "TANTE ENI & Keponakanaku (WULAN, FIRA)  
Makasih atas doanya ...Mba Eni, mau minta ditraktir dimana? Nasi pecel aja ya...Mba lia masih boleh bobo ditempat kalian berdua gak? Jangan sering buat mama marah ya wulan & fira cantik.
- ♥ My partner sekaligus sahabat tersayangku "IRA Irtul"  
Thul...tiada kata yang bisa kuucapkan dengan isapan jempol belaka. Thank's banget karena dirimu slalu menghiburku dengan segala canda lawamu yang slalu membuatku tersenyum setiap saat dan khayalan & impian kita yang membuatku jadi bangkit untuk memperoleh impian kita. You are my best friend and Friendship is never end.
- ♥ "DE.."  
Kau yang pernah ada dihatiku, kau juga yang slalu mengisi hari-hari indahku.... Thank's all for sweet memory and sweet day.
- ♥ Sahabat kecilku "ENDHE Mondol"  
Tak terasa ya Ndol...Persahabatan kita bisa sampai kita jadi sarjana, padahal dulu kita masih imut banget ya...? Thank's atas persahabatan, dukungan dan pengorbanan yang selama ini kita jalani.
- ♥ Yang slalu menyayangiku & memaafkanaku "NIKEN Bapau"  
Pau...thank's atas pengorbananmu, dukunganmu. Pokoknya aku sangat berterima kasih pada dirimu...karena pengorbanan yang tak pernah henti ada pada dirimu. You are the best.
- ♥ Yang slalu menggodaku "ENI Entul"  
Thul... Makasih ya atas julukan "Oon Mel" tapi jangan salah lhoe...sekarang aku udah gak oon lagi kan udah jadi sarjana. Makasih atas hari-hari sepi karena dirimu slalu menemaniku.
- ♥ Teman lamaku (ITA, HENDRO, VITA, YUSI, WIWID, DWI, LILI)  
Ayo cepetan....Kapan kalian nyusul? Inget kalian udah tua lhoe.
- ♥ Teman kosku (RENI, NIDING, ZENIKA, YANI, ATI, YANI, AEN, ESTI)  
Thank's atas kekompakannya dan canda tawa yang menggelikan.
- ♥ Crypton R 3342 WB and kamar kesayanganku beserta dedet dan momonku.

## IRA THANK'S TO:

- ✱ Keluarga besar "TIRTOREDJO & HADI SUKANTO"  
Terima kasih dukungannya selama ini, ira udah jadi sarjana. Mba' wur, thank's komputernya ya udah dibenerin.
- ✱ Partnerku sekaligus sahabat galakku "AMELIA Y.E"  
Makasih banyak atas kerja sama dan kesabarannya, semoga persahabatan kita tidak sampai disini. ntar kalo kejogja kita jalan - jalan barenk, makan soto dilebengan, makan jogja chicken, eh minum es lautan biru ya. Kamu bener - bener sahabat terbaikku yang galak.
- ✱ Teman - temen kost "DS. RALDA"  
mbak leni & mas Asep ( pemilik kost)  
Ita, Meta, Meli, Reni, Uchiel, Rina, Dea, D-dah, Tentri (1<sup>st</sup> floor)  
Della, Iko, Ruli, Ika, Puri (2<sup>nd</sup> floor)  
Thank's atas dukungannya selama ira kost disini. Kalian bener - bener temen yang baik hati ramah dan tidak sombong. Jaga kekompakan kita.
- ✱ Teman - temen Ex kost "DS. RALDA"  
Yulia, Ella, Nunink, Yuyun, Dewie dun-dun nan gagah, mba' Umi, epti, Mba' alit, Yuli, Ana, A-long, Leni.
- ✱ Anak - anak yang selalu meramaikan kost - kostan  
A-yoeng, Pampi, Ari, Kiki
- ✱ Abang - abang maguwo  
Bang Tyas, Bang Dedi, Bang Yosi, sombonge udah gak pernah maen kekost
- ✱ Sobat sobat koe Ex Smunsa Pekalongan  
Ittick, Heny, Marlina, Anik, Indah, Anom, Aci', Ipunk, Dadank.  
Kapan kalian mau keJOGJA !!!!!???
- ✱ Teman - temen Amel's kost  
kalian gak pada bosan ama kedatanganku kan???
- ✱ Teman - temen KKD unit 80 angkatan 24  
kapan nich kita kumpul - kumpul lagi??!!!
- ✱ Supra G 3523 MA  
Yang setia mengantarku kemana saja. Komputerku, kamarku, pophon tuing, thank's a lot.





## AMEL & IRA THANK'S TO :

- ♣ Bapak Panut Mulyono  
Pak....Makasih banget atas kesabarannya selama ini. Maafin kami atas deringan telepon yang mengganggu bapak ketika bapak sedang sibuk. Pokoknya bapak is the best dech.
- ♣ Mas Agan & Mas Henri  
Mas....Thank's banget atas kolokannya selama ini. Makasih juga atas pertanyaan-pertanyaan yang terkadang membuat kepala kita jadi tambah pusing.
- ♣ Nanik  
Nan...sabar ya? Mungkin Allah memberikan jalan yang terbaik buat dirimu, ambil aja hikmahnya dari musibah yang kamu alami. Sukses ya buat pendadarannya besok!
- ♣ Teman-teman bimbingan (Eti, Nining, Yuyu, Devin, Dwi, dll)  
Jangan lupa ya ama kita berdua yang imut-imut! Kapan makan soto klebengan lagi & kapan jalan-jalan lagi?
- ♣ Mas Aman  
Mas...Thank's ya atas PEFD nya dan maafin kami atas revisi-revisi gambar yang mungkin mengganggu dirimu. Moga cepet dapat kerja ya? Tapi kalo udah jadi orang jangan lupa ama kita ya?
- ♣ Soto klebengan & Yogya chicken  
Yang selalu siap menerima kami jikalau kami kelaparan setelah bimbingan.

## KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr.Wb

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah- Nya, sehingga tugas akhir ini dengan judul "Pra Rancangan Pabrik Nitrobenzene dari Nitration Benzene dan Asam Campuran dengan kapasitas 60.000 ton/tahun" dapat terselesaikan.

Penyusunan tugas akhir ini sebagai syarat untuk menyelesaikan pendidikan kesarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Jogjakarta. Dengan mengerjakan tugas ini, mahasiswa diharapkan mampu menerapkan berbagai teori dan pengetahuan yang diperoleh dalam perkuliahan untuk merancang alat proses pabrik kimia serta dapat mengambil kesimpulan tentang kelayakan ekonomi pembangunan pabrik tersebut.

Dalam penyusunan laporan kami merasa masih kurang dari sempurna, oleh karena itu penulis mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi sempurnanya laporan ini.

Penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada beberapa pihak yang telah membantu dalam penyusunan laporan ini.

1. Mama dan Papaku, atas doa, kasih sayang, perhatian serta pengorbanan yang tulus dan ikhlas
2. Bapak Ir. Panut Mulyono, M.Eng, D.Eng, selaku Dosen Pembimbing yang banyak membantu dan membimbing kami dalam penyusunan laporan ini.

3. Bapak Ir. H. Bachrun Sutrisno, M.Sc, sebagai Dekan FTI UII
4. Bapak Ir. Asmanto Subagyo, M.Sc, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia FTI UII
5. Kakak dan Adikku tersayang & tercinta, yang telah memberikan semangat dan dorongan.
6. Semua teman-teman kostku, thank's atas dorongan dan kebersamaan selama ini.
7. Temen-temen seperjuangan, thank's atas hari-hari indahny, jangan lupa ya ama kami.
8. Seluruh rekan-rekan TK/TT 98 atas kekompakan dan kerja samanya.
9. Dan semua pihak yang telah membantu hingga laporan ini selesai.

Semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi penulis khususnya, dan bagi semua mahasiswa teknik kimia pada umumnya serta kepada siapa saja yang membutuhkannya, Amien.....

Wassalamu'alaikum Wr.Wb

Jogjakarta, Maret 2003

Penyusun

## DAFTAR ISI

**JUDUL**

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**

**HALAMAN PERSEMBAHAN**

**MOTTO**

**KATA PENGANTAR**

**DAFTAR ISI**

**DAFTAR GAMBAR**

**DAFTAR TABEL**

**INTISARI**

**BAB I PENDAHULUAN**

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik .....	1
1.2 Kapasitas Rancangan .....	3
1.3 Pemilihan Lokasi.....	4
1.4 Tinjauan Pustaka .....	6
1.4.1 Pemilihan Proses .....	8
1.4.2 Penggunaan Produk.....	8
1.4.3 Sifat Fisis dan Kimia.....	9
1.4.4 Tinjauan Pustaka secara umum.....	14

3.3.7 Distilasi.....	41
3.3.8 HE-01.....	42
3.3.9 HE-02.....	43
3.3.10 HE-03.....	43
3.3.11 HE-04.....	44
3.3.12 HE-05.....	45
3.3.13 Tangki 01.....	46
3.3.14 Tangki 02.....	47
3.3.15 Tangki 03.....	47
3.3.16 Tangki 04.....	48
3.3.17 Tangki 05.....	49
3.3.18 Tangki 06.....	50
3.3.19 Pompa 01.....	50
3.3.20 Pompa 02.....	51
3.3.21 Pompa 03.....	52
3.3.22 Pompa 04.....	53
3.3.23 Pompa 05.....	53
3.3.24 Pompa 06.....	54
3.3.25 Pompa 07.....	55
3.3.26 Pompa 08.....	56
3.3.27 Pompa 09.....	56
3.3.28 Pompa 10.....	57
3.3.29 Pompa 11.....	58

3.3.30 Pompa 12.....	59
3.3.31 Pompa 13.....	59
3.3.32 Pompa 14.....	60
3.3.34 Pompa 15.....	61
3.3.35 Pompa 16.....	62
3.3.36 Pompa 17.....	62
3.3.37 Pompa 18.....	63
3.3.38 Condenser.....	64
3.3.39 Acumulator.....	65
3.4 Utilitas.....	66
3.4.1 Unit Pengadaan dan pengolahan air.....	67
3.4.2 Unit Pengadaan Steam.....	86
3.4.3 Unit Pengadaan Tenaga Listrik.....	95
3.4.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar.....	96
3.4.5 Unit Pengolahan limbah.....	96
3.5 Laboratorium.....	99
3.5.1 Penanganan Sampel.....	100
3.5.2 Prosedur analisa.....	101
3.6 Organisasi Perusahaan.....	102
3.6.1 Bentuk Perusahaan.....	102
3.6.2 Struktur Organisasi.....	104
3.6.3 Tugas dan Wewenang.....	108
3.6.4 Pembagian jam Kerja karyawan.....	114

3.6.5	Status Karyawan dan Sistem Upah.....	116
3.6.6	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.....	117
3.6.7	Kesejahteraan Karyawan.....	120
3.7	Tata Letak Pabrik dan Peralatan.....	121
3.8	Analisis Ekonomi.....	126
3.8.1	Penaksiran Harga Peralatan.....	126
3.8.2	Dasar Perhitungan.....	128
3.8.3	Perhitungan Biaya .....	128
3.8.4	Analisis Kelayakan.....	129
3.8.5	Hasil Perhitungan.....	131

#### **BAB IV KESIMPULAN**

#### **DAFTAR PUSTAKA**

#### **LAMPIRAN**

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif.....	33
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	34
Gambar 3.3 Unit Alir Pengolahan Air.....	98
Gambar 3.4 Struktur Organisasi.....	107
Gambar 3.5 Tata Letak Pabrik.....	124
Gambar 3.6 Tata Letak Alat Proses.....	125
Gambar 3.7 Grafik BEP dan SDP.....	135



## DAFTAR TABEL

Tabel 1	Perkembangan Import Nitrobenzene di Indonesia.....	33
Tabel 3.1	Perincian Jumlah Karyawan .....	34
Tabel 3.2	Perincian Golongan Gaji.....	98
Tabel 3.3	Perincian Luas Tanah.....	107
Tabel 3.4	Indek CEP.....	124

## INTISARI

Pabrik nitrobenzene dirancang untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, sehingga dapat mengurangi import nitrobenzene yang pada akhirnya akan menghemat devisa negara. Pabrik ini direncanakan beroperasi dengan kapasitas 60.000 ton/tahun. Bahan baku yang dibutuhkan adalah benzene sebanyak 4.883,206 kg/jam, asam nitrat sebanyak 6.560,844 kg/jam, asam sulfat sebanyak 9.841,266 kg/jam dan natrium hidroksida sebanyak 121,706 kg/jam.

Nitrobenzene dibuat dengan cara mereaksikan benzene dengan campuran asam yaitu asam nitrat dan asam sulfat dalam reaktor alir tangki berpengaduk yang berkondisi operasi pada tekanan 1 atm, suhu 55<sup>0</sup>C dan bersifat eksotermis sehingga diperlukan jaket pendingin untuk menjaga agar reaksi berlangsung pada kondisi suhu konstan.

Untuk menunjang proses produksi maka didirikan unit pendukung proses antara lain: unit penyediaan air, steam, listrik, bahan bakar dan pengolahan limbah. Kebutuhan air sebanyak 80.000 liter/jam, steam sebanyak 57,7844 kg/jam, listrik sebesar 200 Kw dan kebutuhan bahan bakar untuk generator sebesar 32,3245 liter/jam. Pabrik ini direncanakan akan didirikan pada tahun 2006 di Cilacap, Jawa Tengah diatas tanah seluas 59.700 m<sup>2</sup> dengan jumlah karyawan sebanyak 120 orang.

Dari perhitungan ekonomi dibutuhkan modal tetap US \$ 5.497.953,138 + Rp 91.563.074.240 = Rp 143.793.629.000, modal kerja sebesar Rp 204.820.423.600 dan diperoleh keuntungan sebelum pajak Rp 78.950.952.100 per tahun, keuntungan setelah pajak Rp 39.475.476.050 per tahun, ROI sebelum pajak sebesar 54,9 % dan ROI setelah pajak sebesar 27,45 %, POT sebelum pajak 1,54 tahun, POT setelah pajak 2,67 tahun, BEP sebesar 45,7 %, SDP sebesar 32,85 % dan DCFR sebesar 25,8416 %.

Berdasarkan hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik tersebut layak didirikan.

## BAB I

### PENDAHULUAN

#### 1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Pembangunan industri sebagai bagian dari usaha pembangunan ekonomi jangka panjang diarahkan untuk menciptakan struktur ekonomi yang lebih kokoh dan seimbang. Yaitu struktur ekonomi dengan titik berat industri maju yang didukung oleh pertanian yang tangguh. Indonesia dewasa ini tengah memasuki era globalisasi dalam segala bidang yang menuntut tangguhnya sektor industri dan bidang-bidang yang saling menunjang.

Pertumbuhan industri petrokimia di Indonesia patut dibanggakan. Tentu saja banyak alasan mengapa pemerintah begitu bersemangat untuk mengembangkan industri-industri tersebut. Bukan hanya jumlah bahan baku yang cukup melimpah di tanah air maupun wilayah pemasaran yang luas melainkan prospek dan kelanjutan industri petrokimia di Indonesia cukup cerah, artinya dengan berdirinya industri-industri petrokimia ini akan mendorong tumbuhnya industri-industri baru.

Dewasa ini industri kimia di dalam negeri tumbuh dengan pesat. Hal ini menimbulkan kondisi dimana industri tidak hanya dituntut untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Salah satu industri yang mempunyai kegunaan yang penting dan mempunyai prospek yang bagus adalah *aromatic compound* seperti nitrobenzene yang merupakan industri hulu.

Salah satu produk industri yang dibutuhkan saat ini adalah nitrobenzene dengan nama lain *essence of myrbane*, *nitrobenzide*, *nitrobenzol*, *oil of mirbane*, *oil of myrbane* ( $C_6H_5NO_2$ )

Nitrobenzene ( $C_6H_5NO_2$ ) yang sering dikenal dengan *nitrobenzol mirban oil* adalah senyawa hasil nitration *aromatic compound* yaitu benzene dengan asam penitration baik *mixed acid* (asam nitrat dan asam sulfat) maupun asam nitrat saja. Senyawa ini mempunyai bentuk phisis berupa cairan berwarna kuning muda (pucat) dan mempunyai aroma buah almond, serta mempunyai sifat sangat beracun bila terhisap atau terkena kulit.

Dengan diproduksi nitrobenzene diharapkan bisa memenuhi kebutuhan nitrobenzene di Indonesia. Selama ini untuk memenuhi kebutuhan nitrobenzene dilakukan dengan mengimport dari Amerika Serikat, Inggris, Malaysia dan Rusia. Disamping itu dengan didirikannya pabrik nitrobenzene merupakan pabrik padat modal dan padat teknologi sehingga diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri serta memacu tumbuhnya industri-industri baru yang berhubungan dengan nitrobenzene. Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan tersebut diatas maka pabrik ini layak didirikan di Indonesia. Keuntungan tersebut antara lain:

- Meningkatkan devisa negara
- Memacu tumbuhnya industri baru terutama industri nitrobenzene

Berdasarkan data yang dikeluarkan oleh BPS (data tahun 1992-1999) menunjukkan tiap tahun mengalami peningkatan rata-rata sebesar 20,81%.

Hal ini menunjukkan dalam tabel 1 sebagai berikut:

**Tabel 1. Perkembangan Import Nitrobenzene di Indonesia**

Tahun	Jumlah Nitrobenzene (kg)	Kenaikan (%)
1992	10.125.500	-
1993	11.105.635	9,67
1994	15.000.725	35,07
1995	17.750.540	18,33
1996	20.870.540	17,57
1997	25.629.210	22,80
1998	31.040.290	22,14
1999	37.593.800	20,08
	Rata-rata	20,81

## 1.2. Kapasitas Rancangan

Dalam pemilihan kapasitas pabrik nitrobenzene ada beberapa pertimbangan-pertimbangan yaitu:

- Prediksi kebutuhan dalam negeri
- Ketersediaan bahan baku
- Kapasitas minimal

### 1. Prediksi kebutuhan dalam negeri

Dari data import nitrobenzene untuk kurun waktu 1992-1999 diketahui bahwa kebutuhan nitrobenzene di Indonesia dari tahun-ketahun dengan kenaikan rata-rata 20,81% setiap tahunnya, sehingga diperkirakan konsumsi Indonesia pada tahun 2006 adalah 60.000 ton/tahun.

### 2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku benzene,  $\text{HNO}_3$  dan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  telah banyak diproduksi di Indonesia sehingga ketersediaannya sangat terjamin. Mengingat ketersediaan bahan baku yang memadai dan kebutuhan nitrobenzene yang besar maka sangat prospektif bila didirikan pabrik nitrobenzene.

### 3. Kapasitas minimal

Bahan baku pembuatan nitrobenzene ini adalah: benzene, asam nitrat, dan asam sulfat. Diketahui bahwa PT. Petrokimia Gresik pada tahun 1998 memproduksi asam sulfat sebanyak 99.000 ton/tahun, asam nitrat diproduksi dari PT. Multi Kimia di Cikampek memproduksi 165.000 ton/tahun sedangkan benzene diproduksi dari Pertamina UP IV Cilacap pada tahun 2002 memproduksi 270.000 ton/tahun.

Dan contoh pabrik nitrobenzene pada tahun 1994 di Eropa 970.000 ton/tahun, di USA 860.000 ton/tahun dan di Japan 150.000 ton/tahun. (Klaus-Weissmehl, "Industrial Organic Chemistry")

### 1.3. Pemilihan Lokasi

Ketepatan memilih lokasi pabrik akan sangat menentukan kelangsungan dan perkembangan pabrik tersebut secara teknis dan ekonomis di masa-masa mendatang. Banyak faktor yang harus dipertimbangkan dalam memilih lokasi pabrik, adapun faktor-faktor yang paling penting diantaranya adalah:

1. Sumber bahan baku
2. Letak pasar
3. Fasilitas transportasi
4. Tenaga kerja
5. Utilitas
6. Perluasan areal pabrik

Dengan memperhatikan keenam faktor diatas, maka lokasi yang dipilih untuk pabrik nitrobenzene adalah daerah industri Cilacap, Jawa Tengah dengan pertimbangan:

1. Sumber bahan baku

Bahan baku pembuatan nitrobenzene yaitu asam campuran. Dimana bahan baku benzene didatangkan dari Pertamina UP IV Cilacap sedangkan untuk  $\text{HNO}_3$  diperoleh dari PT. Multi Nitroma Kimia di Cikampek. Dan untuk  $\text{H}_2\text{SO}_4$  nya dapat diperoleh dari PT. Petro Kimia Gresik.

2. Letak pasar

Nitrobenzene merupakan raw material yang penting yang digunakan secara luas dalam bidang industri seperti: industri farmasi, peptisida dan sebagainya. Pemasaran nitrobenzene tersebar di seluruh Indonesia khususnya wilayah Jawa dan Kalimantan. Pemasaran nitrobenzene tidak akan sulit karena sarana transportasi yang tersedia cukup lengkap.

3. Fasilitas transportasi

Tersedianya sarana transportasi yang memadai yaitu jalan raya dan dekat dengan pelabuhan Tanjung Intan Cilacap, sehingga pemasaran produk yang sebagai komoditi ekspor tidak mengalami kesulitan.

4. Tenaga kerja

Jawa Tengah merupakan daerah industri yang tingkat kepadatan penduduknya tinggi sehingga dapat dijamin penyediaan tenaga kerja yang cukup.

## 5. Utilitas

Fasilitas utilitas yang meliputi penyediaan air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan listrik dapat memanfaatkan listrik PLN yang sudah masuk ke lokasi pabrik dan untuk sarana lain seperti air juga tersedia di daerah Cilacap.

## 1.4. Tinjauan Pustaka

### 1.4.1. Pemilihan Proses

Nitrobenzene dapat dibuat dengan beberapa proses, dengan pengelompokan sebagai berikut:

1. Nitration benzene dan asam campuran dengan proses batch. Dalam proses ini asam campuran yang digunakan terdiri dari 53-55%  $H_2SO_4$ , 32-39%  $HNO_3$  dan 8%  $H_2O$ . Perbandingan mixed acid terhadap benzene 2,5 : 1. Temperatur reaksi  $50-55^{\circ}C$ , produk keluar dari nitrator dipisahkan dalam decanter. Produk nitrobenzene dinetralsasi dengan NaOH. Untuk pemurnian dilakukan dengan destilasi. Yield 95-98%. Waktu reaksi secara batch berkisar sekitar 2-4 jam. Kerugian dari proses batch adalah proses berlangsung dalam waktu lama dan ukuran alat-alatnya lebih besar sehingga dari segi ekonomis tidak menguntungkan.
2. Nitration benzene dan asam campuran, dengan proses kontinue. Proses kontinue adalah proses kontinue yang pada prinsipnya sama dengan proses batch, sedangkan perbedaan yang ada adalah:



- Versi untuk reaktor yang digunakan untuk proses kontinue lebih kecil, 30 gallon nitrator kontinue setara 1500 gallon nitrator batch.
  - Konsentrasi  $\text{HNO}_3$  untuk penitrasi lebih rendah. Pada batch berkonsentrasi  $\text{HNO}_3$  32-39% sedangkan pada kontinue 20-26%.
3. Nitration benzene dan asam nitrat dengan proses kontinue. Pada proses ini kedudukan asam campuran sebagai asam penitrasi digantikan dengan asam nitrat. Asam penitrasi mempunyai komposisi 60-68%  $\text{HNO}_3$  dan sisa air 32-40%. Namun perbandingan mol  $\text{HNO}_3$  : benzene yang dibutuhkan besar yaitu 6 : 1 sampai 15 : 1. Dari penjelasan di atas jelas proses ini kurang menguntungkan karena kelebihan  $\text{HNO}_3$  sebagai penghasilan produk nitrobenzene dalam jumlah yang sama, proses ini membutuhkan bahan baku yang lebih banyak, ukuran alat yang dibutuhkan jauh lebih besar. Jadi dari segi ekonomis pun kurang menguntungkan.

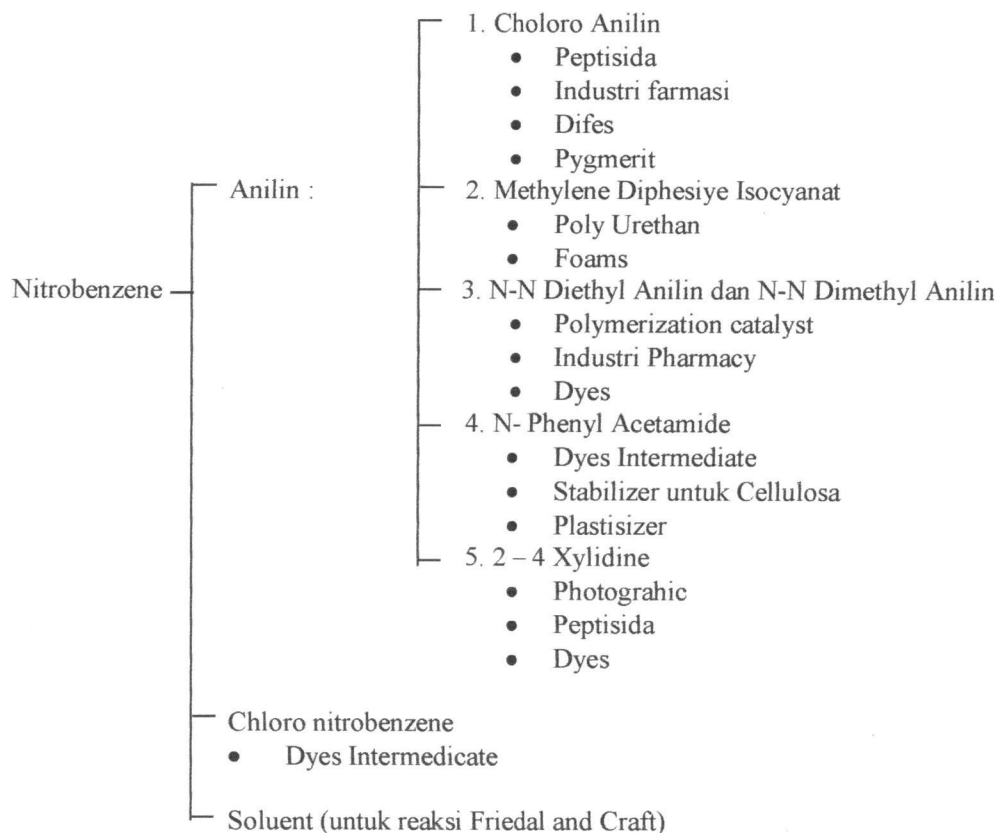
Dengan membandingkan keuntungan dan kerugian semua proses pembuatan nitrobenzene yang telah diuraikan di atas, maka dalam perencanaan ini dipilih proses nitration dengan asam campuran dengan proses kontinue. Pemilihan ini didasarkan pada beberapa kelebihan proses ini dibandingkan proses-proses yang lain yaitu:

- ◆ Produk yang dihasilkan memiliki kemurnian yang tinggi.
- ◆  $\text{H}_2\text{SO}_4$  merupakan asam yang lebih kuat dari asam nitrat ( $\text{HNO}_3$ ) sehingga  $\text{H}_2\text{SO}_4$  lebih mudah melepaskan ion nitronium ( $\text{NO}_2^+$ ) dari asam nitrat akan mempengaruhi kecepatan reaksi.

- ♥ Dari sifat proses yang kontinue seperti telah diuraikan di atas, keuntungannya adalah: biaya produksi lebih rendah, tenaga kerja yang dibutuhkan lebih sedikit.
- ♥ Ukuran alat lebih kecil dibandingkan proses batch maupun proses yang menggunakan asam nitrat saja, sehingga jalan lebih ekonomis, faktor keamanan lebih baik, juga reaksi di dalam reaktor lebih cepat, karena pengadukan yang lebih efektif.

#### 1.4.2. Penggunaan Produk

Nitrobenzene merupakan raw material yang penting yang digunakan secara luas dalam bidang, sebagai berikut:



### 1.4.3. Sifat Fisis dan Kimia

#### 1. Benzene

##### a. Sifat fisis

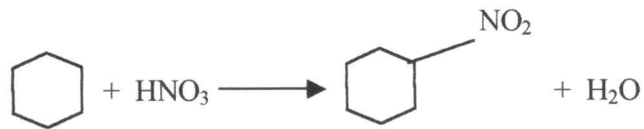
BM	: 78,1134
Bentuk	: Cair
Titik Didih 1 <sup>0</sup> C	: 80,1
Titik Beku 1 <sup>0</sup> C	: 5,5
Suhu Kritis (Tc) <sup>0</sup> C	: 288,9
Tekanan Kritis (Pc) 1 atm	: 48,3
Berat Jenis (20 <sup>0</sup> C)	: 0,879
Tegangan permukaan cairan, N/m (20 <sup>0</sup> C)	: 0,0289
Panas pembentukan (Hf), kcal/gmol	: 11,725
Panas pembekuan (Hc), j/kg	: -4,06x10 <sup>6</sup>
Panas pencampuran (Hfus), kg/kmol	: 33.900
Molar heat capacity (cair), kj/kmol K	: 110,9
Energi bebas pembentukan 1 kcal/mol	: 29,72
Kelarutan (dalam 100 bagian)	
• air (22 <sup>0</sup> C)	: 0,07
• alkohol	: solute

##### b. Sifat Kimia

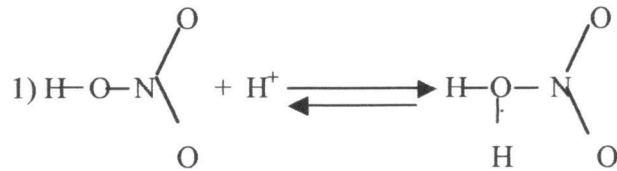
###### - Nitration

Benzene bereaksi dengan asam nitrat dengan adanya atau tanpa asam sulfat.

a. Dengan asam nitrat

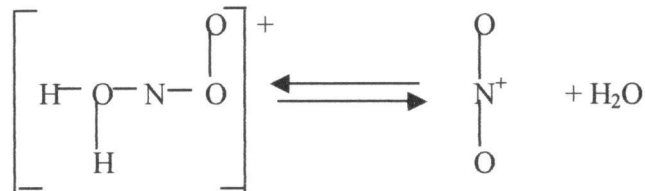


Mekanisme reaksi :

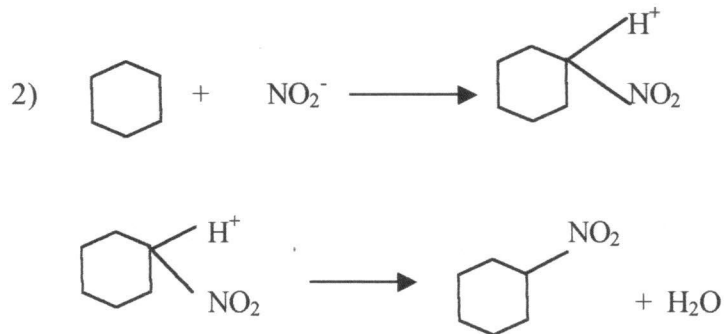


Asam nitrat

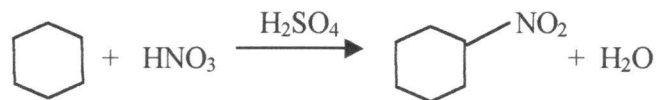
Protonated nitric acid



Ion natrium



b. Dengan asam campuran :  $\text{HNO}_3 + \text{H}_2\text{SO}_4$



Mekanisme :





## 2. Asam Sulfat

### a. Sifat Fisika

Berat molekul	: 98,0734
Kondisi fisis	: Cair
Titik didih ( 1 atm, °C )	: 260
Titik leleh, °C	: 10,5
Berat jenis (20°C)	: 1,84
Panas pelarutan, kkal/gmol	: -232,12
Panas pembentukan, kkal/gmol	: -193,69
Panas fusion, kkal/gmol	: 2,36

### b. Sifat Kimia

- $\text{H}_2\text{SO}_4$  bereaksi dengan  $\text{HNO}_3$  membentuk ion nitrit/nitronium ( $\text{NO}_2$ ) yang sangat penting dalam suatu reaksi nitration.



