

**PRA RANCANGAN PABRIK NITROBENZEN DARI NITRASI BENZEN  
DAN ASAM CAMPURAN DENGAN KAPASITAS 14.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

Nama : Augusta Alda Pratomo

Nama : Dhimas Tri Setiawan

No. Mhs : 16521170

No.Mhs : 16521216

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

2020

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK NITROBENZEN DARI NITRASI BENZEN  
DAN ASAM CAMPURAN DENGAN KAPASITAS 14.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Augusta Alda Pratomo      Nama : Dhimas Tri Setiawan  
No. Mhs : 16521042      No.Mhs : 16521223

Yogyakarta, 22 Oktober 2020

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

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



Augusta Alda Pratomo



Dhimas Tri Setiawan

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK NITROBENZEN DARI NITRASI BENZEN  
DAN ASAM CAMPURAN DENGAN KAPASITAS 14.000 TON/TAHUN

## PERANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama : Augusta Alda Pratomo      Nama : Dhimas Tri Setiawan  
No. Mhs : 16521170      No.Mhs : 16521216

Yogyakarta, 22 Oktober 2020

Pembimbing I

PembimbingII

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

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

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK NITROBENZEN DARI  
NITRASI BENZEN DAN ASAM CAMPURAN  
DENGAN KAPASITAS 14.000 TON/TAHUN

Oleh :

Nama : **Augusta Alda Pratomo** Nama : **Dhimas Tri Setiawan**  
No. Mhs : **16521170** No. Mhs : **16521216**

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

Universitas Islam Indonesia  
Yogyakarta, 22 November 2020

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



Ir. Drs. Faisal RM, M.T., Ph.D.  
Penguji I

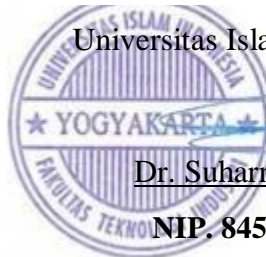


Achmad Chafidz M.S., S.T., M.Sc.  
Penguji II



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Tekonologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi  
NIP. 845210102

## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikum Wr., Wb.*

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

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Nitrobenzen Dari Nitrase Benzen Dan Asam Campuran Dengan Kapasitas 14.000 Ton/Tahun”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terimakasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Rahmat dan Hidayahnya yang senantiasa memberikan kemudahan dalam mengerjakan Tugas Akhir ini.
2. Orang Tua dan Keluarga yang selalu memberikan doa, semangat, dan dukungan yang tiada henti-hentinya.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing I dan Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng, selaku Dosen Pembimbing II Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.

6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Teman – teman Teknik Kimia 2016 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan kerja samanya.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

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

*Wassalamu'alaikum Wr., Wb.*

Yogyakarta, 22 Oktober 2020



Penulis

## LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Bapak Kelik Sugiran dan Ibu Endang Fatmi Rahayu serta kakak dan abang saya yang telah memberikan do'a, dorongan, motivasi dan kasih sayang yang luas biasa. Terima kasih telah berjuang dan berkorban untuk saya hingga saya bisa mencapai di tahap ini.

Augusta Alda Pratomo sebagai partner pra rancangan pabrik saya, bukan hanya partner pra rancangan pabrik tetapi partner kerja praktek, dan penelitian. Terima Kasih selama ini telah bersabar dan terus berjuang dalam penyusunan pra rancangan pabrik ini. Terima kasih atas waktu, ilmu, semangat dan dukungan selama ini. Semoga kita mendapatkan ilmu yang bermanfaat untuk diri sendiri maupun orang lain.

Teman terdekat saya yang tidak bisa saya sebutkan satu per satu dari jaman mahasiswa baru sampai saat ini. Terima kasih telah menjadi teman yang bisa melewati rintangan semasa menjalani kuliah. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses untuk kedepan nya.

Teknik Kimia UII 2016, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi jauh lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Dhimas Tri Setiawan)

## LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada:

Bapak Zainal Abidin dan Ibu Linda Christa Banua., Kedua orang tua saya, yang telah membesarkan dengan penuh cinta dan kasih sayang yang tulus. Terimakasih atas segala doa, semangat dan dukungan moral maupun materi.