- $\text{H}_2\text{SO}_4$  mempunyai gaya tarik yang besar terhadap air dan membentuk senyawa-senyawa hidrat seperti  $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$  dan  $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ .
- Dalam reaksi nitration, sifat  $\text{H}_2\text{SO}_4$  ini mencegah  $\text{HNO}_3$  membentuk ion hidrogen (H) dan ion nitrat ( $\text{NO}_3$ ) dan hanya membentuk ion nitronium.

## 3. Asam Nitrat ( $\text{HNO}_3$ )

### a. Sifat Fisika

Berat Molukel	: 63,0138
---------------	-----------

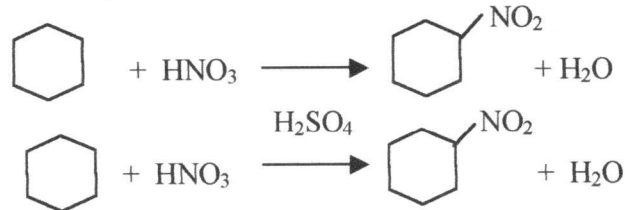
Bentuk	: Cair
Titik Leleh $^{\circ}\text{C}$	: -42
Titik Didih $^{\circ}\text{C}$	: 340
Sg	: 1,502
Heat of fusion, kkal/gmol	: 0,6
Kemurnian, min % berat	: 60
Kadar air, max % berat	: 40

#### b. Sifat Kimia

Asam nitrat merupakan senyawa yang sangat berperan dalam proses nitration, yaitu sebagai nitrating agent. Komponen-komponen yang dinitrasi adalah:

- Benzene

Baik dengan adanya asam sulfat ataupun tidak. Reaksi:



#### 4. Sodium Hidroksida (NaOH)

##### a. Sifat Fisika

Berat molukel	: 39,9971
Bentuk	: Kristal
Titik leleh $^{\circ}\text{C}$	: 318,4
Titik didih ( 1 atm, $^{\circ}\text{C}$ )	: 139
Sg	: 2,13

Kemurnian % berat	: 50%
Impurities	: Air
Kelarutan	: Larut terbatas dalam air
• Pada 0°C	: 42 g/100 g air
• Pada 100°C	: 347 g/100 g air

#### b. Sifat Kimia

Dalam proses ini fungsi NaOH sebagai penetral asam nitrat dan asam sulfat.



### PRODUK

#### 1. Nitro Benzene

##### a. Sifat Fisika

Berat molukel	: 123,111
Bentuk	: Cair
Titik didih, °C	: 210,8
Titik leleh, °C	: 5,85
Heat of combustion, kkal/gmol	: 739
Heat of fusion, j/g	: 94,1
Heat of vaporation, j/g	: 3,31
Specific Heat (30°C), j/g	: 1,418
Sg	: 1,205

## Solubility in water

Temperatur, °C : 8,80 14,7 30,8

Percent nitro benzene : 0,19 0,22 0,27

## Solubility of water in nitro benzene

Temperature, °C : 8,80 38,8 58,8

Percent water : 0,174 0,194 0,40

**1.4.4. Tinjauan Pustaka Secara Umum**

Reaksi nitration adalah proses dimana terjadi reaksi kimia yang menjamin masuknya satu atau lebih gugus  $-NO_2$  kedalam suatu molukel, dimana molukel reaktannya merupakan senyawa-senyawa organik. Reaksi nitration merupakan reaksi yang penting dalam industri kimia organik sintesis, karena selain menghasilkan produk semacam pelarut, zat warna, zat yang mudah meledak, farmasi dan juga menghasilkan produk menengah yang berguna bagi penyediaan atau pembuatan senyawa lain seperti amin.

Reaksi nitration berlangsung dengan penggantian satu atau lebih gugus nitro ( $-NO_2$ ) menjadi molukel reaktif. Gugus nitro akan menyerang carbon membentuk nitroaromatik atau nitroparafin. Jika menyerang nitrogen membentuk nitraamin dan bila menyerang oksigen membentuk nitrat ester. Pada proses nitration masuknya gugus  $-NO_2$  kedalam senyawa dapat terjadi dengan menggantikan kedudukan beberapa atom atau gugus yang ada dalam senyawa. Umumnya nitration yang banyak dijumpai adalah nitration gugus  $-NO_2$  menggantikan atom H.



Reaksi nitration senyawa-senyawa aromatik dapat ditulis dengan persamaan sebagai berikut:



Nitrating agent merupakan electrophilic reaktan, dimana reaksi akan terjadi pada atom carbon dari aromatic ring yang mempunyai density electron terbesar. Gugus  $-\text{NO}_2$  yang masuk dapat membentuk posisi ortho, para dan meta. Jumlah isomer pada produk tergantung pada substituent, dimana substituent ini mempunyai efek yang sangat besar pada density electron dalam rangkaian atom-atom C. Apabila substituent menyebabkan density electron menjadi lebih besar pada posisi ortho dan para dibanding meta, maka yield produk nitration akan didominasi oleh isomer ortho dan para. Sedangkan substituent lain yang menyebabkan density electron lebih besar pada posisi meta dibanding posisi ortho dan para maka yield produk nitration akan didominasi isomer meta.

## BAB II

### URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN

#### 2.1. Konsep Proses

##### 2.1.1. Dasar Reaksi

Pada proses kontinue, merupakan salah satu proses reaksi pembuatan nitrobenzene yang termasuk reaksi nitration, yaitu benzene direaksikan dengan asam campuran sehingga menghasilkan nitrobenzene dan air.

Reaksi:



Kondisi operasi harus dijaga pada suhu yang tidak terlalu tinggi atau tidak terlalu rendah yaitu  $55^\circ\text{C}$ .

##### 2.1.2. Mekanisme Reaksi

Pada proses pembuatan nitrobenzene, sebagai media reaksi nitration adalah ion nitril ( $\text{NO}_2^+$ ) yang terbentuk dari campuran asam nitrat dan asam sulfat pekat.

Mekanisme reaksi yang terjadi adalah :

1.  $2\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{HNO}_3 \longrightarrow \text{NO}_2^+ + \text{H}_2\text{SO}_4^- + \text{H}_3\text{O}^+$
2.  $\text{C}_6\text{H}_6 + \text{NO}_2^+ \longrightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2^+$
3.  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2^+ + \text{H}_2\text{SO}_4^- \longrightarrow \text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{SO}_4$

Semakin tinggi konsentrasi  $\text{H}_2\text{SO}_4$  maka semakin besar  $\text{HNO}_3$  mengionkan menjadi ion nitril ( $\text{NO}_2^+$ ).

Proses nitration dijalankan pada suhu  $55^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm pada fase cair dengan perbandingan mol  $\text{C}_6\text{H}_6$  :  $\text{HNO}_3$  adalah 1 : 1 dengan konversi benzene  $60^\circ\text{C}$

99,3%. Reaksi berlangsung kontinyu. Pada kondisi ini diperlukan produk nitrobenzene dengan yield sebesar 99% dengan basis benzene dan diperoleh kemurnian produk nitrobenzene sebesar 99,8%.

### 2.1.3. Tinjauan Thermodinamika

Tinjauan secara thermodinamika hanya berlaku untuk reaksi kesetimbangan atau reversibel, untuk itu perlu kiranya diperiksa terlebih dahulu reaksi nitration. Benzene dengan asam campuran termasuk reaksi reversibel atau irreversibel.

Diketahui data-data sebagai berikut :

$$\Delta G^0_f \text{ HNO}_3 = -19,152 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta G^0_f \text{ H}_2\text{O} = -56,650 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta G^0_f \text{ C}_6\text{H}_6 = 29,748 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta G^0_f \text{ C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 34,95 \text{ kkal/mol}$$

(Smith, *Introduction To Chemical Engineering Thermodynamic*)

$$\begin{aligned} \Delta G^0_f &= \Delta G^0_f \text{ Produk} - \Delta G^0_f \text{ Reaktan} \\ &= \Delta G^0_f (\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O}) - (\text{C}_6\text{H}_6 + \text{HNO}_3) \\ &= (34,95 - 56,650) - (29,748 - 19,152) \\ &= - 32,296 \text{ kkal/mol} \end{aligned}$$

Asumsi : Bila  $\Delta G^0_f < 0$ , maka reaksi yang terjadi adalah reaksi spontan.

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

$$\ln K = \frac{\Delta G}{R \times T}$$

$$\ln K = \frac{32,296 \text{ kkal/mol}}{1,987 \text{ kkal/mol K} \times 328,15 \text{ K}}$$

$$\ln K = 49,531$$

$$K = 3,244 \times 10^{21}$$

K = Konstanta kesetimbangan

$$K = \frac{k_1}{k_2}$$

Harga K >> berarti  $k_1 \gg k_2$  : reaksi nitration  $C_6H_6$  dan  $HNO_3$  dapat dianggap satu arah.

#### 2.1.4. Tinjauan Kinetika

Ditinjau dari segi kinetika maka dapat dilihat dari persamaan berikut:

$$\ln k = \frac{-E}{R \times T} + A$$

Dimana :

$$E = 14.000 \text{ cal/gmol}$$

$$A = 26,22 \text{ gmol/jam ltr}$$

$$R = 1,987 \text{ cal/gmol K}$$

$$T = 328 \text{ K} \quad (\text{HougenWatson, edisi 2, hal 1056})$$

$$\ln k = \frac{14.000 \text{ cal/gmol}}{1,987 \text{ cal/gmol K} \times 328 \text{ K}} + 26,22 \text{ gmol/jam liter}$$

$$\ln k = - 21,4811 + 26,22$$

$$\ln k = 4,7389$$

$$k = 114,3095 \text{ gmol/jam ltr}$$

---

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)

Dari persamaan tersebut terlihat bahwa dengan kenaikan suhu maka harga konstanta kecepatan ( $k$ ) akan membesar, artinya kecepatan reaksi kearah pembentukan produk semakin membesar, tetapi bila suhu reaksi diatas  $90^{\circ}\text{C}$  akan terbentuk dinitrobenzene, maka suhu optimum operasi adalah suhu yang tidak terlalu tinggi atau tidak terlalu rendah.

### 2.1.5. Langkah Proses

Secara keseluruhan proses pembuatan nitrobenzene dengan cara nitration benzene dan asam campuran terjadi dalam 3 proses:

#### 1. Proses Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku dilakukan pemanasan dengan tujuan menyesuaikan kondisi operasi dalam reaktor karena reaktor beroperasi secara isothermis. Mula-mula bahan baku, benzene yang berasal dari tangki penyimpanan (T-01) dipompakan menuju HE-01. Pada HE-01 benzene dinaikkan suhunya dari  $30^{\circ}\text{C}$  menjadi  $55^{\circ}\text{C}$  dari HE-01 benzene menuju reaktor. Asam nitrat dari tangki penyimpanan (T-02) dipompakan menuju mixer (M-01). Didalam mixer ini asam nitrat dicampur dengan asam sulfat yang dipompa dari tangki penyimpanan (T-03). Komposisi asam campuran adalah : 24%  $\text{HNO}_3$ , 58,8%  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , 17,2%  $\text{H}_2\text{O}$  sehingga asam campuran menuju reaktor (R-01) adalah  $55^{\circ}\text{C}$ . Aliran menuju reaktor, asam nitrat dan benzene mempunyai perbandingan mol 1 : 1 dengan suhu  $55^{\circ}\text{C}$  dialirkan secara kontinyu menuju reaktor (R-02).

## 2. Proses Reaksi Nitration

Bahan baku yang menuju reaktor melalui puncak reaktor pada kondisi 55 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi nitration antara benzene dan asam nitrat berlangsung pada CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor). Suhu reaksi harus tetap dijaga pada 55 °C agar reaksi berlangsung pada fase cairan. Reaksi nitration berlangsung secara eksotermis sehingga diperlukan pendingin agar suhu dalam reaktor tetap 55 °C. Pendingin reaktor menggunakan air yang masuk suhu 30 °C dan keluar pada suhu 45 °C. Produk yang diperoleh dari reaktor adalah nitrobenzene, produk samping berupa air dan sisa reaktan berupa benzene dan asam nitrat. Produk reaktor selanjutnya diumpangkan ke unit pemurnian.

## 3. Proses Pemurnian Produk

Pada proses pemurnian ada tiga tahapan yaitu:

- a. Pemisahan fase organik dan an-organik
- b. Netralisasi
- c. Pemurnian dengan distilasi

### a. Pemisahan fase organik dan an-organik

Produk reaktor dilewatkan cooler (HE-02) untuk diturunkan suhunya dari 55°C menjadi 40°C dan dimasukkan kedalam decanter (DC-01) untuk memisahkan fase organik dan fase an-organik. Penggunaan decanter dilakukan karena kedua fase cair tidak saling melarutkan.

### b. Netralisasi

Fase organik dari decanter (DC-01) dipompakan ke netralizer (N-01) untuk menetralkan asam nitrat dan asam sulfat yang terikat dalam fase organik. Natrium

hidroksida yang digunakan sebagai penetral mempunyai kadar 40% dipompakan dari tangki penyimpanan (T-04). Hasil netralisasi dimasukkan ke decanter (DC-02) untuk memisahkan lapisan yang kaya akan nitrobenzene (lapisan atas). Dengan waste (lapisan bawah) yang terdiri dari  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{NaNO}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$ .

### c. Pemurnian dengan distilasi

Lapisan dari decanter (DC-02) dinaikkan suhunya dengan HE-03 dari suhu  $40\text{ }^\circ\text{C}$  menjadi  $92,54\text{ }^\circ\text{C}$  dengan memanfaatkan panas steam, kemudian diumpukan ke menara distilasi. Yang digunakan adalah tray spacing 20 in. Hasil bawah kolom destilasi dengan suhu  $96,738\text{ }^\circ\text{C}$  dilewatkan cooler HE-04 untuk diturunkan suhunya menjadi  $50\text{ }^\circ\text{C}$  dan selanjutnya disimpan dalam tangki penyimpanan (T-05) dan hasil menara atas distilasi dengan suhu  $90,5\text{ }^\circ\text{C}$  didinginkan suhunya menjadi  $40\text{ }^\circ\text{C}$  terlebih dahulu dicooler HE -05 dan selanjutnya disimpan dalam tangki penyimpanan (T-06)

## 2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

### 2.2.1. Bahan Baku

#### 1. Benzene ( $\text{C}_6\text{H}_6$ )

Bentuk	: Cair
Warna	: Jernih
Titik didih	: $80,1\text{ }^\circ\text{C}$
Kemurnian, min % berat	: 99,93 % berat
Impuritas:	
Toluene	: 0,02 % berat

- Air : 0,05 % berat
- Specific gravity (20<sup>0</sup>C/20<sup>0</sup>C water) : 0,879  
(Pertamina UP 1V Cilacap)
2. Asam Nitrat (HNO<sub>3</sub>)
- Bentuk : Cair
- Warna : Jernih
- Titik didih : 340<sup>0</sup>C
- Kemurnian : 60% berat
- Kadar air : 40% berat
- Specific gravity (20<sup>0</sup>C/20<sup>0</sup>C water) : 1,502  
(PT. Multi Nitrotama Cikampek)
3. Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>)
- Bentuk : Cair
- Warna : Jernih
- Titik didih : 260<sup>0</sup>C
- Kemurnian : 98% berat
- Kadar air : 2% berat  
(PT. Petro Kimia Gresik)
4. Sodium Hidroksida (NaOH)
- Bentuk : Cair
- Warna : Jernih
- Kemurnian : 40% berat
- Kadar air : 60 % berat



Titik didih : 139

Specific gravity (20<sup>0</sup>C/20<sup>0</sup>C water) : 2,130

#### 5. Toluene

Bentuk : Cair

Specific gravity (20<sup>0</sup>C/20<sup>0</sup>C water) : 0,8424

Kemurnian dan berat : 99,05

Impuritas benzene : 0,05

Titik didih : 110,6<sup>0</sup>C

### 2.2.2. Produk

#### 1. Nitrobenzene

Bentuk : Cair

Warna : Kuning muda

Kemurnian, min % berat : 99,8% berat

Impuritas:

Air : 0,0902% berat

Benzene : 0,0998% berat

Toluene : 0,01% berat

Specific gravity (20<sup>0</sup>C/20<sup>0</sup>C water) : 1,205

Catatan : Specific gravity adalah perbandingan densitas 2 komponen dimana densitas komponen dibagi densitas pembanding, zat pembanding biasanya H<sub>2</sub>O

$$Sg = \frac{\text{gr/cm}^3 \text{ A}}{\text{gr/cm}^3 \text{ H}_2\text{O}}$$

### BAB III

#### METODE PERANCANGAN

#### 3.1. Neraca Massa

##### 3.1.1. Neraca Massa Overall

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)			
	M <sub>1</sub>	M <sub>2</sub>	M <sub>3</sub>	M <sub>8</sub>	M <sub>6</sub>	M <sub>10</sub>	M <sub>12</sub>	M <sub>13</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4.879,787	-	-	-	-	-	7,560	26,599
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	-	-	-	-	-	0,757	0,22
H <sub>2</sub> O	2,442	2.624,338	196,825	73,024	3.916,798	94,951	6,833	17,502
HNO <sub>3</sub>	-	3.936,507	-	-	27,385	-	-	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	9.644,441	-	9.584,889	-	-	-
NaOH	-	-	-	48,682	-	-	-	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	-	-	-	-	13,282	0,322	7.560,605	62,767
NaNO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	0,229	-	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	-	-	86,248	-	-
Total 1	4.883,206	6.560,844	9.841,266	121,706	13.542,354	181,751	7.575,755	107,088
Ralat	-				0,074			
Total 2	21.407,022				21.407,022			

### 3.1.2. Neraca Massa per Alat

#### ◆ Neraca Massa di sekitar Mixer (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	M <sub>2</sub>	M <sub>3</sub>	M <sub>4</sub>
HNO <sub>3</sub>	3.936,507	-	3.936,507
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	9.644,441	9.644,441
H <sub>2</sub> O	2.624,338	196,825	2.821,163
Total	6.560,844	9.841,266	16.402,111
	16.402,111		

#### ◆ Neraca Massa di sekitar Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	M <sub>1</sub>	M <sub>4</sub>	M <sub>5</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4.879,787	-	34,159
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	-	0,977
HNO <sub>3</sub>	-	3.936,507	27,556
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	9.644,441	9.644,441
H <sub>2</sub> O	2,442	2.821,163	3.941,134
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	-	-	7.636,976
Total 1	4.883,206	16.402,111	21.285,243
Ralat	-		0,074
Total 2	21.285,317		21.285,317

## ◆ Neraca Massa disekitar Decanter (DC-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	M <sub>5</sub>	M <sub>6</sub> (Anorganik)	M <sub>7</sub> (Organik)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,159	-	34,159
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	-	0,977
HNO <sub>3</sub>	27,556	27,385	0,170
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9.644,441	9.584,889	59,552
H <sub>2</sub> O	3.941,134	3.916,798	24,336
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	7.636,976	13,282	7.623,694
Total	21.285,242	13.542,354	7.742,888
		21.285,242	

## ◆ Neraca Massa disekitar Netralizer (N-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	M <sub>7</sub>	M <sub>8</sub>	M <sub>9</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,159	-	34,159
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	-	0,977
HNO <sub>3</sub>	0,170	-	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	59,552	-	-
H <sub>2</sub> O	24,336	73,024	119,288
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	7.623,694	-	7.623,694
NaOH	-	48,682	-
NaNO <sub>3</sub>	-	-	0,229
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	86,248
Total 1	7.742,887	121,706	7.864,593
Ralat	-		0,0001
Total 2	7.864,594		7.864,594

## ◆ Neraca Massa disekitar Decanter (DC-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	M <sub>9</sub>	M <sub>10</sub> (An-organik)	M <sub>11</sub> (Organik)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,159	-	34,159
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	-	0,977
H <sub>2</sub> O	119,286	94,951	24,335
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	7.623,694	0,322	7.623,372
NaNO <sub>3</sub>	0,229	0,229	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	86,248	86,248	-
Total	7.864,593	181,751	7.682,842
		7.864,593	

## ◆ Neraca Massa disekitar Distilasi (D-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	M <sub>11</sub>	M <sub>12</sub>	M <sub>13</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,159	7,560	26,599
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	0,757	0,22
H <sub>2</sub> O	24,335	6,833	17,502
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	7.623,372	7.560,605	62,767
Total	7.682,843	7.575,758	107,084
		7.682,843	

### 3.2. Neraca Panas

#### ◆ Neraca Panas disekitar HE-01

Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)
	$Q_{1A}$	$Q_v$	$Q_{1b}$
$C_6H_6$	7.221,595	-	43.329,571
$C_7H_8$	2,645	-	15,867
$H_2O$	12,198	-	73,187
Steam	-	36.182,188	-
Total	7.326,438	36182,188	43.418,626
	43.418,626		

#### ◆ Neraca Panas disekitar Mixer (M-01)

Komponen	Input (kcal.jam)			Output (kcal/jam)	
	$Q_2$	$Q_3$	$Q_P$	$Q_4$	$Q_C$
$HNO_3$	8.636,553	-	-	51.819,319	-
$H_2SO_4$	-	16.324,276	-	97.945,654	-
$H_2O$	13.110,763	983,307	-	84.564,420	-
Pencampuran	-	-	1.335.520,261	-	-
Pendingin	-	-	-	-	1.140.245,767
Total	21.747,3156	17.307,583	1.335.520,261	234.329,393	1.140.245,767
	1.374.575,16			1.374.575,16	

## ◆ Neraca Panas disekitar Reaktor- 01(R-01)

Komponen	Input(kcal/jam)				Output(kcal/jam)	
	Q <sub>1B</sub>	Q <sub>4</sub>	Q <sub>R1</sub>	Q <sub>P</sub>	Q <sub>51</sub>	Q <sub>C1</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	43.329,571	-	-	-	3.618,019	-
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	15,867	-	-	-	15,867	-
HNO <sub>3</sub>	-	51.819,319	-	-	4.326,913	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	97.945,654	-	-	97.945,654	-
H <sub>2</sub> O	73,187	84.564,420	-	-	77.573,835	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	-	-	-	-	72.095,893	-
P.Pencampuran	-	-	-	7.411,51	-	-
Pendingin	-	-	-	-	-	1.433.285,946
P.Reaksi	-	-	1.403.702,6	-	-	-
Total	43.418,625	234.329,393	1.403.702,6	7.411,51	255.576,181	-
	1.688.862,128				1.688.862,128	

## ◆ Neraca Panas disekitar Reaktor-02 (R-02)

Komponen	Input (kcal/jam)			Output (kcal/jam)	
	Q <sub>51</sub>	Q <sub>P</sub>	Q <sub>R2</sub>	Q <sub>52</sub>	Q <sub>C2</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	3.618,019	-	-	303,307	-
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	15,867	-	-	15,867	-
HNO <sub>3</sub>	4.326,913	-	-	362,735	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	97.945,654	-	-	97.945,654	-
H <sub>2</sub> O	77.573,835	-	-	118.135,564	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	72.095,893	-	-	78.664,368	-
P.pencampuran	-	7.411,51	-	-	-
Pendingin	-	-	-	-	1.488.449,462
P.Reaksi	-	-	1.520.869,266	-	-
Total	255.576,181	7.411,51	1.520.869,266	295.407,496	1.488.449,462
	1.783.856,957			1.783.856,957	

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)

## ◆ Neraca Panas disekitar HE-02

Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)	
	Q <sub>52</sub>	Q <sub>6</sub>	Q <sub>C</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	303,307	151,653	-
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	15,867	7,931	-
HNO <sub>3</sub>	362,735	181,368	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	97.945,654	48.972,827	-
H <sub>2</sub> O	118.135,5642	59.067,782	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	78.664,368	39.332,184	-
Pendingin	-	-	-
Total	295.407,495	147.713,745	147.693,751
	295.407,495	295.407,495	

## ◆ Neraca Panas disekitar Netralizer (N-01)

Komponen	Input (kcal/jam)			Output (kcal/jam)	
	Q <sub>6</sub>	Q <sub>7</sub>	Q <sub>R</sub>	Q <sub>8</sub>	Q <sub>C</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	151,653	-	-	151,653	-
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	7,931	-	-	7,934	-
HNO <sub>3</sub>	181,368	-	-	-	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	48.972,827	-	-	-	-
H <sub>2</sub> O	59.067,782	364,814	-	1.787,801	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	39.332,184	-	-	39.263,779	-
NaOH	-	126,647	-	-	-
Na <sub>2</sub> NO <sub>3</sub>	-	-	-	1,506	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	495,736	-
P.Reaksi	-	-	42.276,147	-	-
Pendingin	-	-	-	-	148.772,944
Total	147.713,745	491,461	42.276,147	41.708,409	148.772,944
	190.481,353			190.481,353	

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)



## ◆ Neraca Panas disekitar HE-03

Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)
	$Q_{8A}$	$Q_5$	$Q_9$
$C_6H_6$	151,653	-	682,845
$C_7H_8$	7,934	-	35,723
$H_2O$	364,73	-	1.642,257
$C_6H_5NO_2$	39.263,779	-	176.791,711
Steam	-	139.364,44	-
Total	39.788,097	139.364,44	179.152,537
	179.152,536		179.152,536

## ◆ Neraca Panas disekitar Distilasi (D-01)

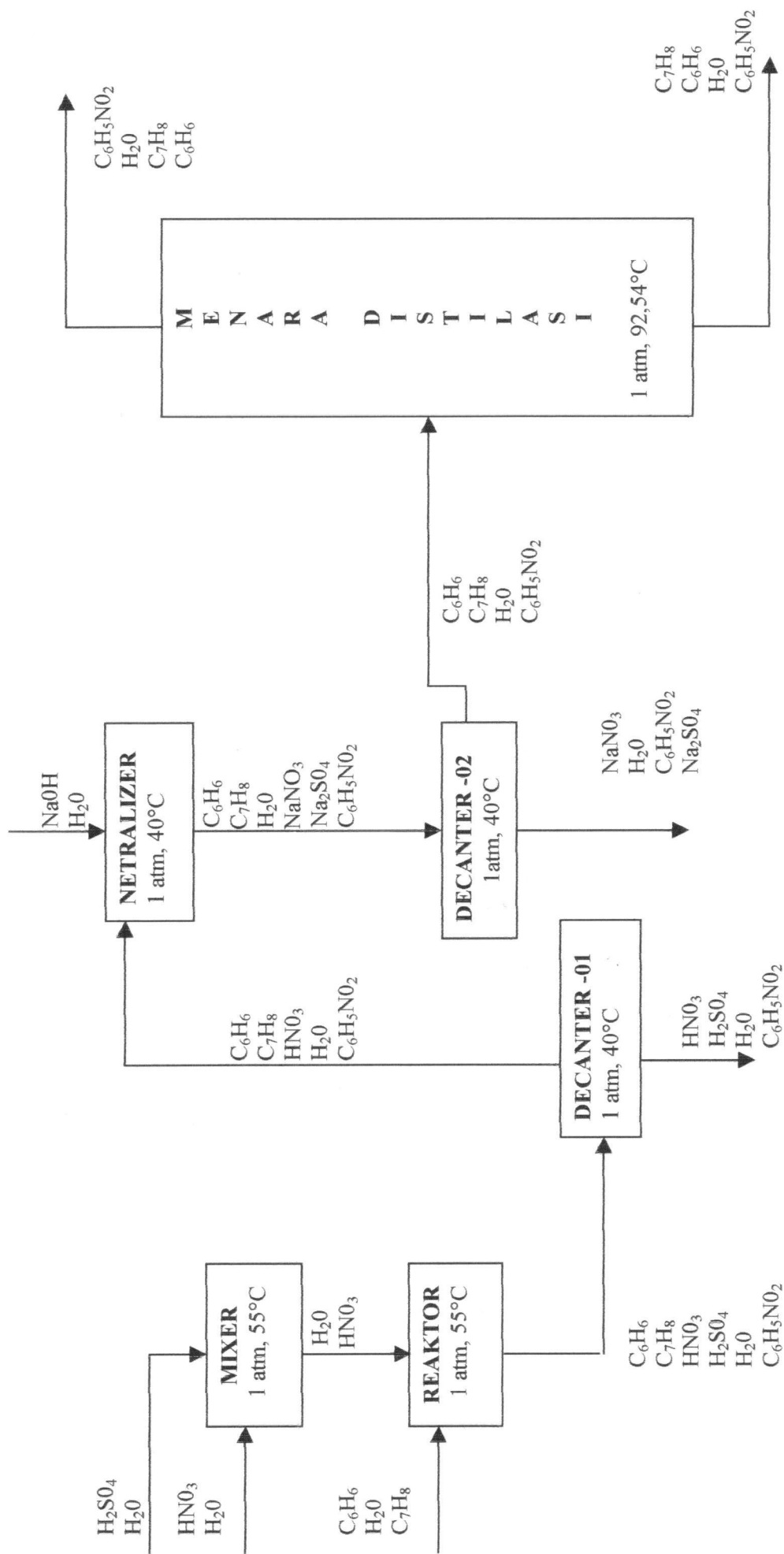
Komponen	Input (kcal/jam)		Output (kcal/jam)		
	$Q_9$	$Q_R$	$Q_D$	$Q_B$	$Q_C$
$C_6H_6$	682,845	-	531,45	160,518	-
$H_2O$	1.642,257	-	788,053	489,397	-
$C_7H_8$	35,723	-	8,0175	29,407	-
$C_6H_5NO_2$	17.6791,711	-	1.454,768	186.226,345	-
Reboiler	-	-	-	-	-
Kondenser	-	-	-	-	-
Total	179.152,536	10.965,036	3174,771	186.905,667	31,135
	190.117,573		190.117,573		

## ◆ Neraca Panas disekitar HE-04

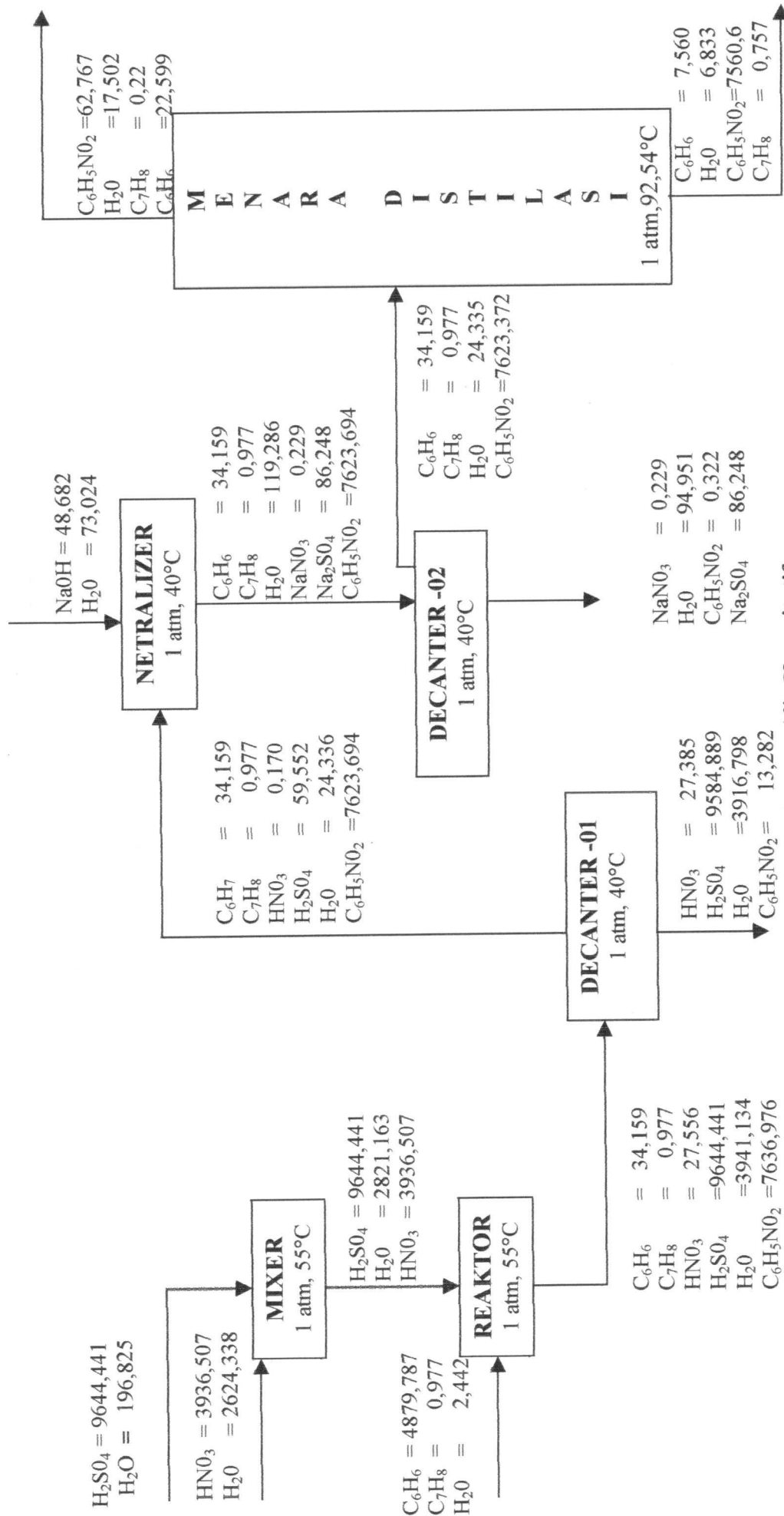
Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)	
	$Q_B$	$Q_{10}$	$Q_C$
$C_6H_6$	160,518	55,938	-
$H_2O$	489,397	170,555	-
$C_6H_5NO_2$	186.226,345	64.898,082	-
$C_7H_8$	29,407	10,248	-
Pendingin	-	-	-
Total	186.905,667	65.232,628	121.770,844
		186.905,667	

## ◆ Neraca Panas disekitar HE-05

Komponen	Input (kcal/jam)	Output (kcal/jam)	
	$Q_D$	$Q_{11}$	$Q_C$
$C_7H_8$	7,778	1,7814	-
$H_2O$	1.145,398	262,305	-
$C_6H_5NO_2$	1.411,475	634,5598	-
$C_6H_6$	515,639	118,0854	-
Pendingin	-	-	2.063,560
Total	3.080,292	1.016,732	2.063,560
		3.080,292	



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

### 3.3. Spesifikasi Alat Proses

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

Fungsi	:	Tempat berlangsungnya reaksi antara benzene dan asam campuran dengan konversi 91,65%
Tipe	:	CSTR
Jumlah	:	1 buah
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA-285 grade C
Kondisi operasi	:	Suhu = 55 <sup>0</sup> C Tekanan = 1 atm Fase reaksi = Cair Waktu tinggal = 0,169 jam
Volume reaktor	:	1,874 m <sup>3</sup>
Dimensi reaktor	:	Diameter = 1,168 m Tinggi = 1,751 m Tinggi vessel = 2,177 m Tebal shell = 3/16 in Tebal head = 3/16 in
Pengaduk	:	Jenis = Marine propeller 3 blade Diameter = 0,389 m Jumlah pengaduk = 2 buah Kecepatan putaran pengaduk = 238,753 rpm Power = 2,342 Hp Motor standar = 3 Hp

Pendingin	: Pendingin	= Air
	Tipe	= Jacket vessel
	Tinggi silinder jaket	= 57,357 m
	Tebal jaket	= 0,083 m
	Kebutuhan air	= 95.552,396 Kg/jam
Harga	: US \$39.780	

### 3.3.2. Reaktor-02 (R-02)

Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi antara benzene dan asam campuran dengan konversi 99,3%
Tipe	: CSTR
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-285 grade C
Kondisi operasi	: Suhu = 55 <sup>0</sup> C
	Tekanan = 1 atm
	Fase reaksi = Cair
	Waktu tinggal = 0,169 jam
Volume reaktor	: 1,874 m <sup>3</sup>
Dimensi reaktor	: Diameter = 1,168 m
	Tinggi = 1,751 m
	Tinggi vessel = 2,177 m
	Tebal shell = 3/16 in
	Tebal head = 3/16 in
Pengaduk	: Jenis = Marine propeller 3 blade

	Diameter	= 0,389 m
	Jumlah pengaduk	= 2 buah
	Kecepatan putaran pengaduk	= 238,753 rpm
	Power	= 2,296 Hp
	Motor standar	= 3 Hp
Pendingin	: Pendingin	= Air
	Tipe	= Jacket vessel
	Tinggi silinder jaket	= 60,517 m
	Tebal jaket	= 0,085 m
	Kebutuhan air	= 99.229,964 Kg/jam
Harga	: US \$	39.780

### 3.3.3. Mixer (M-01)

Fungsi	: Tempat berlangsungnya pencampuran asam nitrat ( $\text{HNO}_3$ ) dan asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )
Jenis	: Tangki Pengaduk
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carbon steel Sa-285 grade C
Kondisi operasi	: Suhu = $55^\circ\text{C}$
	Tekanan = 1 atm
	Fase reaksi = Cair
	Waktu tinggal = 0,167 jam
Volume mixer	: $2,164 \text{ m}^3$
Dimensi mixer	: Diameter = 1,225 m

	Tinggi	= 1,837 m
	Tinggi vessel	= 2,255 m
	Tebal shell	= 3/16 in
	Tebal head	= 3/16 in
Pengaduk	: Jenis	= Marine propeller 3 blade
	Diameter	= 0,408 m
	Jumlah pengaduk	= 2 buah
	Kecepatan putaran pengaduk	= 245,482 rpm
	Power	= 0,347 Hp
	Motor standar	= 0,5 Hp
Harga	: US \$	20.358

#### 3.3.4. Netralizer (N-01)

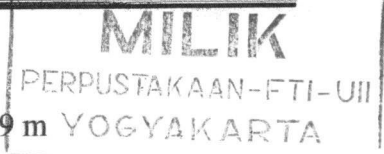
Fungsi	: Menetralkan $H_2SO_4$ dan $HNO_3$ dengan menggunakan NaOH
Jenis	: Tangki Pengaduk
Jumlah	: 1 buah
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-285 grade C
Kondisi operasi	: Suhu = 40 <sup>0</sup> C
	Tekanan = 1 atm
	Fase reaksi = Cair
	Waktu tinggal = 0,167 jam
Volume netralizer	: 1,306 m <sup>3</sup>
Dimensi netralizer	: Diameter = 1,035 m



	Tinggi	= 1,553 m
	Tinggi vessel	= 1,949 m
	Tebal shell	= 3/16 in
	Tebal head	= 3/16 in
Pengaduk	: Jenis	= Marine propeller 3 blade
	Diameter	= 0,345 m
	Jumlah pengaduk	= 2 buah
	Kecepatan putaran pengaduk	= 205,406 rpm
	Power	= 0,675 Hp
	Motor standar	= 1 Hp
Harga	: US \$	13.104

### 3.3.5. Decanter-01(DC-01)

Fungsi	: Memisahkan produk reaktor menjadi fase organik dan anorganik
Jenis	: Decanter gravity continue
Bentuk	: Silinder Horizontal
Bahan Kontruksi	: Carbon steel SA-7
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	: Suhu = 40 <sup>0</sup> C
	Tekanan = 1atm
	Fase reaksi = Cair
	Waktu tinggal = 0,424 jam
Volume decanter	: 7,021 m <sup>3</sup>



Dimensi decanter : Diameter = 1,439 m  
 Tinggi pipa keluar *light phase* = 0,648 m  
 Tinggi pipa keluar *heavy phase* = 1,295 m  
 Tebal shell = 3/16 in  
 Tebal head = 3/16 in

Harga : US \$ 175.500

### 3.3.6. Decanter -02 (DC-02)

Fungsi : Memisahkan produk dari netralizer yaitu untuk memisahkan lapisan yang kaya nitrobenzene (lapisan atas) dengan waste (lapisan bawah yang terdiri dari  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{NaNO}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$ )

Jenis : Decanter gravity continue

Bentuk : Silinder Horisontal

Jumlah : 1 buah

Bahan kontruksi : Carbon steel SA-7

Kondisi operasi : Suhu =  $40^\circ\text{C}$

Tekanan = 1atm

Fase reaksi = Cair

Waktu tinggal = 0,275 jam

Volume decanter :  $1,906 \text{ m}^3$

Dimensi decanter : Diameter = 0,932 m

Tinggi pipa keluar *light phase* = 0,419 m

Tinggi pipa keluar *heavy phase* = 0,839 m

	Tebal shell	= 3/16 in
	Tebal head	= 3/16 in
Harga	:	US \$ 105.300

### 3.3.7. Menara Distilasi (D-01)

Fungsi	:	Memisahkan produk hingga kemurnian 99,8%
Tipe	:	Sieve tray
Bahan konstruksi	:	Carbon steel SA 285 grade C
Jumlah	:	1 buah
Kondisi operasi	:	◆ Feed
	Suhu	= 92,54 <sup>0</sup> C
	Tekanan	= 1,099 atm
	◆ Top	
	Suhu	= 92,509 <sup>0</sup> C
	Tekanan	= 0,92 atm
	◆ Bottom	
	Suhu	= 96,738 <sup>0</sup> C
	Tekanan	= 1,303 atm
Plate	:	13
Diameter	:	Puncak = 0,525 m
		Dasar = 0,578 m
Tebal shell	:	3/16 in
Bentuk head	:	Torispherical
Tebal head	:	Puncak = 3/16 in

	Dasar	= 3/16 in
Tinggi menara	:	8 m
Harga	:	US \$ 58.266

### 3.3.8. Heat Exchanger-01 (HE-01)

Fungsi	:	Memanaskan benzene dari tangki penyimpanan (T-01) dari suhu 30 <sup>0</sup> C menjadi 55 <sup>0</sup> C sebelum masuk reaktor dengan memakai pemanas yang berupa steam dengan suhu 120 <sup>0</sup> C
Tipe	:	Double pipe exchanger
Jumlah	:	1 buah
Dimensi HE	:	◆ Annulus
	ID	= 2,067 in
	OD	= 1,66 in
	Panjang	= 120 ft
	Jumlah hairpin	= 3
	Pressure drop	= 0,003 Psi
	◆ Inner	
	ID	= 1,38 in
	Clean coefficient	=22,273 Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
	Design coefficient	=19,891 Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
	Dirt factor	= 0,0054 jam ft <sup>2</sup> °F/Btu
	Pressure drop	= 3,766 Psi
Harga	:	US \$ 2.340

**3.3.9. Heat exchanger-02 (HE-02)**

Fungsi : Mendinginkan produk reaktor-02 yang bersuhu  $55^{\circ}\text{C}$  sampai dengan  $40^{\circ}\text{C}$  dengan menggunakan air pendingin.

Tipe : Shell and tube exchanger

Jumlah : 1 buah

Dimensi HE : ♦ Shell

ID = 13,25 in

Pressure drop = 0,811 Psi

♦ Tube

OD = 0,75 in

Panjang = 16 ft

Clean coefficient =  $90,076 \text{ Btu/jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$

Design coefficient =  $47,934 \text{ Btu/jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$

Dirt factor =  $0,0098 \text{ jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F/Btu}$

Pressure drop = 2,015 Psi

Harga : US \$ 14.040

**3.3.10. Heat Exchanger-03 (HE-03)**

Fungsi : Memanaskan fase organik dari decanter-02 dari suhu  $40^{\circ}\text{C}$  sampai  $92,54^{\circ}\text{C}$  menuju ke distilasi dengan memakai pemanas yang berupa steam dengan suhu  $120^{\circ}\text{C}$

Tipe : Double pipe exchanger

Jumlah	: 1 buah
Dimensi HE	: ♦ Annulus
	ID = 4,026 in
	OD = 3,5 in
	Panjang = 360 ft
	Jumlah hairpin = 9
	Pressure drop = 0,0153 Psi
	♦ Inner
	ID = 3,068 in
	Clean coefficient = 21,454 Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
	Design coefficient = 18,946 Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
	Dirt factor = 0,00617 jam ft <sup>2</sup> °F/Btu
	Pressure drop = 0,422 Psi
Harga	: US \$ 2.574

### 3.3.11. Heat exchanger –04 (HE-04)

Fungsi	: Mendinginkan produk bawah distilasi yang bersuhu 96,738 <sup>0</sup> C sampai dengan 50 <sup>0</sup> C dengan menggunakan air pendingin
Tipe	: Double pipe exchanger
Jumlah	: 1 buah
Dimensi HE	: ♦ Annulus
	ID = 4,026 in
	OD = 3,5 in

Panjang = 80 ft  
 Jumlah hairpin = 2  
 Pressure drop = 3,959 Psi

◆ Inner

ID = 3,068 in  
 Clean coefficient = 112,449 Btu/jam ft<sup>2</sup>°F  
 Design coefficient = 109,588 Btu/jam ft<sup>2</sup>°F  
 Dirt factor = 0,00336 jam ft<sup>2</sup>°F/Btu  
 Pressure drop = 0,128 Psi

Harga : US \$ 2.808

### 3.3.12. Heat exchanger -05 (HE-05)

Fungsi : Mendinginkan produk menara distilasi yang bersuhu 90,5<sup>0</sup>C sampai dengan 40<sup>0</sup>C dengan menggunakan air pendingin

Tipe : Double pipe exchanger

Jumlah : 1 buah

Dimensi HE : ◆ Annulus

ID = 2,067 in  
 OD = 1,66 in  
 Panjang = 48 ft  
 Jumlah hairpin = 2  
 Pressure drop = 0,00954 Psi

◆ Inner

ID	= 1,38 in
Clean coefficient	= 13,1166 Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
Design coefficient	= 9,298 Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
Dirt factor	= 0,00313 jam ft <sup>2</sup> °F/Btu
Pressure drop	= 0,00277 Psi
Harga	: US \$ 2.340

### 3.3.13. Tangki Penyimpanan C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> (T-01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku benzene dalam bentuk cair jenuh selama 7 hari
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 1.019,626 m <sup>3</sup>
Kondisi penyimpanan	: Suhu = 30°C
	: Tekanan = 1 atm
	: Fase = Cair jenuh
	: Bahan konstruksi = Carbon steel SA-7
Dimensi tangki	: Diameter = 15,130 m
	: Tinggi = 5,674 m
Bentuk head	: Conical roof
Tebal shell	: 5/16 in
Tebal head	: 1/4 in
Tinggi head	: 3,055 m
Harga	: US \$ 163.800



**3.3.14. Tangki penyimpanan HNO<sub>3</sub> (T-02)**

Fungsi	:	Menyimpan bahan baku asam nitrat dalam bentuk cair jenuh selama 7 hari
Jenis	:	Tangki silinder vertikal
Jumlah	:	1 buah
Volume	:	970,056 m <sup>3</sup>
Kondisi penyimpanan	:	Suhu = 30 <sup>0</sup> C Tekanan = 1 atm Fase = Cair jenuh Bahan konstruksi = Carbon steel SA-7
Dimensi tangki	:	Diameter = 14,881 m Tinggi = 5,580 m
Bentuk head	:	Conical roof
Tebal shell	:	3/8 in
Tebal head	:	1/4 in
Tinggi head	:	2,485 m
Harga	:	US \$ 159.120

**3.3.15. Tangki Penyimpanan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (T-03)**

Fungsi	:	Menyimpan bahan baku asam sulfat dalam bentuk cair jenuh selama 15 hari
Jenis	:	Tangki silinder vertikal
Jumlah	:	1 buah
Volume	:	2.206,498 m <sup>3</sup>

Kondisi penyimpanan	: Suhu	= 30 <sup>0</sup> C
	Tekanan	= 1 atm
	Fase	= Cair jenuh
	Bahan konstruksi	= Carbon steel SA-7
Dimensi tangki	: Diameter	= 19,570 m
	Tinggi	= 7,339 m
Bentuk head	: Conical roof	
Tebal shell	: 3/4 in	
Tebal head	: 3/8 in	
Tinggi head	: 1,731 m	
Harga	: US \$ 234.000	

### 3.3.16. Tangki Penyimpanan NaOH (T-04)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku natrium hidroksida dalam bentuk cair jenuh selama 15 hari	
Jenis	: Tangki silinder vertikal	
Jumlah	: 1 buah	
Volume	: 42,586 m <sup>3</sup>	
Kondisi penyimpanan	: Suhu	= 30 <sup>0</sup> C
	Tekanan	= 1 atm
	Fase	= Cair jenuh
	Bahan konstruksi	= Carbon steel SA-7
Dimensi tangki	: Diameter	= 5,25 m
	Tinggi	= 1,969 m

Bentuk head	: Conical roof
Tebal shell	: 3/16 in
Tebal head	: 3/16 in
Tinggi head	: 0,780 m
Harga	: US \$ 23.400

### 3.3.17. Tangki Penyimpanan Produk (T-05)

Fungsi	: Menyimpan produk nitrobenzene dalam bentuk cair jenuh selama 7 hari
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 1.164,047 m <sup>3</sup>
Kondisi penyimpanan	: Suhu = 50 <sup>0</sup> C Tekanan = 1 atm Fase = Cair jenuh Bahan konstruksi = Carbon steel SA-7
Dimensi tangki	: Diameter = 15,825 m Tinggi = 5,934 m
Bentuk head	: Conical roof
Tebal shell	: 3/8 in
Tebal head	: 1/4 in
Tinggi head	: 2,485 m
Harga	: US \$ 161.460

### 3.3.18. Tangki accumulator (T-06)

Fungsi	: Menyimpan hasil atas menara distilasi dalam bentuk cair jenuh selama 7 hari
Jenis	: Tangki silinder vertikal
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 18,457 m <sup>3</sup>
Kondisi penyimpanan	: Suhu = 40 <sup>0</sup> C Tekanan = 1 atm Fase = Cair jenuh Bahan konstruksi = Carbon steel SA-7
Dimensi tangki	: Diameter = 3,985 m Tinggi = 1,494 m
Bentuk head	: Conical roof
Tebal shell	: 3/16 in
Tebal head	: 3/16 in
Tinggi head	: 0,433 m
Harga	: US \$ 14.040

### 3.3.19. Pompa-01 (P-01)

Fungsi	: Memompa bahan baku benzene (C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> ) ke tangki penyimpanan (T-01)
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 4.883,205 Kg/jam

Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 2 in
	ID = 2,067 in
	OD = 2,38 in
	Schedule number = 40
Total head	: 4,0618 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 883,335 rpm
Brake horse power	: 0,1716 Hp
Power motor standar	: 0,5 Hp
Harga	: US \$ 1.876,32

### 3.3.20. Pompa –02 (P-02)

Fungsi	: Memompa bahan baku asam nitrat ( $\text{HNO}_3$ ) ke tangki penyimpanan (T-02)
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 6.560,844 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 2 in
	ID = 2,067 in
	OD = 2,38 in
	Schedule number = 40
Total head	: 6,349 m

Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 621,175 rpm
Brake horse power	: 0,3804 Hp
Power motor standar	: 0,5 Hp
Harga	: US \$ 1.825,2

### 3.3.21. Pompa-03 (P-03)

Fungsi	: Memompa bahan baku asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) ke tangki penyimpanan (T-03)
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 9.841,266 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 2 in ID = 2,067 in OD = 2,38 in Schedule number = 40
Total head	: 8,4248 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.800 rpm
Kecepatan spesifik	: 810,21 rpm
Brake horse power	: 0,7125Hp
Power motor standar	: 1 Hp
Harga	: US \$ 1.871,532

**3.3.22. Pompa-04 (P-04)**

Fungsi	: Memompa bahan baku natrium hidroksida (NaOH) ke tangki penyimpanan (T-04)
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 121,706 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Schedule number = 40
Total head	: 1,0009 m
Kecepatan putaran pompa	: 3.600 rpm
Kecepatan spesifik	: 1112,4654 rpm
Brake horse power	: 0,0193 Hp
Power motor standar	: 0,5 Hp
Harga	: US \$ 1.123,2

**3.3.23. Pompa -05 (P-05)**

Fungsi	: Memompa bahan baku benzene ( $C_6H_6$ ) dari tangki penyimpanan (T-01) menuju ke reaktor-01
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 4.883,205 Kg/jam

Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 2 in
	ID = 2,067 in
	OD = 2,38 in
	Schedule number = 40
Total head	: 8,013 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 534,241 rpm
Brake horse power	: 0,342 Hp
Power motor standar	: 0,5 Hp
Harga	: US \$ 1.876,32

#### 3.3.24. Pompa -06 (P-06)

Fungsi	: Memompa bahan baku asam nitrat ( $\text{HNO}_3$ ) dari tangki penyimpanan (T-02) menuju mixer
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 6.560,844 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 2 in
	ID = 2,067 in
	OD = 2,38 in
	Schedule number = 40
Total head	: 7,292 m



Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 559,913 rpm
Brake horse power	: 0,437 Hp
Power motor standar	: 1 Hp
Harga	: US \$ 1.825,2

### 3.3.25. Pompa-07 (P-07)

Fungsi	: Memompa bahan baku asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dari tangki penyimpanan (T-03) menuju mixer
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 9.841,266 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 2 in ID = 2,067 in OD = 2,38 in Schedule number = 40
Total head	: 9,411 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.800 rpm
Kecepatan spesifik	: 745,687 rpm
Brake horse power	: 0,796 Hp
Power motor standar	: 1 Hp
Harga	: US \$ 1.871,532

**3.3.26. Pompa-08 (P-08)**

Fungsi	: Memompa bahan baku natrium hidroksida (NaOH) dari tangki penyimpanan (T-04) menuju netralizer
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 121,706 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Schedule number = 40
Total head	: 8,907 m
Kecepatan putaran pompa	: 3.600 rpm
Kecepatan spesifik	: 215,92 rpm
Brake horse power	: 0,235 Hp
Power motor standar	: 0,5 Hp
Harga	: US \$ 1.123,2

**3.3.27. Pompa -09 (P-09)**

Fungsi	: Memompa hasil pencampuran asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dan asam nitrat ( $HNO_3$ ) dari mixer menuju reaktor-01
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage

Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 16.402,111 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 3 in ID = 3,068 in OD = 3,5 in Schedule number = 40
Total head	: 2,8 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 1.648,183 rpm
Brake horse power	: 0,341 Hp
Power motor standar	: 0,5 Hp
Harga	: US \$ 2.199,6

### 3.3.28. Pompa -10 (P-10)

Fungsi	: Memompa hasil reaktor-01 menuju ke reaktor-02
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 19.968,816 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 3 in ID = 3,068 in OD = 3,5 in Schedule number = 40

Total head	: 2,56 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 2.031,831 rpm
Brake horse power	: 0,362 Hp
Power motor standar	: 0,5 Hp
Harga	: US \$ 2.340

### 3.3.29. Pompa-11 (P-11)

Fungsi	: Memompa hasil reaktor-02 menuju decanter -01
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 21.285,241 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 3 in ID = 3,068 in OD = 3,5 in Schedule number = 40
Total head	: 15,834 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 541,641 rpm
Brake horse power	: 2,274 Hp
Power motor standar	: 3 Hp
Harga	: US \$ 2.691

**3.3.30. Pompa-12 (P-12)**

Fungsi	: Memompa hasil decanter -01 menuju ke netralizer (N-01)
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 7.864,593 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 2 in ID = 2,067 in OD = 2,38 in Schedule number = 40
Total head	: 3,154 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 1.172,851 rpm
Brake horse power	: 0,167 Hp
Power motor standar	: 0,5 Hp
Harga	: US \$ 1.872

**3.3.31. Pompa-13 (P-13)**

Fungsi	: Memompa hasil netralizer (N-01) menuju ke decanter-02 (DC-02)
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 7.864,593 Kg/jam

Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 2 in
	ID = 2,067 in
	OD = 2,38 in
	Schedule number = 40
Total head	: 2,145 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 1.568,362 rpm
Brake horse power	: 0,114 Hp
Power motor standar	: 0,25 Hp
Harga	: US \$ 1876,68

### 3.3.32. Pompa-14 (P-14)

Fungsi	: Memompa hasil decanter-02 menuju ke distilasi (D-01)
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 7.682,842 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 3 in
	ID = 3,068 in
	OD = 3,5 in
	Schedule number = 40
Total head	: 4,092 m

Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 1.409,297 rpm
Brake horse power	: 0,224 Hp
Power motor standar	: 0,5 Hp
Harga	: US \$ 2.386,8

### 3.3.33. Pompa-15 (P-15)

Fungsi	: Memompa produk menara distilasi (D-01) menuju ke tangki penyimpanan produk (T-05)
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 7.575,755 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 2 in ID = 2,067 in OD = 2,38 in Schedule number = 40
Total head	: 13,120 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.800 rpm
Kecepatan spesifik	: 611,908 rpm
Brake horse power	: 0,676 Hp
Power motor standar	: 1 Hp
Harga	: US \$ 1867,32

**3.3.34. Pompa-16 (P-16)**

Fungsi	: Memompa hasil produk dari accumulator menuju ke tangki penyimpanan (T-06)
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 107,088 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 1 in ID = 1,049 in OD = 1,32 in Schedule number = 40
Total head	: 1,0002 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.800 rpm
Kecepatan spesifik	: 538,506 rpm
Brake horse power	: 0,023 Hp
Power motor standar	: 0,1 Hp
Harga	: US \$ 1118,52

**3.3.35. Pompa-17 (P-17)**

Fungsi	: Memompa produk nitrobenzene ke tangki penyimpanan produk (T-05)
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 7.575,755 Kg/jam



Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 2 in
	ID = 2,067 in
	OD = 2,38 in
	Schedule number = 40
Total head	: 6,995 m
Kecepatan putaran pompa	: 1.800 rpm
Kecepatan spesifik	: 980,7625 rpm
Brake horse power	: 0,36 Hp
Power motor standar	: 0,5 Hp
Harga	: US \$ 1867,32

### 3.3.36. Pompa-18 (P-18)

Fungsi	: Memompa hasil produk accumulator menuju ke tangki penyimpanan (T-06)
Tipe	: Pompa sentrifugal satu stage
Jumlah	: 2 buah
Kapasitas	: 107,088 Kg/jam
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 1 in
	ID = 1,049 in
	OD = 1,32 in
	Schedule number = 40
Total head	: 1,0002 m

Kecepatan putaran pompa	: 1.800 rpm
Kecepatan spesifik	: 1312,82 rpm
Brake horse power	: 0,017 Hp
Power motor standar	: 0,5Hp
Harga	: US \$ 1.118,52

### 3.3.37. Reboiler

Fungsi	: Menguapkan hasil bawah menara distilasi D-01
Tipe	: Shell and tube exchanger
Jumlah	: 1 buah
Dimensi HE	: ♦ Shell
	ID = 19,25 in
	Pressure drop = 0,00458 Psi
	♦ Tube
	OD = 1 in
	Panjang = 5 ft
	Clean coefficient = 97,098 Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
	Design coefficient = 22,06 Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
	Dirt factor = 0,0035 jam ft <sup>2</sup> °F/Btu
	Pressure drop = 1,6424 Psi
Harga	: US \$ 3.333,4

**3.3.38. Condenser**

Fungsi	:	Mengembunkan hasil atas menara distilasi (D-01) dengan pendingin air dari suhu 30 <sup>0</sup> C sampai 45 <sup>0</sup> C
Tipe	:	Double pipe exchanger
Jumlah	:	1 buah
Dimensi HE	:	◆ Annulus ID = 2,067 in OD = 1,66 in Panjang = 24 ft Jumlah hairpin = 1 Pressure drop = 0,0000157 Psi ◆ Inner ID = 1,38 in Clean coefficient = 5,468 Btu/jam ft <sup>20</sup> F Design coefficient = 4,668 Btu/jam ft <sup>20</sup> F Dirt factor = 0,003134 Pressure drop = 0,000639 Psi
Harga	:	US \$ 2340

**3.3.39. Accumulator**

Fungsi	:	Menampung sementara embunan dari condenser
Tipe	:	Tangki silinder horisontal
Jumlah	:	1 buah
Kondisi operasi	:	Suhu = 92,509 <sup>0</sup> C

	Tekanan	= 0,92 atm
Volume tangki	: 0,466 m <sup>3</sup>	
Diameter	: 0,5978 m	
Panjang	: 1,79 m	
Tebal shell	: 3/16 in	
Tebal head	: 3/16 in	
Harga	: US \$ 4.212	

### 3.4. Utilitas

Unit pendukung proses atau sering disebut dengan unit utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Unit pendukung proses yang terdapat dalam pabrik nitrobenzene ini antara lain meliputi:

1. Unit pengadaan dan pengolahan air

Berfungsi sebagai penyediaan air sanitasi, air untuk umpan boiler dan air pendingin.

2. Unit pengadaan steam

Digunakan untuk proses pemanasan pada heat exchanger, dan reboiler.

3. Unit pengadaan tenaga listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan dari generator sebagai cadangan bila listrik dari PLN mengalami gangguan.

4. Unit pengadaan bahan bakar

Berfungsi menyediakan bahan bakar untuk generator dan boiler.

#### 5. Unit pengolahan limbah

Berfungsi mengolah limbah buangan sanitasi, air sisa regenerasi resin, limbah proses baik dalam bentuk cair maupun gas.

### 3.4.1. Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

#### 3.4.1.1. Unit Pengadaan 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 prarancangan pabrik nitrobenzene ini, air disuplai dari air sungai. Air sungai sebagai raw water nantinya digunakan untuk keperluan dilingkungan pabrik, antara lain:

- **Air pendingin**

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

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
- b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
- c. Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volume yang relatif cukup tinggi
- d. Tidak terdekomposisi

Air pendingin digunakan pada heat exchanger (HE-02, HE-05, dan HE-04) dan condenser. Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin:

- a. Kerasadahan (*hardness*) yang dapat menyebabkan kerak
- b. Besi yang dapat menimbulkan korosi

c. Minyak yang merupakan penyebab terganggunya *film corrosion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

- **Air umpan boiler**

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi didalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas yang terlarut.

b. Zat yang menyebabkan kerak (*scale forming*)

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat

c. Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik dan zat-zat yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi pada alkalinitas tinggi.

- **Air sanitasi**

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium ,kantor dan rumah tangga.