Semoga dengan karya ini dapat memberikan rasa bangga terhadap anakmu satu satunya.

Dhimas Tri Setiawan, rekan skripsiku, yang dengan sabar menghadapi tingkah laku dan karakter saya sebagai rekan skripsi yang tidak sabaran. Terimakasih untuk segala yang telah dilewatkan mulai dari kerja praktek, penelitian, hingga akhirnya kerja keras di tugas akhir. Tetap semangat, semoga ilmu yang didapat menjadi bekal yang bermanfaat di dunia dan di akhirat. Semoga kita kelak menjadi pribadi yang sukses kedepanya

Teman-teman Bocah bebal yang cowo dan cewe yang menjadi sahabat dan teman seperjuangan selama berkuliah, teman-teman KKN yang sudah punya kesibukan tapi tetap berkomunikasi, terkhusus untuk Doli, Gembul, Dwiko, Malik, Septia dan teman teman lain yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu yang sudah menjadi tempat saya bertukar pendapat selama mengerjakan tugas akhir ini. Dan diri saya sendiri yang sudah berjuang selama 4 tahun berkuliah dan menjalankan tanggung jawab dengan sebaik-baiknya. Terimakasih banyak untuk seluruh perhatian dan persahabatannya.

Teknik Kimia UII 2016, almamater tercinta, yang punya andil besar didalam membentuk karakter pribadi menjadi lebih baik. Terimakasih sudah mengizinkan saya untuk menjadi bagian dari keluarga ini. Semoga kalian dapat meraih apa yang dicita-citakan.

(Augusta Alda Pratomo)



# DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
KATA PENGANTAR .....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL .....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
ABSTRAK.....	xvii
<i>ABSTRACT</i> .....	xviii
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	1
<b>1.1. Latar Belakang</b> .....	1
<b>1.2. Perancangan Kapasitas</b> .....	3
<b>1.2.1. Kebutuhan Nitrobenzen</b> .....	3
<b>1.2.2. Ketersediaan Bahan Baku</b> .....	5
<b>1.2.3. Kapasitas Pabrik</b> .....	6
<b>1.3. Tinjauan Pustaka</b> .....	7
<b>1.3.1. Macam-macam proses pembuatann nitrobenzen</b> .....	7
<b>1.3.2. Pemilihan Proses</b> .....	8
<b>1.3.3. Kegunaan Produk</b> .....	10
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK</b> .....	11
<b>2.1 Spesifikasi Bahan</b> .....	11
<b>2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku</b> .....	11
<b>2.1.2 Spesifikasi Bahan Pendukung</b> .....	14
<b>2.1.3 Spesifikasi Katalis</b> .....	15
<b>2.1.4 Spesifikasi Produk Utama</b> .....	16
<b>2.1.4.1 Nitrobenzen</b> .....	16
<b>2.1.5 Spesifikasi Produk Samping</b> .....	17

2.2	<b>Konsep Reaksi</b> .....	17
2.2.1	<b>Dasar Reaksi</b> .....	17
2.2.2	<b>Mekanisme Reaksi</b> .....	18
2.2.3	<b>Kondisi Operasi</b> .....	18
2.2.4	<b>Tinjauan Termodinamika</b> .....	18
2.2.5	<b>Tinjauan Kinetika</b> .....	20
2.3	<b>Pengendalian Kualitas</b> .....	21
2.3.1	<b>Pengendalian Kualitas Bahan Baku</b> .....	21
2.3.2	<b>Pengendalian Kualitas Proses</b> .....	21
2.3.3	<b>Pengendalian Kualitas Produk</b> .....	22
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES</b> .....		23
3.1	<b>Tahapan Proses</b> .....	23
3.1.1	<b>Langkah Proses</b> .....	23
3.1.1.2	<b>Tahap Reaksi Nitrasasi Pembentukan Nitrobenzen</b> .....	23
3.1.1.3	<b>Tahap Pemurnian Produk</b> .....	24
3.1	<b>Spesifikasi Alat</b> .....	25
3.1.1	<b>Tangki Penyimpanan bahan baku</b> .....	25
3.1.2	<b>Tangki Penyimpanan Produk Utama</b> .....	26
3.1.3	<b>Tangki Penyimpanan Produk Samping</b> .....	27
3.1.4	<b>Reaktor</b> .....	28
3.1.5	<b>Mixer</b> .....	29
3.1.6	<b>Netralizer</b> .....	30
3.1.7	<b>Dekanter</b> .....	31
3.1.8	<b>Rotary Dryer</b> .....	32
3.1.9	<i>Centrifuge</i> .....	33
3.1.10	<b>Menara Dentilasi</b> .....	34
3.1.11	<b>Pompa</b> .....	35
3.1.12	<b>Screw Conveyor</b> .....	38
3.1.13	<i>Cooler</i> .....	39
3.1.14	<b>Condensor</b> .....	40
3.1.15	<b>Accumulator</b> .....	41
3.1.16	<b>Reboiler</b> .....	41
3.1.17	<i>Heater</i> .....	42

<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK</b> .....	44
<b>2.1 Lokasi Pabrik</b> .....	44
<b>4.2 Tata Letak Pabrik</b> .....	46
<b>4.3 Alir Proses dan Meterial</b> .....	51
<b>4.3.1 Neraca Massa</b> .....	51
<b>4.3.2 Necara Panas</b> .....	58
<b>4.4 Pelayanan Teknik (Utilitas)</b> .....	69
<b>4.4.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)</b> 69	
<b>4.4.2 Spesifikasi alat Utilitas</b> .....	87
<b>4.5 Organisasi Perusahaan</b> .....	97
<b>4.5.1 Bentuk Perusahaan</b> .....	97
<b>4.5.2 Struktur Organisasi</b> .....	97
<b>4.5.3 Status Karyawan</b> .....	105
<b>4.5.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan</b> .....	106
<b>4.5.5 Stasus, sistem penggajian dan penggolongan karyawan</b> .....	107
<b>4.5.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan</b> .....	111
<b>4.6 Evaluasi Ekonomi</b> .....	112
<b>4.6.1 Harga Alat</b> .....	113
<b>4.6.2 Dasar Perhitungan</b> .....	120
<b>4.6.3 Perhitungan Biaya</b> .....	120
<b>4.6.4 Analisa Keuntungan</b> .....	124
<b>4.6.2 Analisa Kelayakan</b> .....	124
<b>4.7 Resiko Pabrik</b> .....	132
<b>BAB V PENUTUP</b> .....	134
<b>5.1 Kesimpulan</b> .....	134
<b>5.2 Saran</b> .....	135
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	136
<b>LAMPIRAN REAKTOR</b> .....	139

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Nitrobenzen di Indonesia .....	3
Tabel 1.2. Data Impor Nitrobenzen di Myanmar, Filipina, Singapura dan China ...	5
Tabel 1.3. Ketersediaan Bahan Baku Nitrobenzen di Indonesia .....	5
Tabel 1.4. Kapasitas Produksi Pabrik Luar Negeri.....	6
Tabel 1.5. Matriks Pemilihan Proses .....	9
Tabel 2.1 Sifat Fisis Benzen.....	11
Tabel 2.2 Sifat Fisis Asam Nitrat .....	13
Tabel 2.3 Sifat Fisis Natrium Hidroksida .....	14
Tabel 2.4 Sifat Fisis Asam Sulfat .....	15
Tabel 2.5 Sifat Fisis Nitrobenzen .....	16
Tabel 2.6 $\Delta H^{\circ}_{f298}$ dan $\Delta G^{\circ}_{f298}$ pada setiap komponen.....	19
Tabel 3.1 Tangki Penyimpanan .....	25
Tabel 3.2 Tangki Penyimpanan Produk Utama.....	26
Tabel 3.3 Tangki Penyimpanan Produk Samping .....	27
Tabel 3.4 Reaktor.....	28
Tabel 3.5 Mixer (M-01) .....	29
Tabel 3.6 Netralizer (N-01).....	30
Tabel 3.7 Dekanter (DC-01).....	31
Tabel 3.8 <i>Centrifuge</i> (CF-01).....	33
Tabel 3.9 Menara Destilasi (MD-01).....	34
Tabel 3.10 Pompa .....	35
Tabel 3.11 Pompa .....	36
Tabel 3.12 Pompa .....	37
Tabel 3.13 <i>Screw Conveyor</i> (SC-01) .....	38
Tabel 3.14 <i>Cooler</i> .....	39
Tabel 3.15 Condensor .....	40
Tabel 3.16 Accumulator.....	41
Tabel 3.17 Reboiler.....	41