- Syarat air sanitasi meliputi:

a. Suhu dibawah suhu udara luar

b. Warna jernih

c. Tidak mempunyai rasa

d. Tidak berbau

- Syarat kimia meliputi:

a. Tidak mengandung zat organik maupun an-organik

b. Tidak beracun

- Syarat bakteriologis:

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen

### 3.4.1.2. Unit Pengolahan Air

Mula-mula *raw water* dari air sungai diumpankan ke dalam tangki kemudian di aduk dengan putaran tinggi sambil diinjeksikan bahan-bahan kimia:

a. Alum yang berfungsi sebagai *flokulan*

b. *Coagulan* yang berfungsi untuk mengurangi PH agar kira-kira 6,4-6,7

c. Kalsium hipoklorit atau  $\text{Cl}_2$  cair yang berfungsi sebagai desinfektan

Keluar dari tangki, air secara gravity mengalir ke *clarafier*, disini terdapat tray-tray yang berfungsi memperlambat aliran air, sehingga jika di dalam air masih terdapat *floc-floc*, maka *floc-floc* tersebut akan segera mengendap. Air dari *clarafier* akan masuk ke filter yang berfungsi untuk menyaring kotoran yang terdapat didalam air, sehingga air yang masuk ke *chamber* sudah hilang kekeruhannya.

Air yang telah diolah kemudian dialirkan ke tangki air bersih (*fresh water tank*)

#### a. Unit Demineralisasi Air

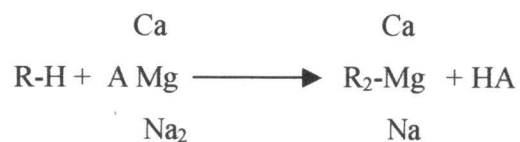
Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, yaitu  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ ,  $(\text{HCO}_3)^{2-}$ ,  $(\text{HSiO}_3)^{2-}$ .

dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (*Boiler Feed Water*)

Demineralisasi air diperlukan karena BFW harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut:

- ◆ Tidak menimbulkan kerak pada kondisi steam yang dikehendaki maupun pada tube heat exchanger, jika steam digunakan sebagai pemanas. Hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.
- ◆ Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas  $O_2$  dan  $CO_2$

Selanjutnya air tersebut diumpan kedalam Cation Exchanger untuk menghilangkan kation-kation mineral yang terdapat dalam air, yaitu  $Ca^{2+}$ ,  $Mg^{2+}$ ,  $Na^+$ . Kation akan diikat oleh resin. Reaksi kimia yang terjadi pada kation exchanger :



Dengan :

A = Bikarbonat sulfat, silikat, atau klor yang ada dalam air bersama kation Ca, Mg,  $Na_2$

R = Material kation exchanger

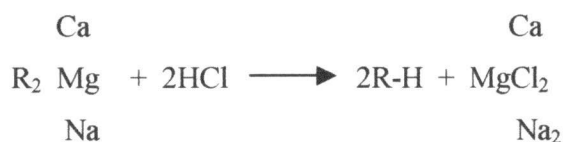
R-H = Ion exchanger

Garam yang terdapat dalam air bereaksi dengan penukar ion dan kation tertahan oleh resin. Jika penukar kation tidak lagi memiliki kemampuan untuk



melakukan pertukaran ion (jenuh), resin penukar kation harus dikembalikan lagi pada kondisi awalnya dengan melakukan regenerasi menggunakan asam pekat.

Proses ini ditandai dengan reaksi:



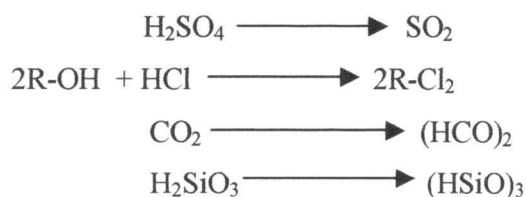
Resin penukar kation menghilangkan logam membentuk asam. Pada saat pertukaran hydrogen dari resin dengan kation dalam air, terbentuklah larutan asam. Asam bikarbonat dalam air akan bereaksi membentuk asam karbonat.

Reaksi kimia yang terjadi:



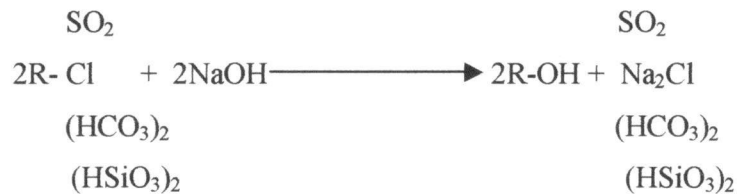
Gas karbondioksida yang terbentuk dapat dihilangkan dengan aerasi menggunakan aerater. Kemudian air yang telah dilewatkan kation exchanger dipompakan ke anion exchanger yang berfungsi menghilangkan kandungan asam,  $\text{CO}_2$  yang tersisa, dan silika.

Reaksi kimia yang terjadi:



Regenerasi untuk anion exchanger ini hampir sama dengan regenerasi resin kation exchanger. Bedanya disini digunakan soda kaustik untuk regenerasinya.

Reaksi kimia yang terjadi:



Setelah terjadi pertukaran ion-ion negatif di anion exchanger air dikirim ke unit *demineralized water tank* sebagai penyimpanan sementara sebelum diproses lebih lanjut sebagai BFW.

#### b. Unit Air Umpan Ketel ( Boiler Feed Water )

Air yang sudah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama oksigen dan karbondioksida. Gas-gas tersebut dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator. Pada deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia berikut:

- Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut:



Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain dihilangkan melalui stripping dengan uap bertekanan rendah

- Larutan amonia yang berfungsi mengontrol pH

Air yang keluar dari deaerator pH-nya sekitar 8,5-9,5. Keluar dari deaerator ke dalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan fosfat ( $\text{Na}_3\text{PO}_4\text{H}_2\text{O}$ ) untuk mencegah terbentuknya kerak silika dan kalsium pada *steam drum* dan *boiler tube*. Sebelum diumpankan ke boiler, air terlebih dahulu diberi dispersan.

### c. Unit Pendingin Proses

Unit pendingin air proses dalam proses sehari-hari didinginkan dalam *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa oleh tetesan udara maupun waktu dilakukan *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air baru.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang bisa menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal tersebut, maka ke dalam air pendingin tersebut di injeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut:

- Fosfat, berguna untuk mencegah timbulnya kerak
- Chlorin, berguna untuk membunuh mikroorganisme
- Zat dispersan, berguna untuk mencegah terjadinya penggumpalan atau pengendapan fosfat.

### d. Kebutuhan Air

#### 1. Kebutuhan air pendingin

- Mixer (M-01)	= 76.016,384 kg/jam	
- Reaktor (R-01)	= 95.552,396 kg/jam	
- Reaktor (R-02)	= 99.229,964 kg/jam	
- Heat Exchanger -02 (HE-02)	= 14.769,375 kg/jam	
- Netralizer (N-01)	= 9.918,196 kg/jam	
- Condenser (C-01)	= 2,476 kg/jam	
- Heat Exchanger-04 (HE-04)	= 8118,056 kg/jam	
- Heat Exchanger -05 (HE-05)	= 137,57 kg/jam	+
	303.744,417 kg/jam	

80 % dari air pendingin tersebut disirkulasi kembali setelah diproses dicooling tower. Maka air make up =  $0,2 \times 303.744,417 \text{ kg/jam} = 60.748,8834 \text{ kg/jam}$

## 2. Kebutuhan air steam

- Heat Exchanger -01 (HE-01) = 55,963 kg/jam
  - Heat Exchanger-03 (HE-03) = 215,553 kg/jam
  - Reboiler -01 (Rb-01) = 16,959 kg/jam +
- 288,475 kg/jam

80 % dari air steam disirkulasi kembali, maka air make up 20% =  $0,2 \times 288,475 \text{ kg/jam} = 57,695 \text{ kg/jam}$

## 3. Kebutuhan air sanitasi

- Air untuk karyawan kantor

Kebutuhan air untuk karyawan = 40 liter/hari

Jumlah karyawan = 120 orang

Sehingga untuk 120 orang diperlukan air untuk keperluan kantor sebanyak =  $120 \times 40 \text{ liter/hari} = 4.800 \text{ liter/hari}$

=  $4.800 \text{ liter/hari} \times 1 \text{ kg/liter} \times 1 \text{ hari}/24 \text{ jam} = 200 \text{ kg/jam}$

- Air untuk laboratorium

Diperkirakan 3.000 liter/hari

Sehingga  $3.000 \text{ liter/hari} \times 1 \text{ kg/liter} \times 1 \text{ hari}/24 \text{ jam} = 125 \text{ kg/jam}$

- Air untuk kebersihan, pertamanan, dll

Diperkirakan 7.000 liter/hari

Sehingga  $7.000 \text{ liter/hari} \times 1 \text{ kg/liter} \times 1 \text{ hari}/24 \text{ jam} = 291,667 \text{ kg/jam}$

$$\begin{aligned}\text{Total kebutuhan air untuk sanitasi} &= (200 + 125 + 291,667) \text{ kg/jam} \\ &= 616,667 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Jadi kebutuhan air secara keseluruhan:

$$\begin{aligned}- \text{ Air pendingin} &= 60.748,8834 \text{ kg/jam} \\ - \text{ Air steam} &= 57,695 \text{ kg/jam} \\ - \text{ Air sanitasi} &= \frac{616,667 \text{ kg/jam}}{61.423,2454 \text{ kg/jam}} +\end{aligned}$$

Untuk menjaga agar kebutuhan air terpenuhi, diambil over design 25%

$$\begin{aligned}\text{Air total yang harus disuplai dari sumber air} &= 1,25 \times 61.423,2454 \text{ kg/jam} \\ &= 76.779,057 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Diambil air sungai sebanyak = 80.000 kg/jam

### 3.4.1.3. Alat-alat yang digunakan dalam pengadaan dan pengolahan air

#### 1. Bak pengendap awal (BU-01)

Fungsi : Menampung dan mengendapkan air sungai sebanyak 80.000 kg/jam untuk mengendapkan kotoran dan lumpur kasar.

Jenis : Bak pengendap persegi panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 96 m<sup>3</sup>

Bahan : Beton

Dibuat Bak pengendap dengan tinggi 3 m dan perbandingan P/L = 2

Panjang : 8 m

Lebar : 4 m

Tinggi : 3 m

Harga : Rp 20.000.000

---

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)  
Ira Ratna Dharnanti (98521019)

## 2. Bak flokulator (BU-02)

Fungsi : Mencampur air dengan allum untuk menggumpalkan zat-zat bersuspensi halus dan koloid sehingga lebih mudah mengendap dan mencampur air dengan diinjeksikan polymer sebagai flokulan yang berfungsi mengikat flocc-flocc yang terbentuk sehingga menjadi lebih mudah mengendap.

Jenis : Bak silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 96 m<sup>3</sup>

Bahan : Carbon steel

Dibuat bak dengan perbandingan H/D = 1

Diameter : 4,96 m

Tinggi : 4,96 m

Jenis pengaduk : Axial turbine 4 blade

Power motor : 15 Hp

Harga : US \$ 37.440

## 3. Clarifier (CL-01)

Fungsi : Menampung sementara air yang mengalami fluktuasi dan memisahkan flocc dan air sebanyak 80.000 kg/jam

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 96 m<sup>3</sup>

Dibuat tangki dengan perbandingan H/D = 1

---

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)

Diameter : 4,96 m  
Tinggi : 4,96 m  
Jenis pengaduk : Axial turbine 4 blade  
Power motor : 15 Hp  
Harga : US \$ 37.440

#### 4. Bak saringan pasir (BU-03)

Fungsi : Menyaring koloid-koloid yang lolos dari clarifier  
Jenis : Bak empat persegi panjang  
Jumlah : 1 buah  
Bahan : Beton  
Volume : 96 m<sup>3</sup>  
Dibuat Bak dengan tinggi 3 m dan perbandingan P/L = 1  
Panjang : 5,656 m  
Lebar : 5,656 m  
Tinggi : 3 m  
Luas penampang saringan : 100,639 ft<sup>2</sup>  
Kecepatan air yang disaring : 352,239 gpm  
Diambil kecepatan penyaring : 3,5 gpm/ft<sup>2</sup>  
Volume pasir : 12,07 m<sup>3</sup>  
Lebar saringan : 3,057 m  
Panjang saringan : 3,057 m  
Tinggi saringan : 1,291 m  
Harga : Rp 12.250.000

**5. Bak penampung air bersih (BU-04)**

Fungsi : Menampung air bersih dari saringan pasir untuk didistribusikan ke tempat yang memerlukan dengan waktu tinggal 3 jam

Jenis : Bak pengendap persegi panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 2,220 m<sup>3</sup>

Bahan : Beton

Dibuat Bak dengan tinggi 2 m dan perbandingan P/L = 2

Panjang : 1,48997 m

Lebar : 0,745 m

Tinggi : 2 m

Harga : Rp 18.000.000

**6. Tangki larutan kaporit (TU-01)**

Fungsi : Membuat larutan disinfektan dari bahan kaporit untuk air yang digunakan dikantor, dll sebanyak 616,667 kg/jam

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0,123 m<sup>3</sup>

Bahan : Carbon steel

Dibuat tangki dengan perbandingan D/H = 1

Diameter : 0,539 m

Tinggi : 0,539 m

Harga : US \$ 456,3

---

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)



**7. Tangki desinfektan (TU-02)**

Fungsi : Tempat klorinasi air dengan tujuan membunuh bakteri yang selanjutnya digunakan untuk keperluan kantor, dll

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Volume : 0,740 m<sup>3</sup>

Bahan : Carbon steel

Dibuat tangki dengan perbandingan D/H = 1

Diameter : 0,981 m

Tinggi : 0,981 m

Harga : US \$ 933,66

**8. Bak penampung air kantor dan rumah tangga (BU-05)**

Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga

Jenis : Bak pengendap persegi panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 8,88 m<sup>3</sup>

Bahan : Carbon steel

Dibuat Bak dengan tinggi 1 m dan perbandingan P/L = 2

Panjang : 4,214 m

Lebar : 2,107 m

Tinggi : 1 m

Harga : Rp 15.000.000

---

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)

**9. Bak penampung air pendingin (BU-06)**

Fungsi : Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin sebanyak 60.748,8834 kg/jam dengan waktu tinggal 2 jam

Jenis : Bak pengendap persegi panjang

Jumlah : 1 buah

Volume : 145,797m<sup>3</sup>

Bahan : Beton

Dibuat Bak dengan tinggi 3 m dan perbandingan P/L = 2

Panjang : 9,859 m

Lebar : 4,929 m

Tinggi : 3 m

Harga : Rp 38.000.000

**10. Cooling tower (CT-01)**

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan sebanyak 303.744,417 kg/jam dari suhu 50<sup>0</sup>C menjadi 30<sup>0</sup>C untuk disirkulasi kembali

Type : Cooling tower induced draft

Spesifikasi cooling tower :

- 80<sup>0</sup>C wet bulb temperatur
- Bagian atas tower : 39,15 Btu/lb
- Bagian bawah tower : 7,24 Btu/lb

Kecepatan aliran pendingin : 3,5 gpm/ft<sup>2</sup>

Luas area CT : 35,499 m<sup>2</sup>

Panjang : 5,958 m

---

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)

Lebar : 5,958 m

Tinggi : 2,441 m

Harga : US \$ 67.860

### 11. Pompa -01 (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai menuju ke bak pengendap awal (BU-01)  
sebanyak 80.000 kg/jam

Type : Centrifugal pump

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : Commercial steel

Pipa yang digunakan : Diameter nominal = 8 in

ID = 7,981 in

OD = 8,625 in

Schedule number = 40

Total head : 13,746 ft

Kecepatan putaran pompa : 1.150 rpm

Kecepatan spesifik : 3.380,187 rpm

Brake horse power : 1,867 Hp

Power motor standar : 3 Hp

Harga : US \$ 6.552

### 12. Pompa-02 (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU-01) ke flokulator  
sebanyak 80.000 kg/jam

Type : Centrifugal pump

---

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)

Jumlah	: 2 buah
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 8 in
	ID = 7,981 in
	OD = 8,625 in
	Schedule number = 40
Total head	: 21,378 ft
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 2.427,132 rpm
Brake horse power	: 2,903 Hp
Power motor standar	: 4 Hp
Harga	: US \$ 6552

### 13. Pompa -03 (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan air dari flokulator ke clarifier sebanyak 80.000 kg/jam

Type : Centrifugal pump

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 8 in
	ID = 7,981 in
	OD = 8,625 in
	Schedule number = 40
Total head	: 27,253 ft
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm

Kecepatan spesifik	: 2.023,087 rpm
Brake horse power	: 3,701 Hp
Power motor standar	: 5 Hp
Harga	: US \$ 6.552

#### 14. Pompa -04 (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari clarifier ke bak saringan pasir sebanyak 80.000 kg/jam

Type : Centrifugal pump

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 8 in
	ID = 7,981 in
	OD = 8,625 in
	Schedule number = 40

Total head	: 10,275 ft
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 4.204,596 rpm
Brake horse power	: 1,395 Hp
Power motor standar	: 2 Hp
Harga	: US \$ 6.552

#### 15. Pompa -05 (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air bersih ke bak penampung air kantor dan rumah tangga sebanyak 616,667 kg/jam

Type	: Centrifugal pump
Jumlah	: 2 buah
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 1 in
	ID = 1,049 in
	OD = 1,315 in
	Schedule number = 40
Total head	: 6,894 ft
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 697,1099 rpm
Brake horse power	: 0,0592 Hp
Power motor standar	: 0,5 Hp
Harga	: US \$ 1.170

#### 16. Pompa -06 (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak cooling tower pendingin proses sebanyak  
303.744,417 kg/jam

Type	: Centrifugal pump
Jumlah	: 2 buah
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 12 in
	ID = 12,09 in
	OD = 12,75 in
	Schedule number = 40

Total head	: 12,193 ft
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 7.179,73 rpm
Brake horse power	: 6,02 Hp
Power motor standar	: 7 Hp
Harga	: US \$ 6.552

### 17. Pompa -07 (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air dari alat proses menuju cooling tower sebanyak  
60.748,8834 kg/jam

Type : Centrifugal pump

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi	: Commercial steel
Pipa yang digunakan	: Diameter nominal = 6 in
	ID = 6,065 in
	OD = 6,625 in
	Schedule number = 40

Total head	: 12,330 ft
Kecepatan putaran pompa	: 1.150 rpm
Kecepatan spesifik	: 3.183,587 rpm
Brake horse power	: 1,294 Hp
Power motor standar	: 2 Hp
Harga	: US \$ 5.616

### 3.4.2. Unit Pengadaan Steam

Steam pada pabrik nitrobenzene digunakan sebagai pemanas HE-01, HE-03 dan Rb -01. Kebutuhan air steam sebagai berikut:

- Heat Exchanger -01 (HE-01)	= 55,963 kg/jam
- Heat Exchanger -03 (HE-03)	= 215,553 kg/jam
- Reboiler -01(Rb-01)	= 16,959 kg/jam
	+ 288,475 kg/jam

#### 3.4.2.1. Alat-alat yang digunakan dalam unit pengadaan steam

##### 1. Kation exchanger (KE-01)

Fungsi : Mengikat ion-ion positif yang ada didalam air dengan jumlah air yang dilunakkan sebanyak 57,695 kg/jam

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Bahan : Baja

Luas penampang : 0,7632 ft<sup>2</sup>

Diameter : 0,3118 m

Tinggi : 4,695 m

Resin :

• Jenis : Natural green sand zeolit

• Kapasitas resin : 2,8 kg/ft<sup>3</sup>

• Volume resin : 0,8705 ft<sup>3</sup>

• Waktu operasi : 24 jam

Harga : US \$ 2.340

---

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)



## 2. Tangki larutan NaCl (TU-03)

Fungsi : Membuat larutan NaCl jenuh sebanyak 5% yang digunakan untuk meregenasi kation exchanger

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon steel

Dibuat tangki dengan perbandingan D/H = 1

Diameter : 0,545 m

Tinggi : 0,545 m

Harga : US \$ 2.574

## 3. Anion Exchanger (AE-01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh garam-garam anion seperti :  $\text{Cl}^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{NO}_3^-$

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Luas penampang : 0,436  $\text{ft}^2$

Tinggi : 1,93 m

Resin :

- Jenis : Doulit

- Kapasitas resin : 3  $\text{gpm}/\text{ft}^3$

- Volume resin : 0,1017  $\text{ft}^3$

Harga : US \$ 5.382

#### 4. Tangki pelarut NaOH (TU-04)

Fungsi : Melarutkan NaOH yang akan digunakan untuk meregenasi anion exchanger

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon steel

Dibuat tangki dengan perbandingan D/H = 1

Diameter : 0,65 m

Tinggi : 0,65 m

Harga : US \$ 4.212

#### 5. Daerator (D-01)

Fungsi : Membebaskan gas CO<sub>2</sub> dan O<sub>2</sub> dari air yang telah dilunakkan dalam kation dan anion exchanger dengan larutan Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> dan larutan NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Bahan : Baja

Dibuat tangki dengan perbandingan D/H = 1

Diameter : 0,561 m

Tinggi : 0,561 m

Kecepatan putaran : 60 rpm

Power motor : 0,5 Hp

Harga : US \$ 2.340

**6. Tangki pelarut Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> (TU-05)**

Fungsi : Melarutkan Na<sub>2</sub>SO<sub>3</sub> dan mencegah kerak dalam boiler

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Dibuat tangki dengan perbandingan D/H = 1

Diameter : 1,1043 m

Tinggi : 1,1043 m

Harga : US \$ 2.340

**7. Tangki pelarut NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> (TU-06)**

Fungsi : Melarutkan NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> yang berguna untuk mencegah adanya kerak dalam alat proses

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Dibuat tangki dengan perbandingan D/H = 1

Diameter : 1,1043 m

Tinggi : 1,1043 m

Harga : US \$ 6.786

**8. Tangki penampung kondensat (TU-07)**

Fungsi : Menampung kondensat dari alat proses setelah disirkulasi menuju tangki boiler

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Dibuat tangki dengan perbandingan D/H = 1

Diameter : 0,871 m

Tinggi : 0,871 m

Harga : US \$ 8.190

### **9. Tangki air umpan boiler (TU-08)**

Fungsi : Menampung air umpan boiler sebagai air pembuat steam didalam boiler dengan waktu tinggal 1,5 jam

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Dibuat tangki dengan perbandingan D/H = 1

Diameter : 0,8718 m

Tinggi : 0,8718 m

Harga : US \$ 16.380

### **10. Boiler (BL-01)**

Fungsi : Menghasilkan steam untuk alat-alat proses

Jenis : Boiler feed water

Panas yang diperlukan : 144,668 Btu/jam

Luas transfer panas yang diperlukan : 43,216 ft<sup>2</sup>

Kebutuhan bahan bakar : 0,2107 ft<sup>3</sup>/jam

Harga : US \$ 16.380

### **11. Tangki bahan bakar (TU-09)**

Fungsi : Menampung bahan bakar boiler

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

---

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)

Dibuat tangki dengan perbandingan  $D/H = 1$

Diameter : 1,723 m

Tinggi : 1,723 m

Harga : US \$ 8.190

### 12. Tangki allum (TU-10)

Fungsi : Menampung sementara allum yang akan digunakan untuk menjernihkan air

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Dibuat tangki dengan perbandingan  $D/H = 1$

Diameter : 0,972 m

Tinggi : 0,972 m

Harga : US \$ 86.580

### 13. Tangki soda abu (TU-11)

Fungsi : Menampung larutan soda abu yang akan digunakan untuk menjernihkan air

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Dibuat tangki dengan perbandingan  $D/H = 1$

Diameter : 2,725 m

Tinggi : 2,725 m

Harga : US \$ 14.040

**14. Pompa -08 (PU-08)**

Fungsi : Mengalirkan air dari kation exchanger menuju anion exchanger

Type : Centrifugal pump

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : Commercial steel

Pipa yang digunakan : Diameter nominal = 0,5 in  
ID = 0,622 in  
OD = 0,840 in  
Schedule number = 40

Total head : 9,76056 ft

Kecepatan putaran pompa : 3.600 rpm

Kecepatan spesifik : 328,91 rpm

Brake horse power : 0,01255 Hp

Power motor standar : 0,5 Hp

Harga : US \$ 468

**15. Pompa -09 (PU-09)**

Fungsi : Mengalirkan air dari anion exchanger ke daerator

Type : Centrifugal pump

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : Commercial steel

Pipa yang digunakan : Diameter nominal = 0,5 in  
ID = 0,622 in  
OD = 0,840 in

	Schedule number	= 40
Total head	:	7,714 ft
Kecepatan putaran pompa	:	3.600 rpm
Kecepatan spesifik	:	392,36 rpm
Brake horse power	:	0,009925 Hp
Power motor standar	:	0,5 Hp
Harga	:	US \$ 468

#### 16. Pompa-10 (PU-10)

Fungsi : Mengalirkan air dari daerator menuju ke tangki penampung kondensat

Type : Centrifugal pump

Jumlah : 2 buah

Bahan kontruksi	:	Commercial steel
Pipa yang digunakan	:	Diameter nominal = 0,5 in
		ID = 0,622 in
		OD = 0,840 in
		Schedule number = 40
Total head	:	8,8972 ft
Kecepatan putaran pompa	:	3.600 rpm
Kecepatan spesifik	:	352,539 rpm
Brake horse power	:	0,01145 Hp
Power motor standar	:	0,5 Hp
Harga	:	US \$ 468

---

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)

**17. Pompa-11 (PU-11)**

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki penampung kondensat menuju ke boiler

Type : Centrifugal pump

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : Commercial steel

Pipa yang digunakan : Diameter nominal = 0,5 in  
ID = 0,622 in  
OD = 0,840 in  
Schedule number = 40

Total head : 9,594 ft

Kecepatan putaran pompa : 3.600 rpm

Kecepatan spesifik : 333,1408 rpm

Brake horse power : 0,0123 Hp

Power motor standar : 0,5 Hp

Harga : US \$ 2.340

**18. Pompa-12 (PU-12)**

Fungsi : Mengalirkan air dari alat proses menuju kembali ke tangki penampung kondensat

Type : Centrifugal pump

Jumlah : 2 buah

Bahan konstruksi : Commercial steel

Pipa yang digunakan : Diameter nominal = 0,5 in  
ID = 0,622 in

---

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)



	OD	= 0,840 in
	Schedule number	= 40
Total head	:	8,964 ft
Kecepatan putaran pompa	:	3.600 rpm
Kecepatan spesifik	:	350,566 rpm
Brake horse power	:	0,01153 Hp
Power motor standar	:	0,5 Hp
Harga	:	US \$ 4.680

### 3.4.3. Unit Pengadaan Tenaga Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik pabrik nitrobenzene ini, dapat dilayani oleh PLN atau memakai generator set. Karena pabrik direncanakan berjalan secara kontinue, maka untuk menghindari gangguan-gangguan yang mungkin terjadi dari PLN, maka pabrik nitrobenzene yang dirancang ditetapkan menggunakan generator set. Jumlah yang disediakan 1 buah. Kebutuhan listrik yang diperlukan:

- Kebutuhan listrik untuk proses	= 20,51 Kw	
- Kebutuhan listrik untuk utilitas	= 38,4035 Kw	
- Kebutuhan listrik untuk alat kontrol	= 23,56 Kw	
- Kebutuhan listrik untuk penerangan	= 29,455 Kw	+
		111,9285 Kw

### 3.4.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan dalam perancangan pabrik nitrobenzene adalah solar.

Penggunaan solar pabrik meliputi:

- Bahan bakar untuk generator	= 26,358 liter/jam
- Bahan bakar untuk boiler	= 5,966 liter/jam +
Total bahan bakar	<u>32,324 liter/jam</u>

### 3.4.5. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik nitrobenzene berupa limbah cair, yang berasal dari decanter-01 dan decanter -02.

#### ◆ Decanter -01

##### a. Debit limbah maksimal

$$\begin{aligned} \text{Volume limbah} &= 13.542,354 \text{ kg/jam} \times \text{ltr/kg} \times 24 \text{ jam/hr} \\ &= 325.016,496 \text{ ltr/kg} = 325,016 \text{ m}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas produksi} = 60.000 \text{ ton/thn} = 1 \text{ thn}/330 \text{ hr} = 181,818 \text{ ton/hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit limbah maksimal} &= \frac{\text{Volume limbah (m}^3/\text{hr)}}{\text{Kapasitas produksi (ton/hr)}} \\ &= \frac{325,016 \text{ m}^3/\text{hr}}{181,818 \text{ ton/hr}} = 1,787 \text{ m}^3/\text{ton} \end{aligned}$$

##### b. Parameter beban pencemaran

$$\text{Misal : BOD } 20^{\circ}\text{C} = 100 \text{ mg/l}$$

$$\text{Parameter beban pencemaran} = \frac{100 \text{ mg/l} \times 325,016 \text{ m}^3/\text{hr} \times 0,001}{181,818 \text{ ton/hr}}$$

$$= 0,1787 \text{ kg/ton} = 1,787 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{ton}$$

Karena debit maksimal =  $1,787 \text{ m}^3/\text{ton} >$  beban pencemaran  
 $= 1,787 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{ton}$ , limbah masih dalam ambang batas kelayakan.