Tabel 3. 18 <i>Heater</i> .....	42
Tabel 3.19 <i>Heater</i> .....	43
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik.....	47
Tabel 4.2 Neraca Massa Total .....	51
Tabel 4.3 Mixer (M-01) .....	51
Tabel 4.4 Reaktor-01 (R-01) .....	52
Tabel 4.5 Reaktor-02 (R-02) .....	52
Tabel 4.6 Reaktor-03 (R-03) .....	53
Tabel 4.7 Netralizer (N-01).....	55
Tabel 4.8 Dekanter (DC-01).....	56
Tabel 4.9 <i>Centrifuge</i> (C-01).....	57
Tabel 4.10 Menara Destilasi (MD-01).....	58
Tabel 4.11 <i>Mixer</i> (M-01).....	58
Tabel 4.12 Heater (HE-01).....	59
Tabel 4.13 Heater (HE-02).....	59
Tabel 4.14 Reaktor (R-01) .....	60
Tabel 4.15 Reaktor (R-02) .....	60
Tabel 4.16 Reaktor (R-03) .....	61
Tabel 4.17 Heater (HE-03).....	61
Tabel 4.18 Heater (HE-04).....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
Tabel 4.19 Netralizer (N-01).....	62
Tabel 4.20 <i>Cooler</i> (CL-01).....	63
Tabel 4.21 Dekanter (DC-01).....	63
Tabel 4.22 <i>Centrifuge</i> (C-01) .....	64
Tabel 4.23 Heater (HE-05).....	64
Tabel 4.24 Menara Distilasi (MD-01) .....	65
Tabel 4.25 <i>Cooler</i> (CL-02).....	65
Tabel 4.26 <i>Cooler</i> (CL-03).....	66
Tabel 4.27 Kebutuhan air pembangkit <i>steam</i> /pemanas .....	78
Tabel 4.28 Kebutuhan Ait Pendingin.....	79
Tabel 4.29 Total Kebutuhan Air.....	81
Tabel 4.30 Kebutuhan Listrik Alat Proses .....	83

Tabel 4.31 Kebutuhan Listrik Utilitas .....	84
Tabel 4.32 Rincian kebutuhan listrik .....	85
Tabel 4.33 Spesifikasi Pompa Utilitas .....	87
Tabel 4. 34 Spesifikasi Pompa Utilitas .....	88
Tabel 4.35 Spesifikasi Pompa Utilitas .....	89
Tabel 4.36 Spesifikasi Pompa Utilitas .....	90
Tabel 4.37 Spesifikasi Bak Penampung .....	91
Tabel 4.38 Spesifikasi Tangki .....	92
Tabel 4.39 Spesifikasi Tangki .....	93
Tabel 4.40 Spesifikasi Mixed Bed TU-07.....	94
Tabel 4.41 Spesifikasi <i>Screening</i> (FU-01) .....	94
Tabel 4.42 Spesifikasi Sand Filter (F-02) .....	95
Tabel 4.43 Spesifikasi Deaerator (De-01).....	95
Tabel 4.44 Spesifikasi Sedimentasi (R-01) .....	96
Tabel 4.45 Spesifikasi Cooling Tower (CT-01).....	96
Tabel 4.46 Spesifikasi Boiler (B-01).....	96
Tabel 4.47 Jadwal Shift Karyawan .....	106
Tabel 4. 48 Lanjutan .....	107
Tabel 4. 49 Jumlah Karyawan Pabrik .....	107
Tabel 4.50 Jumlah Karyawan Pabrik .....	108
Tabel 4.51 Penggolongan Jabatan .....	109
Tabel 4.52 Rincian Gaji Sesuai Jabatan .....	110
Tabel 4.53 Rincian Gaji Sesuai Jabatan .....	111
Tabel 4.54 Indeks harga alat.....	114
Tabel 4.55 Harga Alat Proses.....	116
Tabel 4.56 Harga Alat Proses.....	117
Tabel 4.57 Harga Alat Utilitas.....	118
Tabel 4.58 Harga Alat Utilitas.....	119
Tabel 4.59 <i>Physical Plant Cost</i> .....	120
Tabel 4.60 <i>Direct Plant Cost</i> .....	121
Tabel 4.61 <i>Fixed Capital Investment</i> .....	121
Tabel 4.62 <i>Working Capital Investement</i> .....	121

Tabel 4.63 <i>Direct Manufacturing Cost</i> .....	122
Tabel 4.64 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> .....	122
Tabel 4.65 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> .....	123
Tabel 4.66 <i>Total Manufacturing Cost</i> .....	123
Tabel 4.67 <i>General Expenses</i> .....	123
Tabel 4.68 <i>Total Production Cost</i> .....	124
Tabel 4.69 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost</i> .....	126
Tabel 4.70 <i>Annual Regulated Expenses</i> .....	126
Tabel 4.71 <i>Annual Variable Value</i> .....	127
Tabel 4.72 <i>Annual Sales Value</i> .....	127
Tabel 4.73 Resiko pabrik Nitrobenzen .....	132
Tabel 4.74 Lanjutan .....	133
Tabel 5.1 Hasil Analisa Ekonomi .....	134
Tabel 5.2 Hasil Analisa Ekonomi .....	135



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik data Impor di Indonesia .....	4
Gambar 4.1 Lokasi Kecamatan Cikampek Kabupaten Karawang Jawa Barat .....	44
Gambar 4.2 Layout Pabrik Nitrobenzen .....	48
Gambar 4.3 Layout Alat Proses Pabrik Nitrobenzen.....	50
Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Nitrobenzen.....	67
Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Nitrobenzen .....	68
Gambar 4.6 Unit Utilitas .....	72
Gambar 4.7 Struktur Organisasi Pabrik .....	100
Gambar 4.8 Grafik <i>Break Even Point</i> .....	128





## ABSTRAK

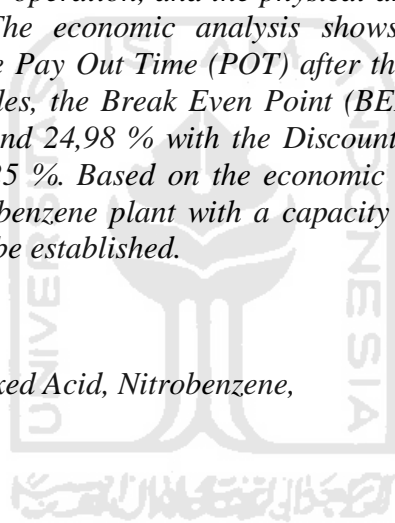
Nitrobenzen digunakan sebagai bahan baku dalam industri anilin dan farmasi, selain itu senyawa ini digunakan sebagai bahan baku dalam bahan peledak, pestisida, obat dan sebagai pelarut dalam industri cat, sepatu, juga lantai. Sejauh ini pabrik nitrobenzen belum pernah berdiri di Indonesia sehingga masih mengandalkan impor. Kebutuhan nitrobenzen di Indonesia yang mengalami peningkatan dari tahun ke tahun membuat perancangan pabrik Nitrobenzen perlu dilakukan sehingga terjadi penambahan produksi dan mengurangi impor. Pabrik Nitrobenzen ini direncanakan akan dibangun di Cikampek, Jawa Barat dengan kapasitas produksi 14.000 ton/tahun yang beroperasi selama 330 hari dan dengan total 163 karyawan serta dibangun di atas lahan seluas 24.818 m<sup>2</sup>. Proses pembuatan Nitrobenzen menggunakan bahan baku benzen sebanyak 9864,022 ton/tahun dan asam campuran sebanyak 25351,790 ton/tahun. Reaksi bersifat eksotermis dan dijalankan dalam *Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)*, fase cair cair, serta kondisi operasi dijaga pada suhu 50 °C dan tekanan 1 atm. Dari analisa resiko pabrik, pabrik nitrobenzen yang akan dibangun memiliki resiko rendah yang dianalisis dari kondisi operasi pabrik, kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, serta sifat fisis maupun kimia dari bahan baku itu sendiri. Dan juga hasil analisa ekomoni, menunjukkan *Return on Investment (ROI)* setelah pajak 23% , *Pay Out Time (POT)* setelah pajak 3,7 tahun, *Break Even Point (BEP)* sebesar 41,35%, *Shut Down Point (SDP)* sebesar 24,98% , dan *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)* Sebesar 16,25%. Berdasarkan hasil evalusai ekonomi ini, dapat disimpulkan pabrik nitrobenzen dengan kapasitas 14.000 ton/tahun secara ekonomi layak didirikan.