◆ Decanter -02

a. Debit limbah maksimal

$$\begin{aligned} \text{Volume limbah} &= 181,751 \text{ kg/jam} \times \text{ltr/kg} \times 24 \text{ jam/hr} = \\ &4.362,024 \text{ ltr/kg} = 4,36 \text{ m}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

$$\text{Kapasitas produksi} = 60.000 \text{ ton/thn} = 1 \text{ thn}/330 \text{ hr} = 181,818 \text{ ton/hr}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit limbah maksimal} &= \frac{\text{Volume limbah (m}^3/\text{hr)}}{\text{Kapasitas produksi (ton/hr)}} \\ &= \frac{4,36 \text{ m}^3/\text{hr}}{181,818 \text{ ton/hr}} = 0,0239 \text{ m}^3/\text{ton} \end{aligned}$$

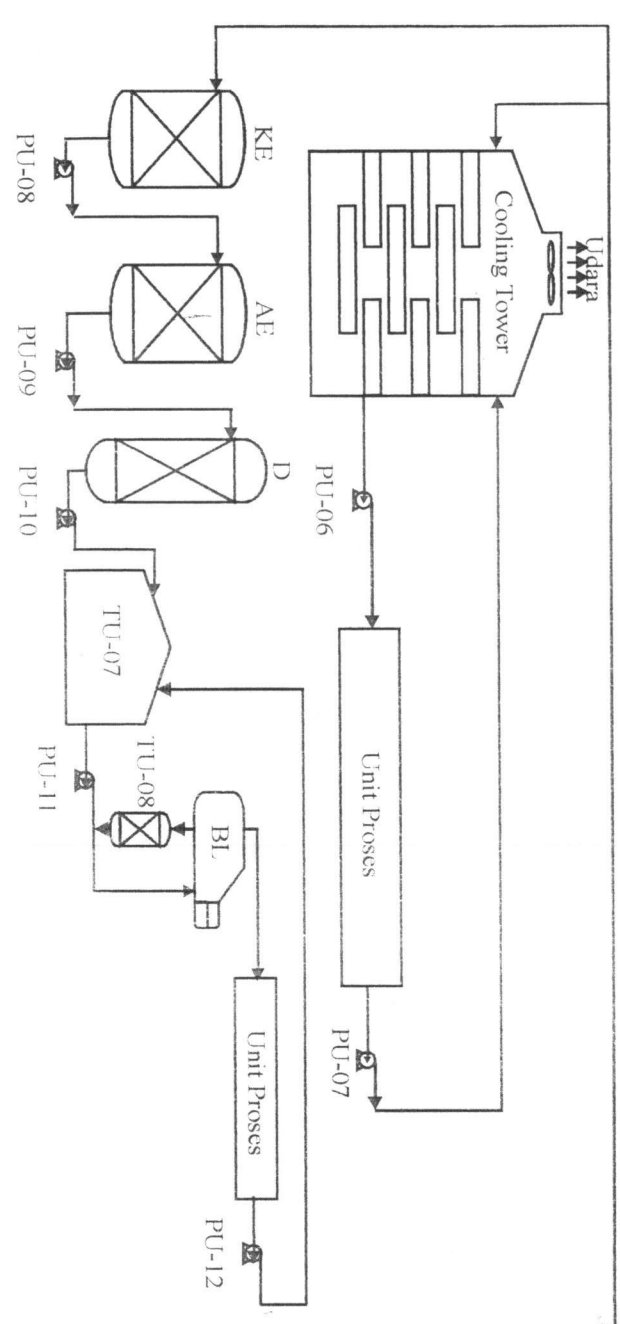
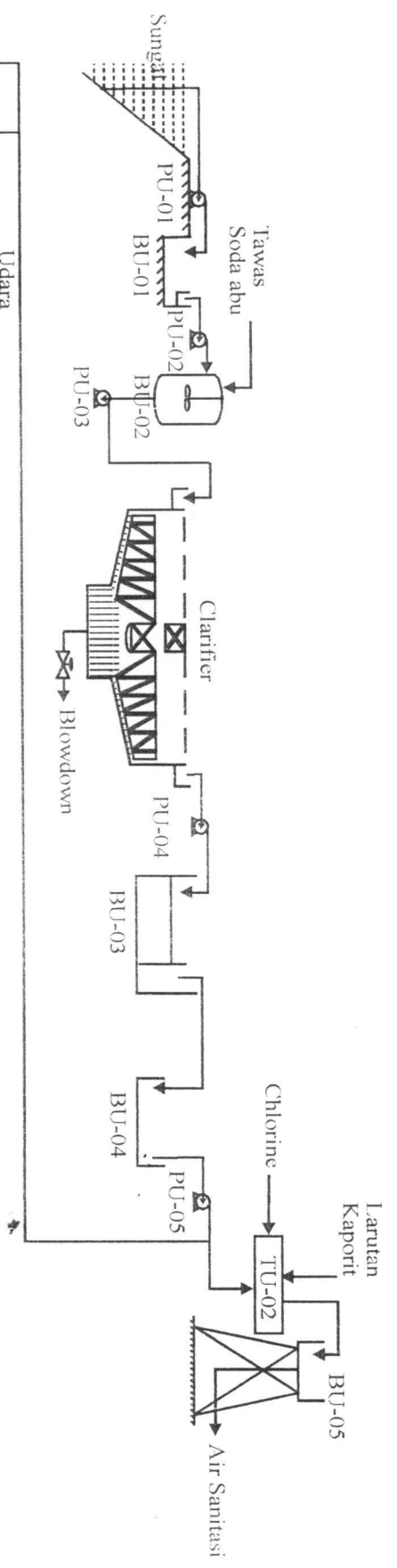
b. Parameter beban pencemaran

Misal : BOD  $20^{\circ}\text{C} = 100 \text{ mg/l}$

$$\begin{aligned} \text{Parameter beban pencemaran} &= \frac{100 \text{ mg/l} \times 4,36 \text{ m}^3/\text{hr} \times 0,001}{181,818 \text{ ton/hr}} \\ &= 2,39 \times 10^{-3} \text{ kg/ton} = 2,39 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{ton} \end{aligned}$$

Karena debit maksimal =  $0,0239 \text{ m}^3/\text{ton} >$  beban pencemaran  
 $= 2,39 \times 10^{-6} \text{ m}^3/\text{ton}$ , limbah masih dalam ambang batas kelayakan.

Untuk penanganan limbah di pabrik ini secara fisik adalah penyaringan, pengendapan, pencampuran dan secara kimia adalah netralisasi, koagulasi, pertukaran ion, pengaturan pH.



- Keterangan :
- BU-01 : Bak Pengendap Awal
  - BU-02 : Bak Flokulator
  - BU-03 : Bak Saringan Pasir
  - BU-04 : Bak Penampung Air Bersih
  - BU-05 : Bak Penampung
- Air Kantor dan Rumah Tangga
- KE : Kation Exchanger
  - AE : Anion Exchanger
  - D : Deerator
  - BL : Boiler
  - TU-02 : Tangki Desinfektan
  - TU-07 : Tangki Penampung Kondensat
  - TU-08 : Tangki Umpam Boiler
  - PU : Pompa Utilitas

Gambar 3.3 Unit Pengolahan Air

### 3.5. Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu suatu produk. Sedangkan peran yang lain adalah dalam pengendalian pencemaran lingkungan, baik udara, tanah dan air.

Tugas laboratorium antara lain:

1. Memeriksa bahan baku dan produk yang akan digunakan dalam pabrik.
2. Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan
3. Meneliti tingkat polusi, baik udara, tanah dan air.
4. Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi

Laboratorium melaksanakan kerja selama 24 jam sehari dibagi dalam kelompok kerja shift dan non shift.

1. Kelompok kerja non-shift

Kelompok kerja ini mempunyai tugas melakukan analisa khusus yaitu analisa yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen yang diperlukan oleh laboratorium dalam rangka membantu kelancaran pekerjaan kelompok shift

Tugas kelompok non-shift antara lain:

- Menyiapkan reagen untuk analisa laboratorium
- Menganalisa bahan baku, bahan pembantu, dan hasil produksi secara kontinue
- Melakukan analisa bahan buangan penyebab polusi lingkungan
- Melakukan penelitian atau percobaan untuk membantu kelancaran proses produksi

## 2. Kelompok kerja shift

Kelompok kerja ini melakukan tugas pemantauan dan analisa-analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melaksanakan tugasnya, kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu kerja shift selama 24 jam, masing-masing bekerja selama 8 jam yaitu:

- a. Shift I : jam 07.00-15.00
- b. Shift II : jam 15.00-23.00
- c. Shift III : jam 23.00-07.00

Tugas kelompok ini di laboratorium adalah melakukan analisa atau pemantauan kualitas terhadap bahan baku dan produk yang digunakan serta pemantauan selama proses berlangsung. Beberapa tugas pokok ini antara lain:

- a. Melakukan pemantauan terhadap performance proses produksi dengan melakukan analisa terus menerus terhadap pencemaran lingkungan.
- b. Melakukan pemantauan/analisa terhadap mutu air dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.

### 3.5.1. Penanganan Sampel/Contoh

Dalam menganalisa harus diperhatikan jenis sampel yang akan diambil.

Sampel yang diperiksa untuk dianalisa terbagi dalam dua bentuk :

#### a. Gas

Cara penanganan/analisa sample dalam bentuk gas bisa dilaksanakan langsung dengan pengambilan sample yang selanjutnya dibawa ke laboratorium untuk dianalisa. Pengambilan sample dalam bentuk gas

harus diperhatikan segi keamanannya, terlebih bila gas dianalisa sangat berbahaya. Alat pelindung diri harus disesuaikan dengan sifat sample yang akan diambil. Arah angin juga harus diperhatikan dengan jalan membelakangi arah angin.

b. Cairan

Untuk melakukan analisa dalam bentuk cairan, maka terlebih dahulu sample harus didinginkan bila sample yang dianalisa panas. Untuk cairan yang berbahaya, pengambilan sample dilakukan dengan alat yang dapat melindungi diri dari bahaya yang bisa ditimbulkan.

### 3.5.2. Prosedur Analisa

Laboratorium mempunyai tugas analisa terhadap pabrik nitrobenzene dan unit pendukung proses.

a) Proses dalam Pabrik

Analisa-analisa yang dilakukan adalah :

Benzene masuk tangki penyimpanan, analisa ini meliputi : warna, densitas, kemurnian, viskositas.

- Cairan keluar reaktor
- Campuran asam keluar mixer tank
- Cairan keluar decanter I
- Cairan keluar netralizer
- Cairan keluar decanter II
- Produk nitrobenzene

b) Unit Pendukung Proses

- Air sanitasi, analisa meliputi : pH, kandungan Cl, suhu, warna, bakteri.
- Air lunak pada BFW, analisa meliputi : pH, daya hantar listrik, suhu, kesadahan.
- Air umpan boiler pada tangki boiler
- Air dalam boiler
- Kondensat reboiler

### 3.6. Organisasi Perusahaan

#### 3.6.1. Bentuk Perusahaan

Ditinjau dari badan hukum, bentuk perusahaan digolongkan:

- a. Perusahaan Perseorangan, modal dimiliki oleh satu orang, tanggung jawab penuh terhadap maju mundurnya perusahaan
- b. Persekutuan Firma, modal dikumpulkan dari dua orang atau lebih, tanggung jawab yang sama menurut perjanjian, didirikan dengan akta notaris
- c. Persekutuan Komanditer (*CV/Commanditaire Veenootshaps*) terdiri dari dua orang atau lebih yang terdiri dari sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya menyertakan modalnya dan bertanggung jawab sebatas modal yang dimasukkan saja)



- d. Perseroan Terbatas, persekutuan untuk mendirikan perusahaan dengan modal diperoleh dari penjualan saham, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki

Bentuk perusahaan yang direncanakan dalam Prarancangan Pabrik Nitrobenzene ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan berbentuk 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 PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam Perseroan Terbatas pemegang sahamnya hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebabkan dalam tiap-tiap saham. Pabrik Nitrobenzene yang akan didirikan direncanakan mempunyai:

- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Industri Nitrobenzene
- Lokasi perusahaan : Cilacap

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut:

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang pimpinan perusahaan
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staff yang diawasi oleh Dewan Komisaris

4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan
5. Efisiensi dari manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris
6. Lapangan usaha lebih luas. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga modal ini PT dapat memperluas usahanya

### 3.6.2. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dalam perusahaan tersebut. Karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya keselamatan kerja antar karyawan.

Terdapat beberapa macam struktur organisasi antara lain:

a. Struktur organisasi lini

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

b. Struktur organisasi fungsional

Staff fungsional memiliki hubungan terkuat dengan saluran-saluran lini. Bila dilimpahkan wewenang fungsional oleh manajemen puncak, seorang staf fungsional mempunyai hak untuk memerintah satuan lini sesuai kegiatan fungsional

c. Struktur organisasi *lini and staff*

Staff merupakan individu atau kelompok dalam struktur organisasi yang fungsi utamanya memberikan saran dan pelayanan kepada fungsi lini. Karyawan staff tidak secara langsung terlibat dalam kegiatan utama organisasi, posisi staff ditambahkan untuk memberikan saran dan pelayanan departemen lini dan membantu mencapai tujuan organisasi dengan lebih efektif.

Maka struktur organisasi yang dipilih adalah struktur organisasi yang baik, yaitu sistem lini dan staff. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional. Sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidang tertentu. Staf ahli akan memberikan pemikiran dan nasihat kepada tingkat pengawasan demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

---

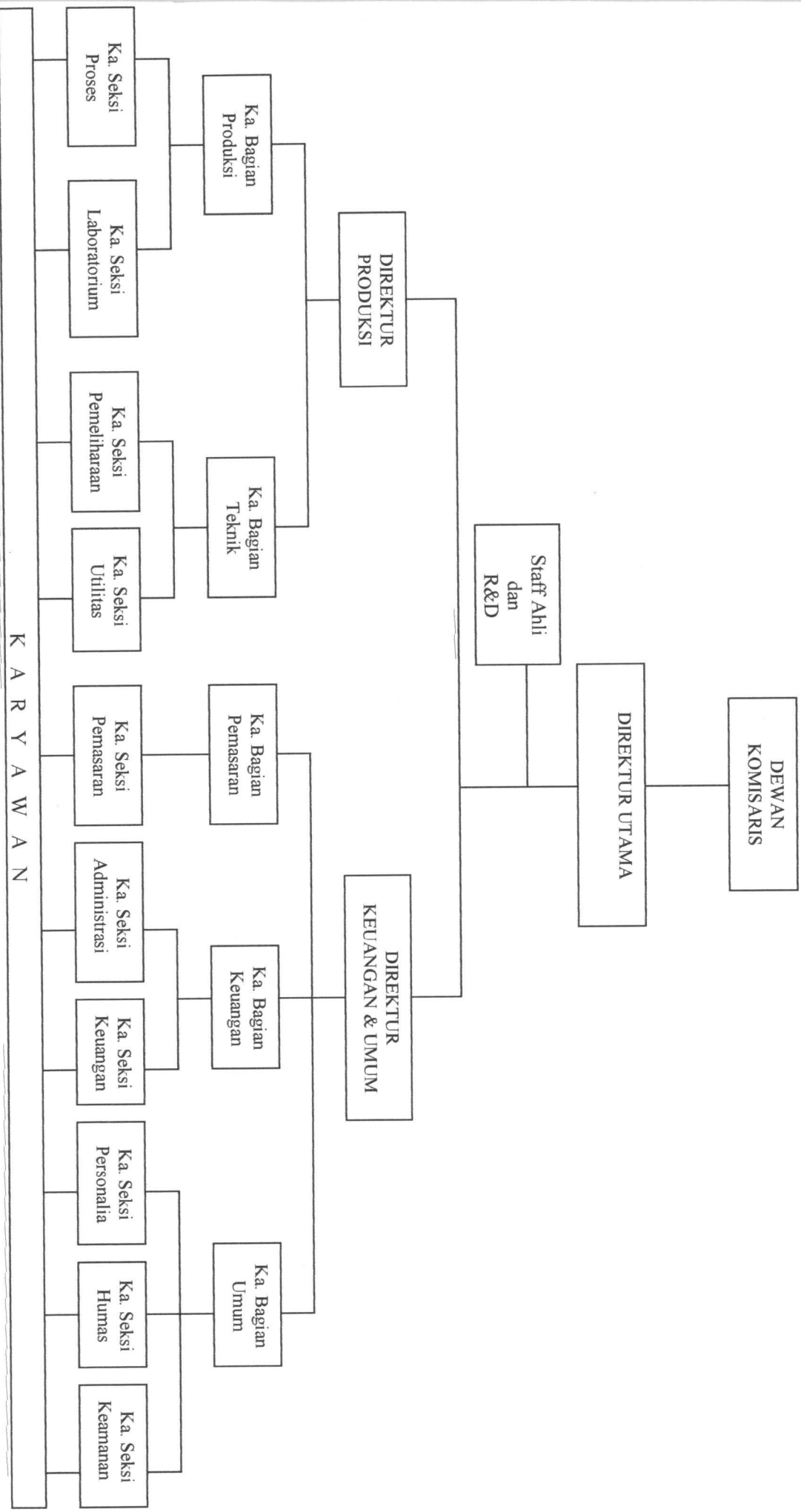
Amelia Yunita Ekaningrum	(98521006)
Ira Ratna Dharnanti	(98521019)

- a. Sebagai *line* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan
- b. Sebagai *staff* yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugasnya diwakili oleh dewan komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Produksi membawahi bidang produksi dan teknik sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membawahi bidang pemasaran, keuangan dan pelayanan umum.

Direktur membawahi beberapa kepala bagian, kepala bagian membawahi beberapa kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan dibagi menjadi beberapa kelompok yang dipimpin oleh Kepala Kelompok, dimana Kepala Kelompok tersebut akan bertanggung jawab kepada atasannya pada masing-masing seksi.

# STRUKTUR ORGANISASI



Gambar 3.4 Struktur Organisasi

### **3.6.3. Tugas dan Wewenang**

#### **3.6.3.1. Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan jalannya operasi perusahaan. Pemegang saham ini adalah pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi berada pada Rapat Umum Pemegang Saham yang biasanya dilakukan setahun sekali. Pada rapat tersebut, pemegang saham:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Direksi
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

#### **3.6.3.2. Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris diangkat pemegang saham dalam Rapat Umum. Dewan Komisaris yang dipimpin Komisaris Utama mempunyai tugas serta wewenang sebagai berikut :

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi
- c. Membantu direksi dalam hal-hal yang penting
- d. Mempertanggung jawabkan perusahaan kepada pemegang saham

#### **3.6.3.3. Dewan Direksi**

Direktur utama merupakan pemimpin tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab terhadap kemajuan perusahaan. Direktur utama bertanggung

jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan

Direktur utama membawahi Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum :

1. Tugas Direktur Utama

- a. Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan bertanggung jawab pada Rapat Umum Pemegang Saham
- b. Menjaga kestabilan organisasi dan membuat hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan
- c. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian atas persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham
- d. Mengoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum

2. Tugas Direktur Produksi

- a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang Produksi dan Teknik
- b. Mengoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya
- c. Berusaha agar jumlah produksi sesuai dengan rencana yang ditentukan serta syarat-syarat penjualan yang menguntungkan

3. Tugas Direktur Keuangan dan Umum

- a. Bertanggung jawab kepada Direktur utama dalam bidang keuangan, pemasaran dan pelayanan umum

- b. Mengoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya

#### **3.6.3.4. Staff ahli dan R&D**

##### **A. Staff Ahli**

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidangnya. Tugas dan wewenang staff ahli meliputi:

- a. Memberikan saran dan perencanaan pengembangan perusahaan
- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum

##### **B. Staff R&D**

Staff R&D ini bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang penelitian dan pengembangan. Tugas dan wewenang staff R&D antara lain

- a. Memperbaiki proses, perencanaan alat dan pengembangan produksi
- b. Meningkatkan mutu suatu produksi
- c. Meningkatkan efisiensi kerja

#### **3.6.3.5. Kepala Bagian**

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur bersama-sama dengan staff ahli. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur yang menangani bidang tersebut.



Kepala Bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian Produksi membawahi:

A. Seksi Proses

Tugas Seksi Proses

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

B. Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium

- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik
- Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi

2. Kepala Bagian Teknik

Tugas Kepala Bagian Teknik meliputi :

- a) Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas
- b) Mengkoordinir kepala-kepala yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Teknik membawahi :

A. Seksi Pemeliharaan

Tugas Seksi Pemeliharaan :

- ◆ Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik

- ◆ Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

B. Seksi Utilitas

Tugas Seksi Utilitas

- ◆ Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga listrik

3. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang penyediaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

A. Seksi Pemasaran

Tugas Seksi Pemasaran :

- ◆ Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- ◆ Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang

4. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Administrasi :

A. Seksi Administrasi

Tugas Seksi administrasi :

- ◆ Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah perpajakan

B. Seksi Keuangan

Tugas Seksi Keuangan :

- ◆ Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat anggaran tentang keuangan masa depan
- ◆ Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan

5. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan

Kepala Bagian Umum membawahi:

A. Seksi Personalia

Tugas Seksi Personalia:

- ◆ Merekrut dan membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaannya serta lingkungannya agar tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- ◆ Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis
- ◆ Membina karier para karyawan dan melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

B. Seksi Humas

Tugas Seksi Humas:

- ◆ Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan

### C. Seksi Keamanan

#### Tugas Seksi Keamanan

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

#### 3.6.3.6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

#### 3.6.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Nitrobenzene direncanakan beroperasi 330 hari selama satu tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

##### 1. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung, yang termasuk para karyawan ini adalah Direktur, Staf Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang berada dikantor.

jum'at (pukul 07.00 – 16.00) dengan jam istirahat pukul 12.00 – 13.00 untuk hari senin – kamis dan pukul 11.00 – 13.00 untuk hari jum'at.

## 2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, yang termasuk para karyawan ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian lain yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan serta keamanan pabrik. Para karyawan *shift* ini akan bekerja bergantian sehari semalam dibagi dalam 3 *shift* dengan pengaturan sebagai berikut:

- *Shift* pagi : pukul 07.00 – 15.00
- *Shift* siang : pukul 15.00 – 23.00
- *Shift* malam : pukul 23.00 – 07.00

Untuk karyawan tiap *shift* ini dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan satu hari libur. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, maka regu yang masuk tetap masuk.

Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut:

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

Keterangan :

P : shift pagi

S : shift siang

M : shift malam

L : libur

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan para karyawannya, karena kelancaran produksi secara tidak langsung akan mempengaruhi perkembangan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi yang nantinya digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam pengembangan karier para karyawan di perusahaan

### 3.6.5. Status Karyawan dan Sistem upah

Pada pabrik Nitrobenzene ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Berdasarkan status, karyawan pabrik dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut:

a. Karyawan tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian dan masa kerja

b. Karyawan harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa surat keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan

c. Karyawan borongan

Yaitu karyawan yang dipekerjakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan

### 3.6.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

#### 3.6.6.1. Penggolongan jabatan

Penggolongan jabatan pada perusahaan nitrobenzene ini adalah sebagai berikut:

- Direktur Utama : Sarjana Ekonomi
- Direktur Teknik & Produksi : Sarjana Teknik Kimia
- Direktur Keuangan & Administrasi : Sarjana Ekonomi
- Kepala Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
- Kepala Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin
- Kepala Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi
- Kepala Bagian Pemasaran : Sarjana Ekonomi
- Kepala Bagian Umum : Sarjana Sospol
- Kepala Seksi Proses Produksi : Sarjana Teknik Kimia
- Kepala Seksi Utilitas : Sarjana Teknik Mesin

- Kepala Seksi Pemeliharaan & Bengkel : Sarjana Teknik Mesin
- Kepala Seksi Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia
- Kepala Seksi Keuangan : Sarjana Ekonomi
- Kepala Seksi Pemasaran : Sarjana Ekonomi
- Kepala Seksi Administrasi : Sarjana Ekonomi
- Kepala Seksi Personalia : Sarjana Hukum
- Kepala Seksi Humas : Sarjana FISIP
- Kepala Seksi Keamanan : Sarjana FISIP
- Kepala Regu Proses : Sarjana Muda Teknik Kimia
- Kepala Regu Utilitas : Sarjana Muda Teknik Mesin
- Kepala Regu Pemeliharaan : Sarjana Muda Teknik Mesin
- Kepala Regu Laboratorium : Sarjana Muda Teknik Kimia
- Kepala Regu Keamanan : SMU
- Karyawan personalia & humas : SMU/SMEA
- Karyawan keamanan : SMU
- Karyawan bagian pemasaran : SMU/SMEA
- Karyawan bagian keuangan : SMU/SMEA
- Karyawan bagian produksi : SMU/STM
- Karyawan bagian teknik : SMU/STM
- Medis : Dokter
- Paramedis : Ahli madya perawat
- Lain-lain/pesuruh : SMU



**3.6.6.2. Jumlah Karyawan dan Gaji**

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat dilaksanakan dengan baik dan efektif.

**Tabel 3.1. Perincian Jumlah Karyawan**

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik & Produksi	1
3	Direktur Keuangan & Administrasi	1
4	Staf Ahli dan R&D	2
5	Sekretaris	1
6	Kepala Bagian Produksi	1
7	Kepala Bagian Teknik	1
8	Kepala Bagian Pemasaran	1
9	Kepala Bagian Keuangan	1
10	Kepala Bagian Umum	1
11	Kepala Seksi Proses Produksi	1
12	Kepala Seksi Utilitas	1
13	Kepala Seksi Pemeliharaan & Bengkel	1
14	Kepala Seksi Laboratorium	1
15	Kepala Seksi Keuangan	1
16	Kepala Seksi Pemasaran	1
17	Kepala Seksi Personalia	1
18	Kepala Seksi Administrasi	1
19	Kepala Seksi Humas	1
20	Kepala Seksi Keamanan	1
21	Karyawan Proses	42
22	Karyawan Keuangan	2
23	Karyawan Pengendalian	4
24	Karyawan Laboratorium	5
25	Karyawan Pemeliharaan	5
26	Karyawan Utilitas	5
27	Karyawan Pemasaran & Pembelian	6
28	Karyawan Administrasi	2
29	Karyawan Personalia	3
30	Karyawan Humas	2
31	Karyawan Keamanan	7
32	Dokter	2
33	Perawat	2
34	Sopir	4
35	Pesuruh	4
36	Cleaning service	4
	Total	120

Amelia Yunita Ekaningrum (98521006)

Ira Ratna Dharnanti (98521019)

**Tabel 3.2. Perincian Golongan dan Gaji**

No	Jabatan	Gaji per bulan
1	Direktur utama	Rp 20.000.000
2	Direktur	Rp 10.000.000
3	Dokter	Rp 3.000.000
4	Staff Ahli	Rp 5.000.000
5	Kepala Bagian	Rp 4.500.000
6	Kepala Seksi	Rp 4.000.000
7	Sekretaris	Rp 2.000.000
8	Karyawan Administrasi	Rp 1.500.000
9	Karyawan Biasa	Rp 1.000.000
10	Sopir	Rp 700.000
11	Pesuruh	Rp 600.000

### 3.6.7. Kesejahteraan Karyawan

Salah satu faktor dalam meningkatkan efektifitas kerja pada perusahaan ini adalah kesejahteraan dari karyawan. Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan berupa:

#### a. Tunjangan

- ◆ Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
- ◆ Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
- ◆ Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

b. Cuti

- ◆ Cuti tahunan diberikan kepada karyawan selama 12 hari jam kerja dalam 1 tahun
- ◆ Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter

c. Pakaian Kerja

Pakaian Kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

d. Pengobatan

- ◆ Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- ◆ Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak diakibatkan kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

e. Asuransi

Bagi karyawan yang bekerja di perusahaan ini didaftarkan sebagai salah satu peserta asuransi seperti JAMSOSTEK.

### 3.7. Tata Letak Pabrik & Peralatan

Tata letak merupakan merupakan suatu pengaturan yang optimal dari perangkat fasilitas-fasilitas pabrik. Tata letak sangat penting dalam mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran dari para pekerja dan keselamatan proses.

Untuk mendapatkan kondisi yang optimal, maka hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik ini adalah:

- a. Pabrik nitrobenzene merupakan pabrik baru atau bukan pengembangan sehingga dalam penentuan lay out tidak dibatasi oleh bangunan yang ada.
- b. Berdasarkan tata penggunaan nitrobenzene yang harus meningkat dari tahun ke tahun maka pengembangan pabrik dimasa mendatang sangat diperlukan, untuk itu area perluasan pabrik perlu disediakan
- c. Faktor keamanan terutama bahaya kebakaran. Maka dalam perancangan lay out selalu diusahakan memisahkan sumber api dan sumber panas dari sumber bahan yang mudah terbakar dan meledak. Mengelompokkan unit-unit proses yang satu dengan yang lainnya agar memudahkan pengelokasian bahaya kebakaran yang mungkin terjadi.
- d. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah out door untuk menekan biaya bangunan gedung, sedangkan jalannya proses dalam pabrik tidak dipengaruhi perubahan musim

Sedangkan garis besar lay out dapat dibagi menjadi beberapa daerah utama:

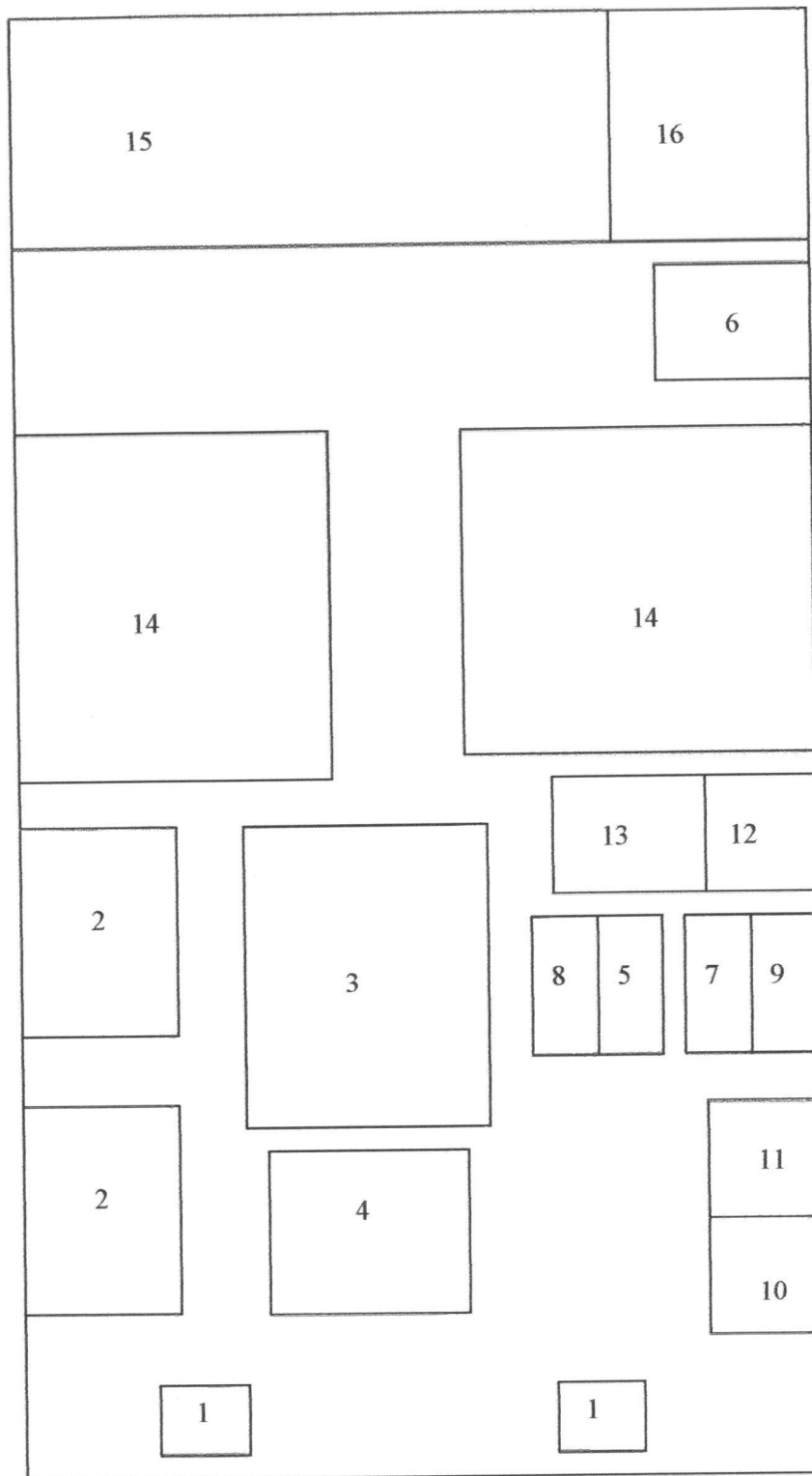
- a. Daerah administrasi atau perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol. Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas dan bahan yang akan diproses serta produk yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- b. Daerah proses merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung.

- c. Daerah pergudangan umum, bengkel, dan garasi
- d. Daerah utilitas merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan listrik dipusatkan.