Kata Kunci : Asam Campuran, Benzen, Nitrobenzen,

## **ABSTRACT**

*Nitrobenzene is used as a raw material in the anillin and pharmaceutical industries. Besides, nitrobenzene is used as an explosion, pesticide, medicine, and as a solvent in paint, shoe, and floor industries. So far, nitrobenzene needs in Indonesia are fully imported and increase from year to year, therefore a nitrobenzene plant that can be built in Indonesia is a must. The plant is planned to be built in Cikampek, West Java with a production capacity of 14,000 tons/year and operates for 330 days with total employees of 163 people and an area of 24,818 m<sup>2</sup>. It requires 9854,022 tons/year of benzene and 25351,790 tons/year of mixed acid as raw materials to produce 14,000 tons of nitrobenzene per annum. The reaction takes place in a Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) isothermally at 50 °C and 1 atm. The Factory risk analysis show the nitrobenzen plant has a low risk, which is analyzed from the factory operation, and the physical and chemical properties of the raw material. The economic analysis shows that the Return on Investment (ROI) and the Pay Out Time (POT) after the tax are 23% and 3.7 years, respectively. Besides, the Break Even Point (BEP) and the Shut Down Point (SDP) are 41,35 and 24,98 % with the Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of 16,25 %. Based on the economic evaluation result, it is concluded that the Nitrobenzene plant with a capacity of 14.000 tons/year is economically feasible to be established.*

*Key Words: Benzene, Mixed Acid, Nitrobenzene,*



# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1. Latar Belakang**

Dalam perkembangan dunia yang semakin maju dengan terus berkembangnya ilmu pengetahuan dan teknologi menciptakan percepatan pertumbuhan ekonomi di dunia global. Hal ini memicu persaingan perekonomian dunia yang semakin ketat dari tahun ke tahun untuk memaksimalkan potensi tiap negara yang ada dengan kemajuan pengetahuan dan teknologi yang terus berkembang. Begitu juga dengan Indonesia yang mencoba terus bersaing dengan negara-negara lainnya agar dapat mengangkat perekonomian negara. Yang memiliki potensi dengan mengoptimalkan kekayaan sumber daya alam yang melimpah.

Akan tetapi, kekayaan sumber daya alam yang dimiliki oleh Indonesia seperti kandungan potensi minyak, gas alam, emas, nikel, batu bara dan hasil pertambangan serta sumber daya alam lainnya yang melimpah masih belum mampu membuat masyarakat Indonesia menjadi sejahtera. Hal yang masih kebanyakan terjadi disebabkan oleh bahan baku yang semestinya bisa diolah terlebih dulu di Indonesia langsung di ekspor ke luar negeri. Padahal jika diolah terlebih dahulu, barang tersebut dapat ditingkatkan nilai jualnya.

Hal ini tak lepas karena perkembangan dunia industri di Indonesia tergolong masih kurang, jika dibandingkan negara-negara maju yang sudah baik dalam pengelolaan bidang industri. Oleh karena itu untuk meningkatkan nilai jual dari sumber daya alam yang dimiliki dan menumbuhkan perekonomian Indonesia, dibutuhkan pengembangan yang lebih di bidang industri Indonesia.