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik seperti pada tabel 3.3 dibawah ini:

**Tabel 3.3. Perincian Luas Tanah Sebagai Bangunan Pabrik**

No	Lokasi	Ukuran, m	Luas, m <sup>2</sup>
1	Pos keamanan	2 (5 x 5)	50
2	Perkantoran	50 x 30	1500
3	Jalan/taman	-	7000
4	Parkir	-	750
5	Kantin	20 x 10	200
6	Pemadam kebakaran	20 x 20	400
7	Masjid	20 x 20	400
8	Daerah proses & control room	100 x 90	9000
9	Utilitas	30 x 50	1500
10	Laboratorium	20 x 15	300
11	Bengkel	20 x 15	300
12	Perluasan	50 x 90	4500
13	Unit pengolahan limbah	25 x 20	500
14	Gudang	40 x 20	800
15	Poliklinik	15 x 20	300
16	Garasi	20 x 20	400
17	Perumahan	2 (45 x 20)	1800
			29.850

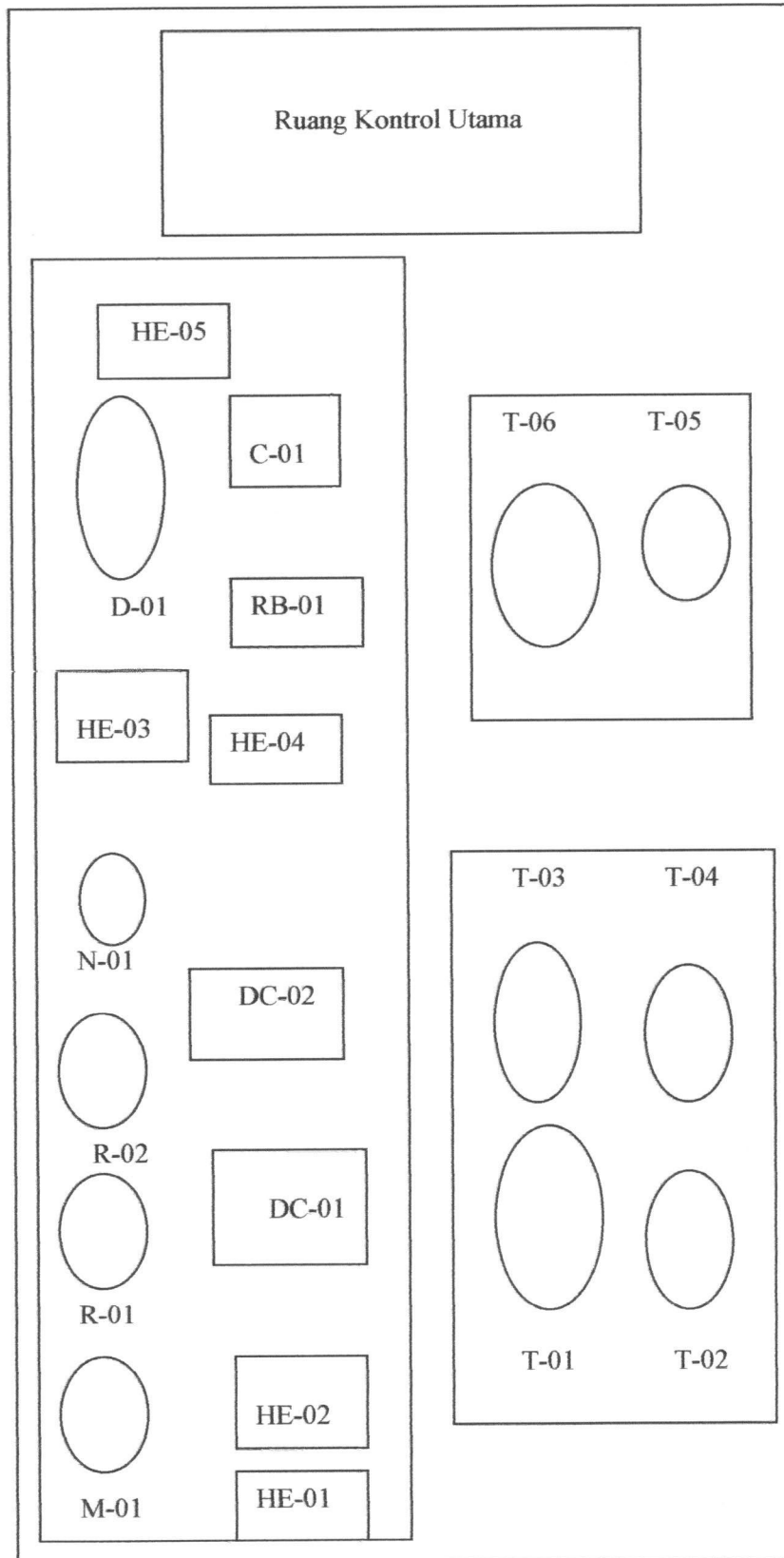


Keterangan gambar:

1. Pos Keamanan
2. Perumahan
3. Jalan dan Taman
4. Perkantoran
5. Laboratorium
6. Unit Pengolahan Limbah
7. Poliklinik
8. Masjid
9. Kantin
10. Garasi
11. Pemadam Kebakaran
12. Bengkel
13. Gudang
14. Daerah proses & Control room
15. Perluasan Pabrik
16. Utilitas
17. Tempat Parkir

Skala 1: 100

Gambar 3.5. Tata Letak Pabrik



Keterangan gambar:

- TP-01= Tangki  $C_6H_6$
- TP-02= Tangki  $HNO_3$
- TP-03= Tangki  $H_2SO_4$
- TP-04= Tangki  $NaOH$
- TP-05= Tangki  $C_6H_5NO_2$
- TP-06= Tangki Accumulator
- HE-01= Pemanas Feed  $C_6H_6$
- HE-02= Pendingin Keluar Reaktor
- HE-03= Pemanas Feed Distilasi
- HE-04= Pendingin Produk
- HE-05= Pendingin Accumulator
- RB-01= Reboiler
- C-01= Kondenser
- M-01= Mixer
- R-01= Reaktor-01
- R-02= Reaktor-02
- N-01= Netralizer
- DC-01= Decanter-01
- DC-02= Decanter-02
- D-01= Menara Distilasi

Skala 1:100

Gambar 3.6. Tata Letak Alat Proses

### 3.8. Analisis Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik nitrobenzene ini dibuat evaluasi atau penilaian yang ditinjau dengan metode :

- a. *Internal rate of return*
- b. *Net present value*
- c. Profitability indeks
- d. Break event point

Untuk menunjang faktor-faktor tersebut diatas perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Penaksiran modal industri (Total Capital Investment)
  - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
  - b. Modal kerja (Working Capital Investment)
2. Penentuan biaya produksi total (Production Cost)
  - a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
  - b. Biaya pengeluaran umum (General Expencc)
3. Total pendapatan

#### 3.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga.



Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan yang ada pada saat sekarang adalah:

$$E_y = E_x \frac{N_y}{N_x}$$

(Aries & Newton hal. 16)

Dalam hubungan ini:

$E_y$  = Harga alat pada tahun pabrik berdiri

$E_x$  = Harga alat pada tahun referensi

$N_y$  = Nilai indeks tahun pabrik berdiri

$N_x$  = Nilai indeks tahun referensi

Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari majalah " *Chemical Engineering* " volume 107, No. 4, April 2000.

Didapat nilai indeks dari tahun 1991 – 2000

**Tabel 3.4. Indeks CEP Tahun 1991 – 2000**

Tahun	Indeks
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	391,1

### 3.8.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	: 60.000 ton/thn
Satu tahun operasi	: 330 hari
Umur pabrik	: 10 tahun
Pabrik didirikan	: tahun 2006
Harga benzene	: US \$ 0,96/kg
Harga Asam nitrat	: US \$ 0,18/kg
Harga Asam sulfat	: US \$ 0,07/kg
Harga NaOH	: US \$ 0,12/kg
Harga Nitrobenzene	: US \$ 1,4/kg

### 3.8.3. Perhitungan Biaya

#### 3.8.3.1 Capital Investment

*Capital investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produktif dan untuk menjalankannya.

Capital investment meliputi :

- *Fixed Capital Investment*

Merupakan investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.

- *Working Capital*

Merupakan investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

### 3.8.3.2 Manufacturing Cost

*Manufacturing Cost* merupakan jumlah *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost*, yang berkaitan dengan produk

- *Direct cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan produksi
- *Indirect cost* adalah pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik. Dalam perhitungan didapatkan kecenderungan kesulitan menentukan batas *direct cost* dan *indirect cost*.
- *Fixed cost*, merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

### 3.8.3.3 General Expense

*General expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

### 3.8.4 Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa / evaluasi kelayakan.

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

#### 3.8.4.1 Percent Return on Investment (ROI)

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit}}{\text{FC}} \times 100 \%$$

### 3.8.4.2 Pay Out Time

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

$$\text{POT} = \frac{\text{FC}}{\text{Keuntungan} + \text{depresiasi}}$$

### 3.8.4.3 Break Event Point (BEP)

Break event point adalah titik impas (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan ataupun kerugian)

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

Dalam hubungan ini :

Fa = Fixed Manufacturing cost

Ra = Regulated cost

Va = Variable cost

Sa = Penjualan produk

### 3.8.5 Hasil Perhitungan

#### 3.8.5.1. Fixed Capital Investment

1. Purchased Equipment Cost	= US \$ 1.578.493,215
2. Instalasi alat	= US \$ 159.112,116 + Rp 863.751.487,3
3. Pemipaan	= US \$ 642.131,0399 + Rp 998.712.657,1
4. Instrumentasi	= US \$ 153.429,5405 + Rp 80.976.701,93
5. Insulasi	= US \$ 41.040,82359 + Rp 134.961.169,9
6. Listrik	= US \$ 128.173,6491 + Rp 80.976.701,93
7. Bangunan	= Rp. 29.850.000.000,00
8. Tanah	= US \$ 125.127,4986 + Rp 29.850.000.000
9. Utilitas	= US \$ 806.694,3144 + Rp 747.851.531,6
<b>Total Physical Plant Cost</b>	<b>= US \$ 3.759.284,197 + Rp 62.607.230.250</b>
10. Engineering & Constraction	= US \$ 939.821,0493 + Rp 15.651.807.560
<b>Direct Plant Cost (PPC + E &amp; C)</b>	<b>= US \$ 4.699.105,246 + Rp 78.259.037.810</b>
11. Contractor's fee	= US \$ 234.955,2623 + Rp 3.912.951.891
12. Contingency	= US \$ 563.892,6295 + Rp 9.391.084.537
<b>Total Fixed Capital Investment</b>	<b>= US \$ 5.497.953,138 + Rp 91.563.074.240</b>
<b>FCI</b>	<b>= Rp 143.793.629.000</b>

### 3.8.5.2. Working Capital Investment

1. Raw Material Inventory	= Rp. 41.208.460.060
2. In proses Inventory	= Rp. 874.882.554,2
3. Product Inventory	= Rp. 48.118.540.480
4. Extended Credit	= Rp. 66.500.000.000
5. Available Cost	= Rp. 48.118.540.480
<b>Total Working Capital Investment</b>	<b>= Rp. 204.820.423.600</b>
<b>Total Capital Investment (FCI + WCI)</b>	<b>= Rp. 348.614.052.600</b>

### 3.8.5.3. Manufacturing Cost

1. Bahan baku	= Rp. 494.501.520.700
2. Labor	= Rp. 2.803.200.000
3. Maintenance	= Rp. 10.065.554.030
4. Plant Supplies	= Rp. 1.509.833.105
5. Royalties and Patent	= Rp. 7.980.000.000
6. Utilities	= Rp. 2.733.526.142
7. Supervision	= Rp. 700.800.000
<b>Total Direct Manufacturing Cost</b>	<b>= Rp. 520.296.434.000</b>

### Indirect Manufacturing Cost

1. Payroll Overhead	= Rp. 560.640.000
2. Laboratorium	= Rp. 560.640.000
3. Plant Overhead	= Rp. 1.401.600.000
4. Packaging	= Rp. 31.920.000.000

5. Shipping = Rp. 3.990.000.000

---

**Total Indirect Manufacturing cost = Rp. 38.432.880.000**

**Fixed Manufacturing Cost**

1. Depresiasi = Rp. 14.379.362.900

2. Property Taxes = Rp. 2.875.872.580

3. Asuransi = Rp. 1.437.936.290

---

**Total Fixed manufacturing Cost = Rp. 18.693.171.770**

**Total Manufacturing Cost**

**(IMC + DMC + FMC) = Rp. 577.422.485.800**

**3.8.5.4. General Expense**

1. Administrasi = Rp. 23.940.000.000

2. Sales = Rp. 71.820.000.000

3. Research = Rp. 31.920.000.000

4. Finance = Rp. 13.944.562.100

---

**Total General Expense = Rp. 141.624.562.100**

**Total Biaya Produksi = MC + GE = Rp. 719.049.047.900**

**3.8.5.5. Analisa Kelayakan**

1. Keuntungan / Profit

    Penjualan produk = Rp. 798.000.000.000

    Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 78.950.952.100

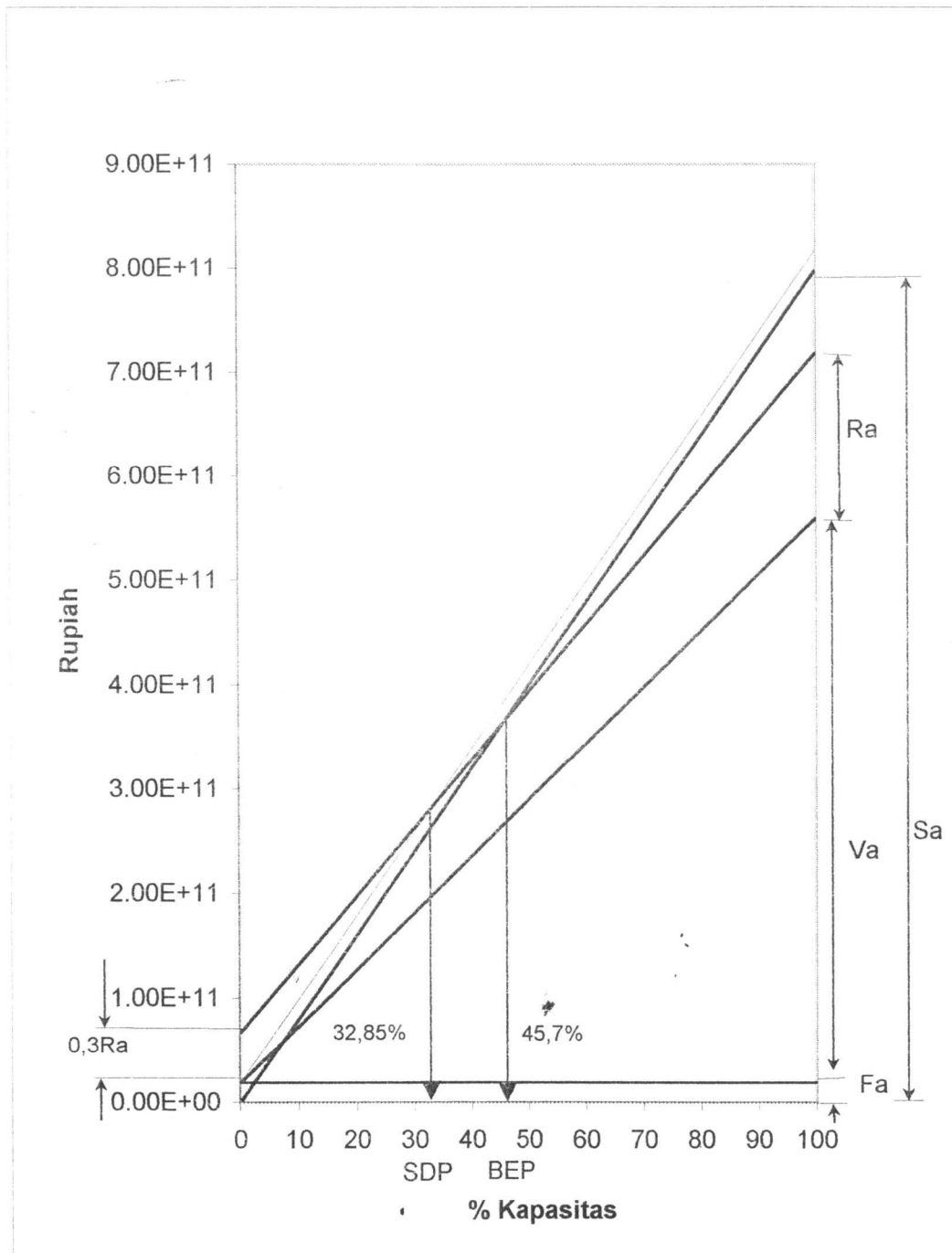
    Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 39.475.476.050

2. Percent Return on Investment (ROI)

    ROI Sebelum Pajak = 54,9 %

ROI Setelah Pajak	= 27,45 %
3. Pay Out Time (POT)	
POT Sebelum Pajak	= 1.54 tahun
POT Setelah Pajak	= 2.67 tahun
4. Break Event Point (BEP)	
BEP	= 45.7 %
5. Shut Down Point (SDP)	
SDP	= 32.85 %
6. Discounted Cash flow (DCF)	= 25.8146 %





Gambar 3.7 Grafik BEP dan SDP

## BAB IV

### KESIMPULAN

Pabrik nitrobenzene digolongkan sebagai pabrik berisiko rendah karena:

- Suhu rendah ( $55^{\circ}\text{C}$ )
- Tekanan rendah (1 atm)
- Bahan baku mudah didapat

Dari analisis ekonomi akan diperoleh data sebagai berikut:

1. Keuntungan sebelum pajak Rp. 78.950.952.100, per tahun  
Keuntungan setelah pajak Rp. 39.475.476.050, per tahun
2. ROI sebelum pajak = 54,9 %  
ROI setelah pajak = 27,45 %  
Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik berisiko rendah minimum 11%  
(Aries&Newton, 1955)
3. POT sebelum pajak = 1,54 tahun  
POT setelah pajak = 2,67 tahun  
Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik berisiko rendah maksimum 5 tahun  
(Aries&Newton)
4. BEP = 45,7%. Untuk pabrik kimia biasanya berkisar 40 – 60 %
5. SDP = 32,85 %
6. DCFR = 25,8146 %. Suku bunga pinjaman dan deposito dibank saat ini 15 %  
Syarat DCFR 1,5 kali suku bunga dibank

Dari data diatas maka pabrik tersebut layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton, R.D., 1955 "*Chemical Engineering Cost Estimation*", Mc Grow – Hill Book Company, New York.
- Biro Pusat Statistik, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri*", Jakarta.
- Brown, G.G, 1978, "*Unit Operation*", John Wiley and Sons Inc, New York  
Modern Asia Edition, Charles Tuttle Co, Tokyo.
- Brownell, L. E and Young, E.H, 1959, "*Process Equipment Vessel Design*", 1<sup>th</sup> ed, John Wiley and Sons, New Delhi, India.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1993, "*Chemical Engineering*" 2<sup>nd</sup> ed, vol. 6, Pergamon Press, Japan.
- Foust, A.S., 1980, "*Principles of Unit Operation*", 2<sup>nd</sup> ed., John Wiley and Sons Inc company, New York.
- Groggins, P. H., 1954, "*Unit Process in Organic Synthesis*", 5<sup>th</sup> edition, McGraw Hill Book Co., New York.
- Hougen, O. A. Watson, K.M., and Ragatz, R.A., 1954, "Chemical Process Principles", part 1, 2<sup>nd</sup> edition, Wiley International Edition, John Wiley & Sons, New York.
- Kern, D.Q., 1950, "*Process Heat Transfer*" 24<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill International Editions, Singapore.
- Kirk, R.E. and Othmer, V.F., 1978, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", vol 8, John Wiley and Sons Inc, New York.

- Ludwig ,E.E, 1965, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*”, vol II , Gulf Publishing,Company, Houston
- Mc Cabe,Warren L and Yulian C Smith,1976, “ *Unit Operation of Chemical Engineering*”, 4<sup>th</sup> ed, Mc Graw Hill Book Co, Singapore.
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, “*Perry’s Chemical Engineers Handbook*”, 6<sup>th</sup> ed.,Mc Graw-Hill Book Co., International Student Edition, Singapore.
- Peters,M.S., and Timmerhaus, K.D., 1991, “ *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 4<sup>th</sup> ed, Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo
- Powell .T. Sheppard,1954 “*Water Conditioning for Industri*”, First Edition, Mc Graw Hill Book Company,Inc, New York
- Smith, J.M. and H.C. Vanness, 1975, “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*”, 3<sup>rd</sup> ed
- Treyball,R.E., 1981, “*Mass Transfer Operation*”, 3<sup>th</sup> ed, Mc Graw Hill International Book Company, Tokyo.
- Ulrich, G.D.,” *A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics*”, John Wiley and Sonc Inc Company, New York.

## REAKTOR

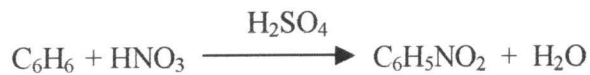
Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara benzene dan asam campuran

Dalam rancangan ini digunakan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan jaket pendingin, dengan pertimbangan:

- ◆ Reaksi berlangsung pada fase cair
- ◆ Reaksi eksotermis
- ◆ Reaksi isotermis
- ◆ Proses kontinue
- ◆ Kondisi operasi : - Suhu : 55<sup>0</sup>C  
- Tekanan : 1 atm

### 1. Menghitung Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

Reaksi pada reaktor :



$$\ln k = \frac{-E}{R \times T} + A$$

Dimana :

$$E = 14.000 \text{ cal/gmol}$$

$$A = 26,22 \text{ gmol/jam ltr}$$

$$R = 1,987 \text{ cal/gmol K}$$

$$T = 328 \text{ K (Hougen Watson, edisi 2,hal 1056)}$$

$$\ln k = \frac{14.000 \text{ cal/gmol}}{1,987 \text{ cal/gmol K} \times 328 \text{ K}} + 26,22 \text{ gmol/jam liter}$$

$$\ln k = - 21,4811 + 26,22$$

$$\ln k = 4,7389$$

$$k = 114,3095 \text{ gmol/jam ltr}$$

**2. Menghitung Laju Kecepatan Reaksi (r)**



$$\text{Fase a, } r_a = k_a (a_{Aa} a_{Ba} - \frac{a_{Ra} a_{Sa}}{K_a}) \dots\dots\dots(1)$$

$$\text{Fase b, } r_b = k_b (a_{Ab} a_{Bb} - \frac{a_{Rb} a_{Sb}}{K_b}) \dots\dots\dots(2) \text{ (Hougen Watson, edisi 2,hal 1053)}$$

Dimana, a = activity

r = laju kecepatan reaksi

k = konstanta kecepatan reaksi

K = konstanta kesetimbangan reaksi

A,B,R,S = komponen A,B,R,S

a,b = fase a dan b

Jika R adalah dapat dilarutkan fase a

S adalah dapat dilarutkan fase b

$$\begin{aligned} A_{Ab} = K_A a_{Aa} & \quad a_{Ba} = K_B a_{Bb} \\ A_{Rb} = K_R a_{Ra} & \quad a_{Sa} = K_S a_{Sb} \dots\dots\dots(3) \end{aligned}$$

Dimana, Ka,Kb = konstanta kesetimbangan A,B

Substitusi (1) dan (2) ke (3)

$$r_a = k_a (X_{Aa} \gamma_{Aa} X_{Bb} \gamma_{Bb} K_B - \frac{X_{Ra} \gamma_{Ra} X_{Sb} \gamma_{Sb} K_S}{K_a}) \dots\dots\dots(4)$$

$$r_b = k_b (X_{Aa} \gamma_{Aa} X_{Bb} \gamma_{Bb} K_A - \frac{X_{Ra} \gamma_{Ra} X_{Sb} \gamma_{Sb} K_R}{K_b}) \dots\dots\dots(5)$$

$$r = r_a + r_b$$

$$r = k_a K_B (X_{Aa} \gamma_{Aa} X_{Bb} \gamma_{Bb}) + k_b K_A (X_{Aa} \gamma_{Aa} X_{Bb} \gamma_{Bb}) - \frac{k_a K_S (X_{Ra} \gamma_{Ra} X_{Sb} \gamma_{Sb})}{K_a} - \frac{k_b K_R (X_{Ra} \gamma_{Ra} X_{Sb} \gamma_{Sb})}{K_b}$$

$$r = X_{Aa} \gamma_{Aa} X_{Bb} \gamma_{Bb} (k_a K_B + k_b K_A) - X_{Ra} \gamma_{Ra} X_{Sb} \gamma_{Sb} (\frac{k_a K_S}{K_A} + \frac{k_b K_R}{K_B})$$

Dimana,  $k_a$  = konstanta kecepatan fase a

$k_b$  = konstanta kecepatan reaksi fase b

Maka disubstitusikan  $V_a = k_a K_B$  dan  $\frac{k_a K_S}{K_A}$

$V_b = k_b K_A$  dan  $\frac{k_b K_R}{K_B}$

$$r = X_{Aa} \gamma_{Aa} X_{Bb} \gamma_{Bb} (V_a k_a K_B + V_b k_b K_A) - X_{Ra} \gamma_{Ra} X_{Sb} \gamma_{Sb} (\frac{V_a k_a K_S}{K_A} + \frac{V_b k_b K_R}{K_B}) \dots\dots\dots(6)$$

Dimana,  $r$  = laju kecepatan reaksi A

$V_a, V_b$  = fraksi volume fase a dan b

Karena R termasuk fase a dan S termasuk fase b yang dapat dilarutkan , maka

$$r = X_{Aa} \gamma_{Aa} X_{Bb} \gamma_{Bb} (V_a k_a K_B + V_b k_b K_A)$$

Dimana,  $k = k_a K_B$

$$K' = \frac{k_b K_A}{k_a K_B}$$

$$r = k_a K_B \frac{X_{Aa} \gamma_{Aa} X_{Bb} \gamma_{Bb} (V_a + V_b k_b K_A)}{k_a K_B}$$

maka  $r = k X_{Aa} \gamma_{Aa} X_{Bb} \gamma_{Bb} (V_a + V_b K') \dots\dots (7)$

Dimana,  $X_{Aa}$  = fraksi mol HNO<sub>3</sub> dalam fase asam

$X_{Bb}$  = fraksi mol C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> dalam fase organik

$K' = 0$

Maka,  $r = k X_{Aa} \gamma_{Aa} X_{Bb} \gamma_{Bb} V_a \dots\dots\dots (8)$

$\gamma_{Bb} = 1 + 62 X_{Aa} (X_{Sb})^{(1+40 X_{Aa})}$

$X_{Aa}$  = fraksi mol HNO<sub>3</sub> dalam fase asam

$\gamma_{Aa}$  = koefisien activity HNO<sub>3</sub> dalam fase asam

$V_a$  = fraksi total volume fase a

$X_{Sb}$  = fraksi mol C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>NO<sub>2</sub> (Hougen Watson, edisi 2, hal 1055)

◆ Arus masuk reaktor

\* Fase organik

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/liter)	V (liter/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4.879,787	0,885	5.513,883
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	0,867	1,126
H <sub>2</sub> O	2,442	0,998	2,444
Total	4.883,206		5.517,456

\* Fase an organik

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/liter)	V (liter/jam)
H <sub>2</sub> O	2.821,163	0,998	2.826,817
HNO <sub>3</sub>	3.936,507	1,5027	2.619,623
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9.644,441	1,794	5.374,744



Total	16.402,111		10.821,183
-------	------------	--	------------

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{vol asam campuran} + \text{volume organik} \\ &= 10.821,183 \text{ liter/jam} + 5.517,456 \text{ liter/jam} \\ &= 16.338,639 \text{ liter/jam} = 16,338 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Fraksi volume asam (arus masuk)} &= 10.821,183 / 16.338,639 \\ &= 0,662 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

◆ Arus keluar reaktor

\* Fase organik

Komponen	Massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/liter)	Volume (liter/jam)	kmol	% kmol
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,159	0,885	38,597	0,437	0,00699
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	0,867	1,126	0,0106	0,00017
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	7.636,976	1,205	6.337,739	62,033	0,993
Total	7.672,111		6.377,463	62,4803	1

\* Fase an organik

Komponen	Massa (kg/jam)	$\rho$ (kg/liter)	Volume (liter/jam)	kmol	% kmol
H <sub>2</sub> O	3.941,133	0,998	3.949,032	218,769	0,689
HNO <sub>3</sub>	27,555	1,5027	18,337	0,437	0,00137
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9.644,441	1,7944	5.374,744	98,339	0,309
Total	13.613,13		9.342,113	317,545	1

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{volume asam campuran} + \text{volume organik} \\ &= 9.342,113 + 6.377,464 \\ &= 15.719,577 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Fraksi volume asam (arus keluar)} &= 9.342,113 / 15.719,577 \\ &= 0,594 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

$$V_a \text{ total} = (0,594 + 0,662) / 2$$

$$= 0,628 \text{ liter/jam}$$

Dimana,  $k_a = 114,3095 \text{ gmol/jam liter}$

$$X_{Aa} = 0,00137 \text{ \%kmol}$$

$\gamma_{Aa} = 30$ , (Hougen Watson, fig 210, hal 1056) dengan  $\text{HNO}_3 = 0,137$  dan

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 30,968$$

$$X_{Bb} = 0,00699 \text{ \%kmol}$$

$$\gamma_{Bb} = 1 + 62 X_{Aa} (X_{Bb})^{(1 + 40 X_{Aa})}$$

$$= 1 + 62 (0,00137) (0,993)^{(1 + (40 \times 0,00137))}$$

$$= 1,0847$$

$$V_a = 0,628 \text{ liter/jam}$$

$$r = k X_{Aa} \gamma_{Aa} X_{Bb} \gamma_{Bb} V_a \dots\dots(8)$$

$$= 114,3095 \times 0,00137 \times 30 \times 0,00699 \times 1,0847 \times 0,628$$

$$= 0,0223 \text{ kmol/jam liter}$$

### 3. Menghitung Waktu Tinggal Reaktor ( $\tau$ )

Untuk jenis reaktor CSTR persamaam waktu tinggal :

$$\tau = \frac{(C_{AO} - C_A)}{-r_A}$$

Dimana,  $C_{AO}$  = konsentrasi benzene mula-mula, (kmol/jam)

$C_A$  = konsentrasi benzene keluar, (kmol/jam)

$$C_{AO} = \frac{62,471 \text{ kmol/jam}}{16.339,841 \text{ liter/jam}}$$

$$C_A = \frac{0,437 \text{ kmol/jam}}{15.719,577 \text{ liter/jam}}$$

$$= 0,0000278 \text{ kmol/liter}$$

$$\tau = \frac{(C_{AO} - C_A)}{-r_A}$$

$$= \frac{0,00379 \text{ kmol/liter}}{0,0223 \text{ kmol/jam liter}}$$

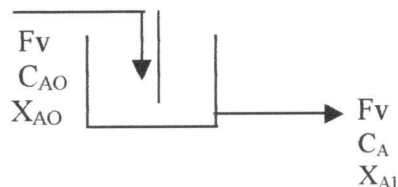
$$= 0,169 \text{ jam}$$

#### 4. Menghitung Jumlah Reaktor

Asumsi :

- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor = konsentrasi didalam reaktor
- Kecepatan volumetrik masuk = kecepatan volumetrik keluar

##### ◆ 1 Reaktor



Neraca massa (A)

Input – output – yang bereaksi = akumulasi

$$Fv.C_{AO} - Fv.C_A - (r_A) V = 0$$

$$Fv (C_{AO} - C_A) = r_A V$$

$$\frac{V}{Fv} = \frac{C_{AO} - C_A}{r_A}$$

$$\frac{V}{Fv} = \frac{C_{AO} - (C_A (1 - X_A))}{r_A}$$

$$\frac{V}{Fv} = \frac{C_{AO} \cdot X_A}{r_A}$$

$$V = \frac{Fv \cdot X_A}{k(1 - X_A)}$$

Untuk reaktor 1 buah  $X_A = 99,3\% = 0,993$

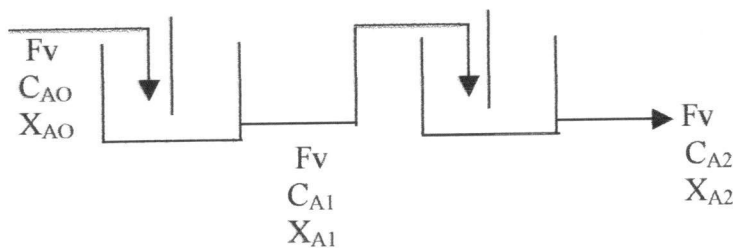
$$V_1 = \frac{Fv \cdot X_A}{k(1 - X_A)}$$

$$V_1 = \frac{16.339,841 \cdot 0,993}{114,3095 (1 - 0,993)}$$

$$V_1 = 20.276,116 \text{ liter}$$

$$= 20,276 \text{ m}^3 = 5.356,383 \text{ gallon. Dimana } 1 \text{ gallon} = 3,785 \text{ liter}$$