Bidang industri memiliki berbagai macam sektor, salah satu sektor industri yang masih membutuhkan pengembangan di Indonesia adalah industri bahan kimia, khususnya pada bidang petrokimia. Dengan pengembangan industri bidang petrokimia ini, diharapkan agar dapat

memenuhi kebutuhan dalam negeri dan menciptakan peluang pasar untuk mengekspor produk-produk bahan kimia, sehingga menjadi keuntungan yang lebih untuk menambah devisa negara. Selain itu, dengan pendirian pabrik industri bahan kimia dapat menambah lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat Indonesia, sehingga dapat memperkecil angka pengangguran di Indonesia dan kedepannya dapat menciptakan masyarakat yang lebih sejahtera.

Salah satu industri kimia yang bisa dibangun adalah nitrobenzen. Industri nitrobenzen merupakan salah satu industri yang sangat berpotensi menjadi industri besar di Indonesia, hal dikarenakan belum terdapat pabrik nitrobenzen yang berdiri di Indonesia. Sedangkan selama ini untuk memenuhi kebutuhan nitrobenzen yang banyak dipakai sebagai bahan baku beberapa pabrik yang ada di Indonesia, hanya bergantung pada impor dari luar negeri seperti Rusia, Amerika Serikat, dan Inggris. Untuk memenuhi permintaan pasar dalam negeri sekaligus mengurangi ketergantungan impor dan juga menyeimbangkan selisih antara nilai impor dengan ekspor yang begitu jauh, maka dibutuhkan pendirian pabrik baru di Indonesia. Setelah kebutuhan dalam negeri terpenuhi, kelebihan dari *supply* produk tersebut dapat di ekspor keluar negeri yang akan menambah devisa untuk negara.

Nitrobenzen memiliki rumus kimia ( $C_6H_5NO_2$ ), selain dikenal sebagai nitrobenzen senyawa ini memiliki banyak nama lain seperti nitrobenzide, nitrobenzol, mononitrobenzol, *solvent black 6*, *essence of mirbane*, *essence of myrbane*, *myrbane oil*, *oil of mirbane*, *oil of myrbane*, *nigrosine spirit soluble B* atau nama lain yang lebih dikenal adalah minyak nitro benzol mirban. Senyawa ini merupakan hasil nitrasi senyawa aromatik, yaitu benzen dengan asam penitrasi yang berasal dari asam campuran antara asam nitrat dan asam sulfat maupun asam nitrat saja. Wujud dari senyawa ini berupa cairan yang memiliki warna yang bervariasi mulai dari kuning muda hingga coklat kekuningan tergantung dari konsentrasinya, namun umumnya memiliki warna kuning pucat dengan aroma menyerupai buah *almond*. Selain itu senyawa ini memiliki

sifat yang beracun, sehingga akan sangat berbahaya jika cairan ini terhisap dan terkena kulit. Nitrobenzen banyak digunakan dalam dunia industri anilin dan farmasi sebagai bahan baku, selain itu senyawa ini digunakan sebagai bahan peledak, pestisida, obat dan sebagai pelarut dalam industri cat, sepatu, juga lantai. (Othmer, 1991)

Berdasarkan data impor nitrobenzen, tiap tahunnya cenderung mengalami peningkatan, sedangkan di dalam negeri belum ada pabrik yang memproduksi senyawa tersebut untuk memenuhi kebutuhan di Indonesia. Oleh karena itu pendirian pabrik ini sangat banyak keuntungan bagi negara, maupun bagi masyarakat yang dapat terserap sebagai tenaga kerja pada saat pabrik ini didirikan dan beroperasi.