◆ 2 Reaktor



\* Reaktor 1

$$V_1 = \frac{16.339,841}{114,3095} \frac{X_{A1}}{(1 - X_{A1})}$$

$$= 142,933 \frac{X_{A1}}{(1 - X_{A1})} \dots\dots\dots(1)$$

\* Reaktor 2

Input – output – yang bereaksi = akumulasi

$$Fv \cdot C_{A1} - Fv \cdot C_{A2} - r_A \cdot V = 0$$

$$Fv \cdot C_{AO} (1 - X_{A1}) - Fv \cdot C_{AO} (1 - X_{A2}) = r_A \cdot V$$

$$\frac{V}{Fv} = \frac{C_{AO} (X_{A2} - X_{A1})}{r_A}$$

$$= \frac{C_{AO} (X_{A2} - X_{A1})}{k \cdot C_{AO} (1 - X_{A2})}$$

$$= \frac{X_{A2} - X_{A1}}{k \cdot (1 - X_{A2})}$$

$$V_2 = \frac{Fv (X_{A2} - X_{A1})}{k (1 - X_{A2})}$$

$$V_2 = 142,9333 \frac{(X_{A2} - X_{A1})}{(1 - X_{A2})} \dots\dots\dots(2)$$

Dengan  $X_{A2} = 0,993$  maka dimasukkan ke persamaan (2)

$$V_2 = 142,9333 \frac{(0,993 - X_{A1})}{(1 - 0,993)} \dots\dots\dots(3)$$

$$V_1 = V_2$$

$$142,9333 \frac{(X_{A1})}{(1 - X_{A2})} = 142,9333 \frac{(0,993 - X_{A1})}{(1 - 0,993)}$$

$$\frac{(X_{A1})}{(1 - X_{A1})} = \frac{(0,993 - X_{A1})}{(0,007)}$$

$$0,007 X_{A1} = (0,993 - X_{A1}) (1 - X_{A1})$$

$$0,007 X_{A1} = 0,993 - 0,993 X_{A1} - X_{A1} + X_{A1}^2$$

$$0,007 X_{A1} = 0,993 - 1,993 X_{A1} + X_{A1}^2$$

$$0,993 - 1,993 X_{A1} + X_{A1}^2 - 0,007 X_{A1} = 0$$

$$0,993 - 2 X_{A1} + X_{A1}^2 = 0$$

$$X_{A1}^2 - 2X_{A1} + 0,993 = 0$$

Diselesaikan dengan rumus abc,  $X_{A1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$

$$X_{A1,2} = \frac{2 \pm \sqrt{(-2)^2 - 4(1)(0,993)}}{2}$$

$$X_{A1,2} = 1 + 0,0835$$

$$X_{A1} = 1,0835$$

$$X_{A2} = 0,9165$$

Jadi diperoleh  $X_{A1} = 0,9165$

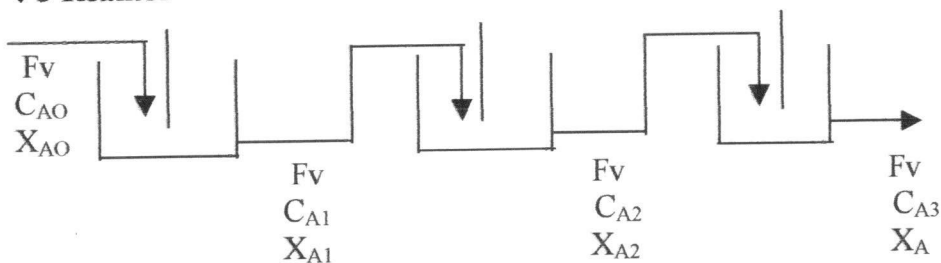
$$V_2 = 142,9333 \frac{(0,993 - X_{A1})}{(1 - 0,993)}$$

$$V_2 = 142,9333 \frac{(0,993 - 0,9165)}{(1 - 0,993)}$$

$$V_2 = 1.562,056 \text{ liter} = 1,562 \text{ m}^3. \text{ Dimana } 1 \text{ gallon} = 3,785 \text{ liter}$$

$$= 412, 651 \text{ gallon}$$

◆ 3 Reaktor



\* Reaktor 1

$$V_1 = 142,933 \frac{X_{A1}}{(1 - X_{A1})} \dots\dots\dots(1)$$

\* Reaktor 2

$$V_2 = 142,9333 \frac{(X_{A2} - X_{A1})}{(1 - X_{A2})} \dots\dots\dots(2)$$

\* Reaktor 3

Input – output – yang bereaksi = akumulasi

$$Fv \cdot C_{A1} - Fv \cdot C_{A2} - r_A \cdot V = 0$$

$$Fv \cdot C_{AO} (1 - X_{A2}) - Fv \cdot C_{AO} (1 - X_{A3}) = r_A \cdot V$$

$$\frac{V}{Fv} = \frac{C_{AO} (X_{A3} - X_{A2})}{r_A}$$

$$V_3 = \frac{Fv \cdot C_{AO} (X_{A3} - X_{A2})}{k \cdot C_{AO} (1 - X_{A3})}$$

$$V_3 = \frac{Fv (X_{A3} - X_{A2})}{k (1 - X_{A3})}$$

$$V_2 = 142,9333 \frac{(0,993 - X_{A2})}{(1 - 0,993)} \dots\dots\dots(3)$$

$V_1 = V_2 = V_3$  maka  $V_2 = V_3$

$$142,9333 \frac{(X_{A2} - X_{A1})}{(1 - X_{A2})} = 142,9333 \frac{(0,993 - X_{A2})}{(0,007)}$$

$$\frac{(X_{A2} - X_{A1})}{(1 - X_{A2})} = \frac{(0,993 - X_{A2})}{(0,007)}$$

$$\begin{aligned}
 0,007 (X_{A2} - X_{A1}) &= (0,993 - 0,993 X_{A2} - X_{A2} + X_{A2}^2) \\
 0,007 X_{A2} - 0,007 X_{A1} &= 0,993 - 1,993 X_{A2} + X_{A2}^2 \\
 -0,007 X_{A1} &= 0,993 - 2X_{A2} + X_{A2}^2 \quad (: 0,007) \\
 -X_{A1} &= 141,857 - 285,71 X_{A2} + 142,86 X_{A2}^2 \\
 X_{A1} &= -141,857 + 285,71 X_{A2} - 142,86 X_{A2}^2 \dots\dots (4)
 \end{aligned}$$

$$V_1 = V_3$$

$$142,933 \frac{X_{A1}}{(1 - X_{A1})} = 142,9333 \frac{(0,993 - X_{A2})}{0,007}$$

$$\frac{X_{A1}}{(1 - X_{A1})} = \frac{(0,993 - X_{A2})}{0,007}$$

$$0,007 X_{A1} = (1 - X_{A1})(0,993 - X_{A2})$$

$$\frac{0,007 X_{A1}}{(1 - X_{A1})} = (0,993 - X_{A2})$$

$$\frac{0,007 X_{A1} - 0,993 (1 - X_{A1})}{(1 - X_{A1})} = - X_{A2}$$

$$-0,993 + X_{A1} = - X_{A2} (1 - X_{A1})$$

$$-0,993 + X_{A1} = - X_{A2} + X_{A2} (X_{A1})$$

$$0 = 0,993 - X_{A1} + X_{A2} (X_{A1})$$

Substitusikan  $X_{A1}$  ke persamaan 4

$$0 = 0,993 + 141,857 - 285,71 X_{A2} + 142,86 X_{A2}^2 + X_{A2}(-142,857 + 285,71 X_{A2} - 142,86 X_{A2}^2)$$

$$0 = 142,85 - 286,71 X_{A2} + 142,86 X_{A2}^2 + (-141,857 X_{A2}^2 - 142,86 X_{A2}^3)$$

$$0 = 142,85 - 428,567 X_{A2} + 428,57 X_{A2}^2 + 142,86 X_{A2}^3 \dots\dots\dots (5)$$



Persamaan disederhanakan:

$$0 = 0,9999 - 2,999X_{A2} + 2,999X_{A2}^2 - X_{A2}^3$$

$$0 = 1 - 3X_{A2} + 3X_{A2}^2 - X_{A2}^3$$

Dengan trial error diperoleh konversi

Dicoba  $0 = 1 - 3(0,95) + 3(0,95)^2 - (0,95)^3$

$$= 0,000125 \text{ , dianggap benar}$$

Untuk  $X_{A1}$  dimasukkan kepersamaan (4) diperoleh  $X_{A1} = 0,64$

Sehingga diperoleh konversi masing-masing reaktor sebagai berikut:

$$X_{A1} = 0,64$$

$$X_{A2} = 0,95$$

$$X_{A3} = 0,993$$

$$V_3 = 142,9333 \frac{(0,993 - X_{A2})z}{(1 - 0,993)}$$

$$= 142,9333 \frac{(0,993 - 0,95)}{(1 - 0,993)}$$

$$= 878,017 \text{ liter} = 0,878 \text{ m}^3 = 231,948 \text{ gallon. Dimana } 1 \text{ gallon} = 3,785 \text{ liter}$$

Harga Reaktor

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6} \quad \text{“Chemical Engineering Cost Estimasi, Aries”}$$

Dimana :  $E_a = \$17.000$  (Fig 24, hal 62 “Aries”)

$$C_a = 5356,383 \text{ gallon}$$

◆ Optimasi Jumlah Reaktor

Jumlah reaktor	Konversi reaktor	Volume reaktor (gallon) = Cb	Eb	Harga total
1	$X_{AR1} = 0,993$	$V_{R1} = 5.356,993$	\$ 17.000	\$ 17.000
2	$X_{AR1} = 0,9165$ $X_{AR2} = 0,993$	$V_{R1} = V_{R2}$ 412,6517	\$ 3.651,5405	\$ 7.303,081
3	$X_{AR1} = 0,64$ $X_{AR2} = 0,95$ $X_{AR3} = 0,993$	$V_{R1} = V_{R2} = V_{R3}$ 231,948	\$ 2.584,4035	\$ 7.753,21

Dari perhitungan Volume ,  $V_{R1} > 2V_{R2} > 3V_{R3}$

Dari perhitungan Harga ,  $HV_{R1} > HV_{R2} < HV_{R3}$

5. Menghitung Dimensi reaktor

Bentuk reaktor dirancang “silinder tegak” dengan head bentuk “torispherical”

$$H/D = 1,5 = 3 : 2 \text{ “(Ulrich)”}$$

Volume reaktor = Over design 20%

$$VR = 1,2 V \text{ “(Vilbrand, Chemical Plant design)”}$$

$$= 1,2 (1,562 \text{ m}^3)$$

$$= 1,874 \text{ m}^3 = 66,196 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Head / Bottom} = 0,000049 D^3 \text{ “(Brownell, hal 88)”}$$

$$\text{Volume reaktor} = V_{\text{silinder}} + (2 \cdot V_{\text{head}})$$

$$66,196 \text{ Ft}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 H + 0,000049 D^3, H=1,5 D$$

$$= 1,1776 D^3$$

$$66,196 \text{ Ft}^3 = 1,1776 D^3$$

$$D^3 = 56,213 \text{ ft}^3$$

$$D = 3,831 \text{ ft}$$

Maka didapat harga:

$$D = 3,831 \text{ ft} = 1,168 \text{ m} = 45,968 \text{ in}$$

$$H = 1,5D = 5,746 \text{ ft} = 68,953 \text{ in}$$

### 6. Menghitung Tebal Shell (ts)

Dipilih untuk reaktor yang tahan korosi yaitu Carbon steel Sa 285 grade C.

Tebal shell digunakan perhitungan internal pressure dengan menggunakan "persamaan 13.1, Brownell"

$$ts = \frac{P \cdot ri}{F \cdot E - 0,6P} + C$$

Dimana

ts : tebal shell ,in

P : tekanan design ,psia

ri : jari-jari dalam ,in

F : maximum allowable stress ,psia

E : efisiensi pengelasan ,%

C : faktor korosi ,in

Dari tabel 13.1 "Brownell" diperoleh ;

E : 80%

F : 13.750

ri :  $D/2 = 1,915 \text{ ft} = 0,584 \text{ m} = 22,986 \text{ in}$

P operasi = P reaksi + P hidrostatik

P reaksi = 1 atm = 14,7 psia

$$\rho \text{ cairan masuk} = \frac{21.285,3157 \text{ kg/jam}}{16.338,6396 \text{ lt/jam}} = 1,303 \text{ kg/lt} = 0,047 \text{ lb/in}^2$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho \text{ (g/gc) } H \\ &= 0,047 \text{ lb/in} \times 1 \times 68,953 \text{ in} \\ &= 3,241 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$P \text{ design} = 1,1 \times 17,941 = 19,735 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{F \cdot E - 0,6P} + C \\ &= \frac{19,735 \times 22,986}{(13.750 \times 0,8) - (0,6 \times 19,735)} + C \\ &= \frac{453,634}{11.000 - 11,841} + 0,125 \end{aligned}$$

$$t_s = 0,1663 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding standart = 3/16 in

### 7. Menghitung Tebal Head (th)

$$\begin{aligned} OD &= ID + (2 \times \text{tebal dinding}) \\ &= 45,968 + (2 \times 0,1875) = 46,343 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 "Brownell" hal 89 untuk OD = 46,343 in dan tebal shell 3/16

$$\text{Dipilih } r = 48$$

$$I_{cr} = 3$$

Persamaan 7.77 "Brownell"

$$W = \text{stress - intensification factor (faktor tekanan kekuatan)}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} (3 + \sqrt{Icr/r}) \\
 &= \frac{1}{4} (3 + \sqrt{(3/48)}) \\
 &= 0,8125
 \end{aligned}$$

$$th = \frac{P \cdot ri \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2P} + C$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{19,735 \times 22,986 \times 0,8125}{(2 \times 13.750 \times 0,8) - (0,2 \times 19,735)} + 0,125 \\
 &= \frac{368,577}{22.000 - 3,947} + 0,125 \\
 &= 0,142
 \end{aligned}$$

dipilih tebal head standart 3/16 in

### 8. Menghitung Tinggi Vessel

Dari tabel 5.4 "Brownell"  $th = 3/16$  in didapat:

$sf =$  panjang sisi lurus =  $1 \frac{1}{2} - 2$  in, dipilih 2 in

Untuk OD = 46,343 in,  $r = 48$ ,  $Icr = 9/16$ , maka

Pada fig 5.8,  $a = ID / 2 = 3,83 / 2 = 1,915$  ft = 22,987 in

$$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$$

$$AB = a - Icr = 22,986 - 9/16 = 22,424 \text{ in}$$

$$BC = r - Icr = 48 - 0,5625 = 47,4375 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{(BC^2 - AB^2)} = \sqrt{(47,4375^2 - 22,424^2)} = 41,81 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 48 - 41,81 = 6,197 \text{ in}$$

$$OA = th + B + sf = 3/16 + 6,197 + 2 = 8,385 \text{ in} = 0,698 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi vessel} &= \text{tinggi silinder} + (2 \cdot \text{tinggi head}) \\
 &= 5,746 + (2 \cdot 0,698) \\
 &= 7,143 \text{ ft} = 2,177 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### 9. Menghitung $\rho$ campuran dan $\mu$ campuran

Untuk reaktor 1 yang fungsinya : untuk mereaksikan  $\text{HNO}_3$  dan  $\text{C}_6\text{H}_6$  membentuk  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$  dengan konversi 91,65%.

\* Neraca massa

#### • Umpan masuk

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 4.879,787 \text{ kg/jam} = 62,4705 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8 = 0,977 \text{ kg/jam} = 0,0106 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{HNO}_3 = 8.936,506 \text{ kg/jam} = 62,4705 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 9.644,441 \text{ kg/jam} = 98,339 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 2.823,604 \text{ kg/jam} = 156,736 \text{ kmol/jam}$$

#### • Hasil reaksi



Pada saat konversi ( $X_A$ ) diperoleh komposisi :

$$n_A = n_{AO} (1 - X_A)$$

$$n_B = n_{AO} (M - X_A), \quad M = n_{BO}/n_{AO}$$

$$n_C = n_{CO} \cdot X_A$$

$$n_D = n_{DO} \cdot X_A$$

$$n_T = n_A + n_B + n_C + n_D$$

Untuk konversi  $X_A = 0,9165$  maka diperoleh hasil reaksi:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi vessel} &= \text{tinggi silinder} + (2 \cdot \text{tinggi head}) \\ &= 5,746 + (2 \cdot 0,698) \\ &= 7,143 \text{ ft} = 2,177 \text{ m} \end{aligned}$$

### 9. Menghitung $\rho$ campuran dan $\mu$ campuran

Untuk reaktor 1 yang fungsinya : untuk mereaksikan  $\text{HNO}_3$  dan  $\text{C}_6\text{H}_6$  membentuk  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$  dengan konversi 91,65%.

\* Neraca massa

#### • Umpan masuk

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 4.879,787 \text{ kg/jam} = 62,4705 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8 = 0,977 \text{ kg/jam} = 0,0106 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{HNO}_3 = 8.936,506 \text{ kg/jam} = 62,4705 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 9.644,441 \text{ kg/jam} = 98,339 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 2.823,604 \text{ kg/jam} = 156,736 \text{ kmol/jam}$$

#### • Hasil reaksi



Pada saat konversi ( $X_A$ ) diperoleh komposisi :

$$n_A = n_{AO} (1 - X_A)$$

$$n_B = n_{AO} (M - X_A), \quad M = n_{BO}/n_{AO}$$

$$n_C = n_{CO} \cdot X_A$$

$$n_D = n_{DO} \cdot X_A$$

$$n_t = n_A + n_B + n_C + n_D$$

Untuk konversi  $X_A = 0,9165$  maka diperoleh hasil reaksi:

$C_6H_6$	$= 62,4705 (1 - 0,9165)$	$= 5,216 \text{ kmol/jam} = 407,462 \text{ kg/jam}$
$C_7H_8$	$= 0,0106 \text{ kmol/jam}$	$= 0,977 \text{ kg/jam}$
$HNO_3$	$= 5,216 \text{ kmol/jam}$	$= 328,698 \text{ kg/jam}$
$H_2SO_4$	$= 98,339 \text{ kmol/jam}$	$= 9.644,441 \text{ kg/jam}$
$H_2O$	$= 143,648 \text{ kmol/jam}$	$= 2.587,833 \text{ kg/jam}$
$C_6H_5NO_2$	$= 56,8534 \text{ kmol/jam}$	$= 6.999,278 \text{ kg/jam}$ +
Jumlah	$= 309,284 \text{ kmol/jam}$	$= 19.968,6901 \text{ kg/jam}$

Untuk reaktor 2 yang fungsinya : untuk mereaksikan  $HNO_3$  dan  $C_6H_6$  membentuk  $C_6H_5NO_2$  dengan konversi 99,3%

\* Neraca massa

• Umpan masuk

$C_6H_6$	$= 62,4705 (1 - 0,9165)$	$= 5,216 \text{ kmol/jam} = 407,462 \text{ kg/jam}$
$C_7H_8$	$= 0,0106 \text{ kmol/jam}$	$= 0,977 \text{ kg/jam}$
$HNO_3$	$= 5,216 \text{ kmol/jam}$	$= 328,698 \text{ kg/jam}$
$H_2SO_4$	$= 98,339 \text{ kmol/jam}$	$= 9.644,441 \text{ kg/jam}$
$H_2O$	$= 143,648 \text{ kmol/jam}$	$= 2.587,833 \text{ kg/jam}$
$C_6H_5NO_2$	$= 56,8534 \text{ kmol/jam}$	$= 6.999,278 \text{ kg/jam}$ +
Jumlah	$= 309,284 \text{ kmol/jam}$	$= 19.968,6901 \text{ kg/jam}$

• Hasil reaksi

$C_6H_6$	$= 0,437 \text{ kmol/jam}$	$= 34,158 \text{ kg/jam}$
$C_7H_8$	$= 0,0106 \text{ kmol/jam}$	$= 0,977 \text{ kg/jam}$
$HNO_3$	$= 0,437 \text{ kmol/jam}$	$= 27,555 \text{ kg/jam}$
$H_2SO_4$	$= 98,339 \text{ kmol/jam}$	$= 9.644,44105 \text{ kg/jam}$



$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} &= 218,769 \text{ kmol/jam} &= 3.941,133 \text{ kg/jam} \\
 \text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 &= 62,033 \text{ kmol/jam} &= 7.636,976 \text{ kg/jam} &+ \\
 \hline
 \text{Jumlah} &= 380,027 \text{ kmol/jam} &= 21.285,241 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

\* Komposisi yang keluar dari reaktor -01

Komponen	Massa (kg/jam)	$\mu$ (Cp)	$\rho$ (kg/ltr)	$X_i$
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	407,4622	0,42	0,885	0,0204
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	0,867	0,867	0,0000489
HNO <sub>3</sub>	328,698	1,5027	1,5027	0,0164
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9.644,441	1,794	1,7944	0,483
H <sub>2</sub> O	2.587,949	0,998	0,998	0,129
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	6.999,288	1,205	1,205	0,35
Total	19.968,815			1

$$* 1/\rho \text{ camp} = \sum X_i/\rho_i = 0,7239 \text{ kg/liter}$$

$$\rho \text{ camp} = 1,381 \text{ kg/liter} = 86,207 \text{ lb/ft}^3$$

$$* 1/\mu \text{ camp} = \sum X_i/\mu_i = 0,957 \text{ kg/liter}$$

$$\mu \text{ camp} = 1,044 \text{ Cp} = 2,527 \text{ lb/ft.j}$$

\* Komposisi yang keluar dari reaktor -02

Komponen	Massa (kg/jam)	$X_i$	$\rho$ (kg/liter)	$\mu$ (Cp)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,158	0,0016	0,885	0,42
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	0,0000458	0,867	0,43
HNO <sub>3</sub>	27,555	0,00129	1,5027	1,3
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9.644,441	0,453	1,7044	3,2
H <sub>2</sub> O	3.941,133	0,185	0,998	1,2
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	7.636,976	0,358	1,205	0,55
Total	21.285,241	1		

$$* 1/\rho \text{ camp} = \sum X_i/\rho_i = 0,738 \text{ kg/liter}$$

$$\rho \text{ camp} = 1,354 \text{ kg/liter} = 84,508 \text{ lb/ft}^3$$

$$* 1/\mu \text{ camp} = \sum X_i/\mu_i = 0,953 \text{ kg/liter}$$

$$\mu \text{ camp} = 1,049 \text{ Cp} = 2,538 \text{ lb/ft.j}$$

### 10. Menghitung Tipe Pengaduk dan Power Pengaduk

Pengaduk yang digunakan “ marine propeller with 3 blades”

From “ Brown, Unit Operation” hal 507

$$Dt/Di = 3$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3 = 0,75$$

$$Zl/Di = 2,9 - 3,9 = 3,9$$

$$w/Di = 0,1$$

$$* Dt \text{ (diameter reaktor)} = 3,83 \text{ ft}$$

$$* Di \text{ (diameter pengaduk)} = 1/3 \times 3,83 \text{ ft} = 1,277 \text{ ft} = 0,389 \text{ m}$$

$$* Zi \text{ (jarak pengaduk \& dasar)} = 0,75 \times Di = 0,957 \text{ ft}$$

$$* Zl \text{ (tinggi cairan)} = 3,9 \times Di = 4,979 \text{ ft}$$

$$* w \text{ (lebar baffle)} = 0,1 \times Di = 0,127 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} * \text{WELH} &= Zl \times (\rho \text{ cairan}/\rho \text{ air}) \\ &= 4,979 \text{ ft} \times (1,303/0,998) \text{ kg/liter} \\ &= 6,5 \text{ ft} = 1,981 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} * \text{Jumlah pengaduk} &= (\text{WELH}/ID) \\ &= 1,98/1,167 = 2 \end{aligned}$$

$$* \frac{\text{WELH}}{2 \cdot Di} = \frac{\pi \cdot Di \cdot N}{600}$$

Dimana, WELH = water equivalent liquid height

N = kecepatan putaran pengaduk, rpm

$$N = \frac{600 \text{ rpm}}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot Di}}$$

$$N = \frac{600 \text{ rpm}}{3,14 \times 1,277} \sqrt{\frac{6,50}{2 \cdot 1,277}}$$

$$= 238,752 \text{ rpm} = 3,979 \text{ rps} = 14.325,16 \text{ rph}$$

\* Untuk reaktor -01

$$N_{\text{Rel}} = \frac{N \cdot Di^2 \cdot \rho}{\mu}$$

$$N_{\text{Rel}} = \frac{14.325,16 \text{ rph} \times (1,277)^2 \text{ ft} \times 86,207 \text{ lb/ft}^3}{2,527 \text{ lb/ft j}}$$

$$= 796.747,388 = 7,96 \cdot 10^5$$

Dari “ Brown, fig 447, hal 507 “ diplotkan dengan Re, Po = 2,25

$$P = \frac{P_o \cdot N^3 \cdot Di^5 \cdot \rho}{gc}$$

$$P = \frac{2,25 \times (3,979)^3 \times (1,277)^5 \times 86,207}{32,2}$$

$$P = 1.288,401 \text{ ft lbf/s} = 2,342 \text{ Hp}$$

Dari grafik 14.38 “ Peter Timer Haus ”, efisiensi = 82,5%

$$P = \frac{2,342 \text{ Hp}}{0,825}$$

$$= 2,839 \text{ Hp}$$

Motor standar = 3 Hp

\* Untuk reaktor -02

$$N_{Re1} = \frac{N \cdot D_i^2 \cdot \rho}{\mu}$$

$$N_{Re2} = \frac{14.325,16 \text{ rph} \times (1,277)^2 \text{ ft} \times 84,508 \text{ lb/ft}^3}{2,538 \text{ lb/ft j}}$$

$$= 777.442,392 = 7,7 \cdot 10^5$$

Dari " Brown, fig 447, hal 507 " diplotkan dengan Re, Po = 2,25

$$P = \frac{P_o \cdot N^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho}{g_c}$$

$$P = \frac{2,25 \times (3,979)^3 \times (1,277)^5 \times 84,508}{32,2}$$

$$P = 1.263,006 \text{ ft lbf/s} = 2,296 \text{ Hp}$$

Dari grafik 14.38 " Peter Timer Haus ", efisiensi = 82,5%

$$P = \frac{2,296 \text{ Hp}}{0,825}$$

$$= 2,783 \text{ Hp}$$

Digunakan motor standar = 3 Hp

### 11. Rancangan Pendingin reaktor

Fungsi : Menyerap panas yang timbul selama reaksi untuk mempertahankan T=55<sup>0</sup>C

Jenis : Jaket vessel

Media pendingin : Air

T in : 30°C

T out : 45°C

Dari neraca panas :

1. Q = Beban panas yang harus diambil

- Reaktor -01,  $Q = 1.433.285,947 \text{ kcal/jam} = 5.687.642,647 \text{ Btu/jam}$
- Reaktor -02,  $Q = 1.488.449,462 \text{ kcal/jam} = 5.906.545,484 \text{ Btu/jam}$

2. m = kebutuhan air pendingin

- Reaktor -01,  $m = 95.552,396 \text{ kg/jam}$
- Reaktor -02,  $m = 99.229,964 \text{ kg/jam}$

◆ **Reaktor -01**

**A. Menghitung hi dan hio**

\* Komposisi yang keluar dari reaktor -01

Komponen	Massa (kg/jam)	$\mu$ (Cp)	$\rho$ (kg/ltr)	$X_i$
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	407,4622	0,42	0,885	0,0204
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	0,867	0,867	0,0000489
HNO <sub>3</sub>	328,698	1,5027	1,5027	0,0164
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9.644,441	1,794	1,7944	0,483
H <sub>2</sub> O	2.587,949	0,998	0,998	0,129
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	6.999,288	1,205	1,205	0,35
Total	19.968,815			1

$$*1/\rho \text{ camp} = \sum X_i/\rho_i = 0,7239 \text{ kg/liter}$$

$$\rho \text{ camp} = 1,381 \text{ kg/liter} = 86,207 \text{ lb/ft}^3$$

$$* 1/\mu \text{ camp} = \sum X_i/\mu_i = 0,957 \text{ kg/liter}$$

$$\mu \text{ camp} = 1,044 \text{ Cp} = 2,527 \text{ lb/ft.j}$$

\* Cp rata-rata

$$X_{C_6H_6} = 62,4705/380,034 = 0,164$$

$$X_{C_7H_8} = 0,0106/380,034 = 0,0000279$$

$$X_{HNO_3} = 62,4705/380,034 = 0,164$$

$$X_{H_2O} = 156,743/380,034 = 0,412$$

$$X_{H_2SO_4} = 98,339/380,034 = 0,257$$

$$Cp \text{ rata-rata} = (23,12 \times 0,164) + (49,9 \times 0,0000279) + (27,65 \times 0,164) + (18 \times 0,412) + (33,2 \times 0,257) = 24,692$$

$$BM \text{ rata-rata} = 21.285,315/380,034 = 56,009 \text{ kg/kmol}$$

$$Cp \text{ rata-rata} = 24,692/56,009 = 0,44 \text{ Btu/lb}^0F$$

\* Harga hi dan hio

$$\frac{hi \cdot D}{k} = 0,36 \left[ \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[ \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

$$hi = 0,36 \left[ \frac{k}{D} \right] \left[ \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[ \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

Dimana, hi = koefisien perpindahan panas cairan dalam reaktor, Btu/jam ft<sup>2</sup>°F

$$D = \text{diameter reaktor} = 3,83 \text{ ft}$$

$$K = \text{konduktivitas cairan dalam reaktor, Btu/jam ft}^2 \text{°F} = 0,1745$$

$$L = \text{diameter pengaduk} = 1,277 \text{ ft}$$

$$N = \text{kecepatan putar pengaduk} = 14.325,162 \text{ rph}$$

$$\rho = \text{densitas camouran dalam reaktor} = 86,207 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = \text{viscositas campuran dalam reaktor} = 2,527 \text{ lb/ftjam}$$

$$Cp = Cp \text{ rata-rata} = 0,44 \text{ Btu/lb}^0F$$

\* Cp rata-rata

$$X_{C_6H_6} = 62,4705/380,034 = 0,164$$

$$X_{C_7H_8} = 0,0106/380,034 = 0,0000279$$

$$X_{HNO_3} = 62,4705/380,034 = 0,164$$

$$X_{H_2O} = 156,743/380,034 = 0,412$$

$$X_{H_2SO_4} = 98,339/380,034 = 0,257$$

$$\begin{aligned} \text{Cp rata-rata} &= (23,12 \times 0,164) + (49,9 \times 0,0000279) + (27,65 \times 0,164) + \\ &\quad (18 \times 0,412) + (33,2 \times 0,257) = 24,692 \end{aligned}$$

$$\text{BM rata-rata} = 21.285,315/380,034 = 56,009 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Cp rata-rata} = 24,692/56,009 = 0,44 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

\* Harga  $h_i$  dan  $h_o$

$$\begin{aligned} \text{Dipakai persamaan : } \frac{h_i \cdot D}{k} &= 0,36 \left[ \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[ \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} \\ h_i &= 0,36 \left[ \frac{k}{D} \right] \left[ \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[ \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} \end{aligned}$$

Dimana,  $h_i$  = koefisien perpindahan panas cairan dalam reaktor, Btu/jam  $\text{ft}^2\text{ }^0\text{F}$

$$D = \text{diameter reaktor} = 3,83 \text{ ft}$$

$$K = \text{konduktivitas cairan dalam reaktor, Btu/jam } \text{ft}^2\text{ }^0\text{F} = 0,1745$$

$$L = \text{diameter pengaduk} = 1,277 \text{ ft}$$

$$N = \text{kecepatan putar pengaduk} = 14.325,162 \text{ rph}$$

$$\rho = \text{densitas camouran dalam reaktor} = 86,207 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = \text{viscositas campuran dalam reaktor} = 2,527 \text{ lb/ftjam}$$

$$Cp = \text{Cp rata-rata} = 0,44 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$\mu_w$  = viscositas cairan dekat dinding reaktor,  $(\mu/\mu_w)^{0,14} = 1$

$$h_i = 0,36 \left[ \frac{0,1745}{0,383} \right] \left[ \frac{1,2769^2 \times 14.325,162 \times 86,207}{2,527} \right]^{2/3} \left[ \frac{0,44 \times 2,527}{0,1745} \right]^{1/3}$$

$$h_i = 0,0163 \times 8.586,582 \times 1,855 = 261,211 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

\* Luas penampang aliran

$$m = 95.552,396 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ air } 30^\circ\text{C} = 995,667 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_v = \frac{95.552,396 \text{ kg/jam}}{995,667 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 95,968 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,941 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Untuk  $v = 3 - 4 \text{ ft/s}$  "Kern, hal 134" dipilih  $4 \text{ ft/s}$

$$A_v = \frac{Q_v}{v} = \frac{0,941 \text{ ft}^3/\text{jam}}{4 \text{ ft/s}} = 0,235 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,235}{3,14}} = 0,547 \text{ ft} = 6,57 \text{ in}$$

Didapat "Table 11, Kern, hal 844"

$$\text{IPS} = 8 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,718 \text{ ft}$$

$$A_t = 50 \text{ in}^2$$

$$\text{Sch no} = 40$$

$$h_{io} = h_i \left[ \frac{\text{ID}}{\text{OD}} \right]$$



$$h_{io} = 261,211 \left[ \frac{0,665}{0,718} \right] = 241,707 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**B. Menghitung  $U_C$  dan  $U_D$**

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_i}{h_{io} + h_i}$$

$$U_C = \frac{261,211 \times 241,707}{261,211 + 241,707} = 125,54 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = \frac{U_C}{U_C \cdot R_d + 1}$$

Untuk,  $R_d$  organik = 0,001

$R_d$  water = 0,003

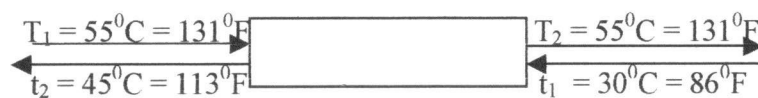
$R_d$  total = 0,004 "Kern, table 12, hal 845"

$$U_D = \frac{125,54}{125,540 \times 0,004 + 1} = 83,573 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**C. Menghitung Luas Perpindahan Panas (A) dan  $\Delta T_{LMTD}$**

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD}$$

\*  $\Delta T_{LMTD}$



$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\text{Ln} \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(131 - 113) - (131 - 86)}{\ln \frac{(131 - 113)}{(131 - 86)}} = 29,467^{\circ}\text{F}$$

\* A

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{5.687.642,647 \text{ Btu/jam}}{83,573 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F} \times 29,467 \text{ }^{\circ}\text{F}} = 2.309,559 \text{ ft}^2$$

#### D. Menghitung Tinggi Silinder Jacket

$D_1$  : diameter dalam reaktor = 3,831 Ft

$D_2$  : diameter reaktor + jacket

$H_i$ : tinggi silinder jacket

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot H_i + \frac{1}{4} 4 \cdot \pi \cdot D_1^2$$

$$2309,559 = (3,14 \times 3,831 \times H_i) + (3,14 \times 3,831^2)$$

$$= 12,028 H_i + 46,077$$

$$2263,482 = 12,028 H_i$$

$$H_i = 188,178 \text{ Ft}$$

$$= 57,357 \text{ m}$$

#### E. Menghitung Tebal Jacket

$$A_v = 0,2 \text{ Ft}^2$$

$$A = \frac{1}{4} \pi (D_2 - D_1)^2$$

$$0,235 = \frac{1}{4} \cdot 3,14 (D_2 - 3,831)^2$$

$$0,235 = 0,785 (D_2^2 - 7,661D_2 + 14,674)$$

$$0,235 = 0,785D_2^2 - 6,014D_2 + 11,519$$

$$0 = 2,785D_2^2 - 6,014D_2 + 11,519$$

Diselesaikan dengan rumus abc,  $X_{A1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$

$$X_{A1,2} = \frac{2 \pm \sqrt{(-6,014)^2 - 4(0,785)(11,284)}}{2 \cdot 0,785}$$

$$D_{2,1,2} = 3,83 \pm 0,547$$

$$D_{2,1} = 4,378$$

$$D_{2,2} = 3,283$$

Diambil  $D_{2,1} > D_1 = 4,378 \text{ Ft}$

$$\begin{aligned} \text{Tebal jaket} &= \frac{1}{2} (D_2 - D_1) \\ &= \frac{1}{2} (4,378 - 3,831) \\ &= 0,274 \text{ Ft} \\ &= 0,0834 \text{ m} \end{aligned}$$

#### F. Menentukan Ukuran Pipa

- Pipa dari Mixer (M-01)

komponen	Massa(kg/jam)	$\rho$ (kg/Lt)	V (lt/jam)	$\mu$	$X_i$
HNO <sub>3</sub>	3.936,507	1,5027	2.619,622	1,3	0,24
H <sub>2</sub> S0 <sub>4</sub>	9.644,441	1,7944	5.374,744	3,2	0,588
H <sub>2</sub> O	2.821,163	0,998	2.826,817	1,2	0,172
Total	16.402,111		10.821,183		

$$* 1/\rho \text{ mix} = 0,6597 \text{ kg/lt}$$

$$\rho \text{ mix} = 1,516 \text{ kg/lt}$$

$$* 1/\mu \text{ mix} = 0,512 \text{ Cp}$$

$$\mu \text{ mix} = 1,954 \text{ Cp} = 4,293 \text{ lb/ftjam}$$

$$* F_v = 10.821,183 \text{ lt/jam} = 10,821 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,106 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diasumsikan aliran umpan turbulen

$$\begin{aligned} DI_{opt} &= 3,9 (F_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,106)^{0,45} (94,599)^{0,13} \\ &= 2,568 \text{ in} \end{aligned}$$

Pipa standart spesifikasi "Kern, 844"

IPS : 3 in

ID : 3,068 in = 0,256 ft

OD : 3,5 in

At : 7,38 in<sup>2</sup> = 0,0513 ft<sup>2</sup>

Sch No : 40

\* Cek Jenis Aliran

$$\begin{aligned} G &= \frac{m}{At} = \frac{16.402,111 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ lb}/0,4536 \text{ kg}}{0,513 \text{ ft}^2} \\ &= 705.558,1623 \text{ lb/ft}^2\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{ID \cdot G}{\mu} = \frac{0,256 \times 705.558,162}{4,293} \\ &= 38.142,213 = 3,8 \cdot 10^4 \end{aligned}$$

Re > 2100 → aliran turbulen benar

• Pipa umpan C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/lt)	V (lt/jam)	μ	Xi
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4879,787	0,885	5513,883	0,42	0,999
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	0,867	1.126	0,43	0,0002
H <sub>2</sub> O	2,442	0,998	2,446	1,2	0,0005
Total	4.883,205		5.517,456		1

$$* 1/\rho \text{ mix} = 1,13 \text{ kg/lt}$$

$$\rho \text{ mix} = 0,885 \text{ kg/lt} = 55,374 \text{ lb/ft}^3$$

$$* 1/\mu \text{ mix} = 2,38 \text{ Cp}$$

$$\mu \text{ mix} = 0,42 \text{ Cp} = 1,0167 \text{ lb/ft jam}$$

$$* F_v = 5517,456 \text{ lt/jam}$$

$$= 5,517 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0541 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$DI \text{ opt} = 3,9 (F_v)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,054)^{0,45} (55,374)^{0,13}$$

$$= 1,7689 \text{ in}$$

Pipa standart spesifikasi ("Kern, 844")

IPS : 2 in

ID : 2,067 in = 0,172 ft

OD : 2,38 in

At : 3,35 in<sup>2</sup> = 0,0233 ft<sup>2</sup>

Sch No : 40

\* Cek Jenis Aliran

$$G = \frac{m}{At} = \frac{4883,205 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ lb}/0,4536 \text{ kg}}{0,0233 \text{ ft}^2}$$

$$= 462.751,172 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$$Re = \frac{ID \cdot G}{\mu} = \frac{0,172 \times 462.751,172}{1,0167}$$

$$= 78.396,904 = 7,8 \cdot 10^4$$

$Re > 2100 \rightarrow$  aliran turbulen benar

• Pipa keluar dari reaktor-01

Komponen	Massa (kg/jam)	$\mu$ (Cp)	$\rho$ (kg/ltr)	$X_i$
$C_6H_6$	407,4622	0,42	0,885	0,0204
$C_7H_8$	0,977	0,867	0,867	0,0000489
$HNO_3$	328,698	1,5027	1,5027	0,0164
$H_2SO_4$	9.644,441	1,794	1,7944	0,483
$H_2O$	2.587,949	0,998	0,998	0,129
$C_6H_5NO_2$	6.999,288	1,205	1,205	0,35
Total	19.968,815			1

$$* \rho_{\text{mix}} = 1,381 \text{ kg/ltr} = 86,208 \text{ lb/ft}^3$$

$$* \mu_{\text{mix}} = 1,044 \text{ Cp} = 2,527 \text{ lb/ft jam}$$

$$* F_v = 14.456,692 \text{ lt/jam} = 14,457 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,142 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$DI_{\text{opt}} = 3,9 (F_v)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,142)^{0,45} (86,208)^{0,13}$$

$$= 2,890 \text{ in}$$

Pipa standart spesifikasi ("Kern, 844")

IPS : 3 in

ID : 3,068 in = 0,256 ft

OD : 3,5 in = 0,292 ft

At : 0,917 ft<sup>2</sup>/ft

Sch No : 40

\* Cek Jenis Aliran

$$G = \frac{m}{At} = \frac{19.968,816 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ lb}/0,4536 \text{ kg}}{0,0513 \text{ ft}^2}$$

$$= 858.986,637 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$$Re = \frac{ID \cdot G}{\mu} = \frac{0,257 \times 858.986,637}{2,527}$$

$$= 86.899,961 = 8,6 \cdot 10^4$$

Re > 2100 → aliran turbulen benar

◆ Reaktor -02

A. Menghitung hi dan hio

\* Komposisi yang keluar dari reaktor -02

Komponen	Massa (kg/jam)	μ (Cp)	ρ (kg/ltr)	Xi
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,159	0,42	0,885	0,0016
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	0,867	0,867	0,0000459
HNO <sub>3</sub>	27,5568	1,5027	1,5027	0,00129
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9.644,441	1,794	1,7944	0,453
H <sub>2</sub> O	3.941,14	0,998	0,998	0,185
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	7636,9768	1,205	1,205	0,359
Total	21.285,241			1

$$*1/\rho \text{ camp} = \sum X_i/\rho_i = 0,739 \text{ kg/liter}$$

$$\rho \text{ camp} = 1,354 \text{ kg/liter} = 84,509 \text{ lb/ft}^3$$

$$* 1/\mu \text{ camp} = \sum X_i/\mu_i = 0,953 \text{ kg/liter}$$

$$\mu \text{ camp} = 1,049 \text{ Cp} = 2,539 \text{ lb/ft.j}$$

\* Cp rata-rata

$$X \text{ C}_6\text{H}_6 = 5,216/309,291 = 0,0169$$

$$X \text{ C}_7\text{H}_8 = 0,011/309,291 = 0,0000343$$

$$X \text{ HNO}_3 = 5,216/309,291 = 0,169$$

$$X \text{ H}_2\text{O} = 143,655/309,291 = 0,464$$

$$X \text{ H}_2\text{SO}_4 = 98,339/309,291 = 0,318$$

$$X \text{ C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 56,853/309,291 = 0,184$$

$$\begin{aligned} \text{Cp rata-rata} &= (23,12 \times 0,0168) + (49,9 \times 0,0000343) + (27,65 \times 0,169) + \\ &\quad (18 \times 0,464) + (33,2 \times 0,318) + (42,27 \times 0,184) = 27,862 \end{aligned}$$

$$\text{BM rata-rata} = 20.067,155/309,291 = 64,881 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Cp rata-rata} = 27,862/64,881 = 0,429 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

\* Harga hi dan hio

$$\begin{aligned} \text{Dipakai persamaan : } \frac{h_i \cdot D}{k} &= 0,36 \left[ \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[ \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} \\ h_i &= 0,36 \left[ \frac{k}{D} \right] \left[ \frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[ \frac{C_p \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} \end{aligned}$$

Dimana,  $h_i$  = koefisien perpindahan panas cairan dalam reaktor, Btu/jam  $\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$D$  = diameter reaktor = 3,83 ft

$k$  = konduktivitas cairan dalam reaktor, Btu/jam  $\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} = 0,1745$



$$L = \text{diameter pengaduk} = 1,277 \text{ ft}$$

$$N = \text{kecepatan putar pengaduk} = 14.325,162 \text{ rph}$$

$$\rho = \text{densitas camouran dalam reaktor} = 84,509 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = \text{viscositas campuran dalam reaktor} = 2,539 \text{ lb/ftjam}$$

$$C_p = C_p \text{ rata-rata} = 0,44 \text{ Btu/lb}^0\text{F}$$

$$\mu_w = \text{viscositas cairan dekat dinding reaktor, } (\mu/\mu_w)^{0,14} = 1$$

$$h_i = 0,36 \left[ \frac{0,1745}{0,383} \right] \left[ \frac{1,2769^2 \times 14.325,162 \times 84,509}{2,539} \right]^{2/3} \left[ \frac{0,43 \times 2,539}{0,1745} \right]^{1/3}$$

$$h_i = 0,0163 \times 8.458,795 \times 1,842 = 255,476 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^0\text{F}$$

\* Luas penampang aliran

$$m = 99.229,964 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ air } 30^0\text{C} = 995,667 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_v = \frac{99.229,964 \text{ kg/jam}}{995,667 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 99,662 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,978 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Untuk  $v = 3 - 4 \text{ ft/s}$  "Kern, hal 134" dipilih  $4 \text{ ft/s}$

$$A_v = \frac{Q_v}{v} = \frac{0,978 \text{ ft}^3/\text{jam}}{4 \text{ ft/s}} = 0,244 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,244}{3,14}} = 0,558 \text{ ft} = 6,696 \text{ in}$$

Didapat "Table 11, Kern, hal 844"

$$\text{IPS} = 8 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in} = 0,665 \text{ ft}$$

$$OD = 8,625 \text{ in} = 0,718 \text{ ft}$$

$$At = 50 \text{ in}^2$$

$$At' = 2,258 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Sch no} = 40$$

$$h_{io} = h_i \left[ \frac{ID}{OD} \right]$$

$$h_{io} = 255,476 \left[ \frac{0,665}{0,718} \right] = 236,401 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### B. Menghitung $U_C$ dan $U_D$

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_i}{h_{io} + h_i}$$

$$U_C = \frac{236,401 \times 255,476}{236,401 + 255,476} = 122,78 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = \frac{U_C}{U_C \cdot R_d + 1}$$

Untuk,  $R_d$  organik = 0,001

$$R_d \text{ water} = 0,003$$

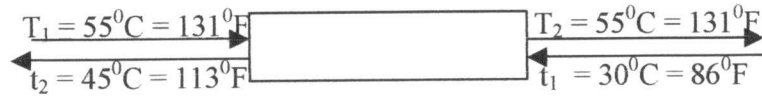
$$R_d \text{ total} = 0,004 \quad \text{“Kern, table 12, hal 845”}$$

$$U_D = \frac{122,784}{122,784 \times 0,004 + 1} = 82,343 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### C. Menghitung Luas Perpindahan Panas (A) dan $\Delta T_{LMTD}$

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD}$$

\*  $\Delta T_{LMTD}$



$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(131 - 113) - (131 - 86)}{\ln \frac{(131 - 113)}{(131 - 86)}} = 29,467^{\circ}\text{F}$$

\* A

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{5.906.545,484 \text{ Btu/jam}}{82,343 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F} \times 29,467^{\circ}\text{F}} = 2.434,289 \text{ ft}^2$$

#### D. Menghitung Tinggi Silinder Jacket

$D_1$  : diameter dalam reaktor = 3,831 Ft

$D_2$  : diameter reaktor + jacket

$H_i$ : tinggi silinder jacket

$$A = \pi \cdot D_1 \cdot H_i + \frac{1}{4} 4 \cdot \pi \cdot D_1^2$$

$$2434,289 = (3,14 \times 3,831 \times H_i) + (3,14 \times 3,831^2)$$

$$= 12,028 H_i + 46,077$$

$$2434,289 = 12,028 H_i$$

$$H_i = 198,548 \text{ Ft}$$

$$= 60,517 \text{ m}$$

**E. Menghitung Tebal Jacket**

$$A_v = 0,2 \text{ Ft}^2$$

$$A = \frac{1}{4} \pi (D_2 - D_1)^2$$

$$0,244 = \frac{1}{4} \cdot 3,14 (D_2 - 3,831)^2$$

$$0,244 = 0,785 (D_2^2 - 7,661D_2 + 14,674)$$

$$0,244 = 0,785D_2^2 - 6,014D_2 + 11,519$$

$$0 = 2,785D_2^2 - 6,014D_2 + 11,519$$

Diselesaikan dengan rumus abc,  $X_{\Delta 1,2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$

$$X_{\Delta 1,2} = \frac{2 \pm \sqrt{(-6,014)^2 - 4(0,785)(11,274)}}{2 \cdot 0,785}$$

$$D_{2,1,2} = 3,83 \pm 0,558$$

$$D_{2,1} = 4,389$$

$$D_{2,2} = 3,273$$

Diambil  $D_{2,1} > D_1 = 4,389 \text{ Ft}$

$$\begin{aligned} \text{Tebal jacket} &= \frac{1}{2} (D_2 - D_1) \\ &= \frac{1}{2} (4,389 - 3,831) \\ &= 0,279 \text{ Ft} \\ &= 0,085 \text{ m} \end{aligned}$$

**F. Menentukan Ukuran Pipa**

- Pipa dari R-01

Pipa umpan R-02 = Pipa keluar R-01

$$DI_{opt} = 3,9 (Fv)^{0,45} (\rho)^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,148)^{0,45} (86,208)^{0,13}$$

$$= 2,89 \text{ in}$$

Pipa standart spesifikasi ("Kern, 844")

IPS : 3 in

ID : 3,068 in = 0,256 ft

OD : 3,5 in

At : 7,38 in<sup>2</sup> = 0,0513 ft<sup>2</sup>

Sch No : 40

\* Cek Jenis Aliran

$$G = \frac{m}{At} = \frac{19.968,816 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ lb}/0,4536 \text{ kg}}{0,513 \text{ ft}^2}$$

$$= 858.986,637 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$$Re = \frac{ID \cdot G}{\mu} = \frac{0,256 \times 858.986,637}{2,527}$$

$$= 86.899,961 = 8,6 \cdot 10^4$$

Re > 2100 → aliran turbulen benar

• Pipa keluar R-02

Komponen	Massa (kg/jam)	Xi	V(ltr/jam)	ρ(kg/ltr)	μ
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	34,158	0,0016	38,597	0,885	0,42
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,977	0,000458	1,126	0,867	0,43
HNO <sub>3</sub>	27,55	0,00129	18,337	1,5027	1,3
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9.644,441	0,453	5.374,744	1,794	3,2
H <sub>2</sub> O	3.941,133	0,185	3.949,031	0,998	1,2
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	7.036,975	0,358	0,358	1,205	0,55
Total	21.285,241		15.719,576		

$$* \rho_{\text{mix}} = 1,354 \text{ kg/lit} = 84,508 \text{ lb/ft}^3$$

$$* \mu_{\text{mix}} = 1,049 \text{ Cp} = 2,529 \text{ lb/ftjam}$$

$$* F_v = 15.719,576 \text{ lit/jam} = 15,719 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,154 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diasumsikan aliran umpan turbulen

$$\begin{aligned} DI_{\text{opt}} &= 3,9 (F_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,154)^{0,45} (84,508)^{0,13} \\ &= 2,99 \text{ in} \end{aligned}$$

Pipa standart spesifikasi "Kern, 844"

IPS : 3 in

ID : 3,068 in = 0,256 ft

OD : 3,5 in

At : 7,38 in<sup>2</sup> = 0,0513 ft<sup>2</sup>

Sch No : 40

\* Cek Jenis Aliran

$$\begin{aligned} G &= \frac{m}{At} = \frac{21.285,241 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ lb}/0,4536 \text{ kg}}{0,0513 \text{ ft}^2} \\ &= 915.612,39 \text{ lb/ft}^2\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{ID \cdot G}{\mu} = \frac{0,256 \times 915.612,39}{2,539} \\ &= 92.201,73 = 9,2 \cdot 10^4 \end{aligned}$$

Re > 2100 → aliran turbulen benar

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
JURUSAN TEKNIK KIMIA

---

SURAT PERNYATAAN

Yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Amelia Yunita E.


No.Mahasiswa: 98 521 006

Dengan ini memberikan pernyataan, demi Allah saya akan mengikuti UJIAN PENDADARAN DENGAN IKHLAS dan akan menerima hasil yang telah diputuskan oleh Tim Penguji. Jika ternyata dalam ujian terpaksa saya tidak LULUS dan harus mengulang, maka saya akan mengikuti ujian Pendadaran Ulangan sesuai dengan yang telah ditetapkan oleh pihak Fakultas/Jurusan/berwenang pada periode mendatang .

Pernyataan ini saya buat dengan sadar dan tanpa paksaan .

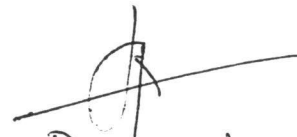
Jogjakarta, 18 Maret 2003

Hormat Saya



Amelia Yunita E.

Berdasarkan hasil ujian pendadaran tgl 18/3/03 sdr Amalia Yunita E. telah dinyatakan lulus



Panna Mulyono  
22/3/2003.

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
Jl.kaliurang Km. 14,5 Jogjakarta

PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN  
TANGGAL 18 Maret 2003

Dosen Penguji

Tanda Tangan

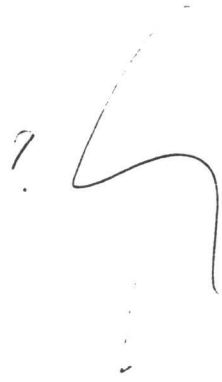
Nama : Ir HA Malik Kholiq MM



Mahasiswa yang diuji

Nama : Amelia Yunita E.  
No. Mahasiswa : 98 521 006

Saran/Komentar : PERBAIKAN SKRIPSI MELEBIHI DUA BULAN  
DARI PENDADARAN DINYATAKAN GUGUR

1. idem dgn (98521006) -
  2. istilah : 1 gallon = ... liter?  
Sg = ... , artinya ... ?
- 



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
Jl.kaliurang Km. 14,5 Jogjakarta

PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN  
TANGGAL 18 Maret 2003

---

Dosen Penguji

Tanda Tangan

Nama : Arif Hidayat ST



---

Mahasiswa yang diuji

Nama : Amelia Yunita E.  
No. Mahasiswa : 98 521 006

---

Saran/Komentar : PERBAIKAN SKRIPSI MELEBIHI DUA BULAN  
DARI PENDADARAN DINYATAKAN GUGUR

*- Keabsahan dengan ~~==~~ ~~==~~ ~~==~~*

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
Jl.kaliurang Km. 14,5 Jogjakarta

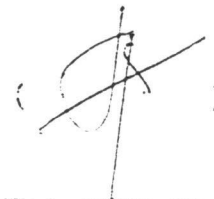
PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN  
TANGGAL 18 Maret 2003

---

Dosen Penguji

Tanda Tangan

Nama : Ir Panut Mulyono M.Eng D.Eng



---

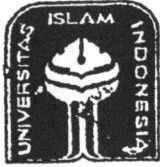
Mahasiswa yang diuji

Nama : Amelia Yunita E.  
No. Mahasiswa : 98 521 006

---

Saran/Komentar : PERBAIKAN SKRIPSI MELEBIHI DUA BULAN  
DARI PENDADARAN DINYATAKAN GUGUR





# UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

## FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN : TEKNIK DAN MANAJEMEN INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, TEKNIK MESIN

### KARTU KONSULTASI PENYUSUNAN/PERBAIKAN SKRIPSI

NAMA : IRA PATRA DHARMANTI .....

No. Mhs. : 98521019 .....

JUDUL : PERANCANGAN PABRIK NITROBENZENE DARI MITRASI BENZENE DAN  
ASAM CAMPURAN , DENGAN KAPASITAS 60.000 TON /TAHUN  
.....  
.....  
.....

No.	Tanggal	Masalah yang dikonsultasikan	Tanda - Tangan Penguji / Pembimbing
1	25/3/03	Gambar PEPD	
2	25/5/03	Perhitungan limbah	
3	28/III/03	Gambar PEPD	

Yogyakarta.



Nama Mahasiswa : IRA PAFNA DHARMANTI

(Sesuai dg Ijazah SMU)

Nomor Mahasiswa : 98521019

Tempat & Tgl Lahir : PEKALONGAN, 01-03-1981

(Sesuai dg Ijazah SMU)

**Judul Skripsi Dalam Bahasa Indonesia**

PRA RANCANGAN PABRIK NITROBENZENE DARI NITRASI BENZENE DAN ASAM CAMPURAN  
DENGAN KAPASITAS 60.000 TON / TAHUN

**Judul Skripsi Dalam Bahasa Inggris**

PRELIMINARY DESIGN OF NITROBENZENE FACTORY BY NITRATION OF BENZENE  
AND MIXED ACID WITH CAPACITY 60.000 TON / YEAR

**NB. JUDUL SKRIPSI DIISI DENGAN HURUF BESAR/BALOK  
DAN SEGERA MENYERAHKAN KE BAGIAN NILAI SEBAGAI SYARAT  
PEMBUATAN TRANSKRIP NILAI**



# UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

## FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN : TEKNIK DAN MANAJEMEN INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, TEKNIK MESIN

### KARTU KONSULTASI PENYUSUNAN/PERBAIKAN SKRIPSI

NAMA : AMELIA YUNITA EKAMINAZUM .....

No. Mhs. : 08521006 .....

JUDUL : PRARANCANGAN PABRIK HIPROBENZENE DARI MITRASI BENZENE DAN ASAM CAPIRAN  
DGN KAPASITAS 60.000 TPI /TAHUN

No.	Tanggal	Masalah yang dikonsultasikan	Tanda - Tangan Penguji / Pembimbing
1	25/3/03	Gambar PEFD	
2	25/3/03	Perthitungan limbah.	
3.	25/III '03	Gambar PEFD	

Yogyakarta,



Nama Mahasiswa : AMELIA YUNITA EKAMINGRUM

(Sesuai dg Ijazah SMU)

Nomor Mahasiswa : 98521006

Tempat & Tgl Lahir : CILACAP, 22 JUNI 2002

(Sesuai dg Ijazah SMU)

**Judul Skripsi Dalam Bahasa Indonesia**

PRA RANCANGAN PABRIK MITROBENZENE DARI NITRASI BENZENE DAN  
ASAM CAMPURAN, DENGAN KAPASITAS 60.000 TON / TAHUN

**Judul Skripsi Dalam Bahasa Inggris**

PRELIMINARY DESIGN OF MITROBENZIDE FACTORY BY MITRATION OF BENZENE  
AND MIXED ACID WITH CAPACITY 60.000 TON / YEAR

**NB. JUDUL SKRIPSI DIISI DENGAN HURUF BESAR/BALOK  
DAN SEGERA MENYERAHKAN KE BAGIAN NILAI SEBAGAI SYARAT  
PEMBUATAN TRANSKRIP NILAI**

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
JURUSAN TEKNIK KIMIA

SURAT PERNYATAAN

Yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Ira Ratna D.

No.Mahasiswa: 98 521 019

Dengan ini memberikan pernyataan, demi Allah saya akan mengikuti **UJIAN PENDADARAN DENGAN IKHLAS** dan akan menerima hasil yang telah diputuskan oleh Tim Penguji. Jika ternyata dalam ujian terpaksa saya tidak **LULUS** dan harus mengulang, maka saya akan mengikuti ujian Pendadaran Ulangan sesuai dengan yang telah ditetapkan oleh pihak Fakultas/Jurusan/berwenang pada periode mendatang.

Pernyataan ini saya buat dengan sadar dan tanpa paksaan.

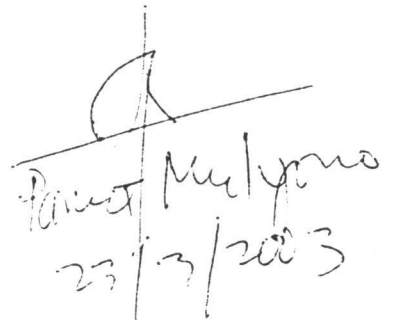
Jogjakarta, 18 Maret 2003

Hormat Saya



Ira Ratna D.

berdasarkan hasil ujian pendadaran tgl 18/3/03  
siri Ira Ratna D. telah dinyatakan lulus.



Rana Mulyana  
23/3/2003



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
Jl.kaliurang Km. 14,5 Jogjakarta

**PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN  
TANGGAL 18 Maret 2003**

---

Dosen Penguji

Tanda Tangan

Nama : Ir Panut Mulyono M.Eng D.Eng



---

Mahasiswa yang diuji

Nama : Ira Ratna D.  
No. Mahasiswa : 98 521 019

---

Saran/Komentar : PERBAIKAN SKRIPSI MELEBIHI DUA BULAN  
DARI PENDADARAN DINYATAKAN GUGUR

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
Jl. Kaliurang Km. 14.5 Jogjakarta

PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN  
TANGGAL 18 Maret 2003

Dosen Penguji

Tanda Tangan

Nama : Arif Hidayat St

Mahasiswa yang diuji

Nama : Ira Ratna D.  
No. Mahasiswa : 98 521 019

Saran/Komentar

: PERBAIKAN SKRIPSI MELEBIHI DUA BULAN  
DARI PENDADARAN DINYATAKAN GUGUR

Konfirmasi dengan Pembimbing

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
Jl. Kaliurang Km. 14,5 Jogjakarta

PERBAIKAN SKRIPSI YANG DISARANKAN  
PADA WAKTU UJIAN PENDADARAN  
TANGGAL 18 Maret 2003

Dosen Penguji

Tanda Tangan



Nama : Ir HA Malik Kholiq MM

Mahasiswa yang diuji

Nama : Ira Ratna D.  
No. Mahasiswa : 98 521 019

Saran/Komentar : PERBAIKAN SKRIPSI MELEBIHI DUA BULAN  
DARI PENDADARAN DINYATAKAN GUGUR

- *to limbah? apakah masih layak (ditambah apa?)*
- *total modal = 4\$? (Rp. ....?)*
- *Kevin hal. 33 → kualitatif? (pb. 3.1)*