## 1.2. Perancangan Kapasitas

Dalam mendirikan suatu pabrik terdapat beberapa aspek pertimbangan untuk menentukan besar kapasitas yang akan dibangun agar dapat mendapat keuntungan yang besar namun tetap memiliki nilai ekonomis, beberapa pertimbangan tersebut yaitu :

### 1.2.1. Kebutuhan Nitrobenzen

#### A. Impor di Indonesia

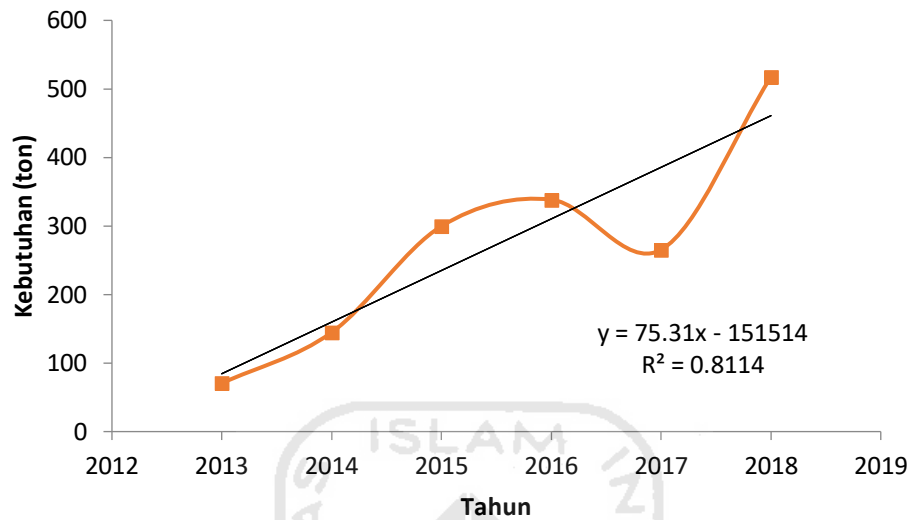
Jika dilihat data impor yang dihimpun melalui Badan Pusat Statistik (BPS) dari tahun 2013-2018 nilainya cenderung semakin naik.

**Tabel 1.1** Data Impor Nitrobenzen di Indonesia

Tahun	Kebutuhan (ton/tahun)
2013	70,464
2014	144,654
2015	299,689
2016	338,456
2017	265,322
2018	517,477

(Sumber : bps.go.id)

Dari data impor tersebut dibuatkan grafik hubungan antara jumlah impor nitrobenzen dan tahun impor dengan melakukan regresi linear untuk mengetahui proyeksi nilai impor beberapa tahun kedepan.



**Gambar 1.1** Grafik data Impor di Indonesia

Dari grafik tersebut diketahui hasil regresi linear adalah  $y = 75,31x - 151514$ . Pabrik nitrobenzen diperkirakan berdiri pada tahun 2025, sehingga jumlah kebutuhan impor pada tahun 2025 di Indonesia diperkirakan berjumlah 988,75 ton/tahun.

#### B. Impor di Myanmar, Filipina, Singapura dan China

Kebutuhan impor beberapa negara di dunia perlu diperhatikan agar juga dapat memperhatikan pasar dunia untuk target penjualan setelah terpenuhi kebutuhan dalam negeri. Negara-negara ini dipilih berdasarkan jarak terdekat dan memiliki kebutuhan impor yang tinggi.

**Tabel 1.2.** Data Impor Nitrobenzen di Myanmar, Filipina, Singapura dan China

Tahun	Impor (ton)			
	Myanmar	Filipina	Singapura	China
2015	1.623	185	0,03	8.954
2016	5.612	1.058	0,012	10.479
2017	2.934	867	32	10.319
2018	7.624	558	221	15.468
2019	22.007	768	671	24.172

(Sumber : comtrade.un.org)

Dari tabel 1.2. tersebut dilakukan penghitungan menggunakan regresi linear pada tiap negara, sehingga diketahui perkiraan jumlah impor nitrobenzen tahun 2025 di Myanmar sebesar 1.364 ton/tahun, Filipina sebesar 1.232 ton/tahun, Singapura sebesar 1.429 ton/tahun, China 42.219 ton/tahun.

### 1.2.2. Ketersediaan Bahan Baku

Pemilihan kapasitas juga harus memperkirakan ketersediaan bahan baku yang ada, namun jika melihat ketersediaan bahan baku yang telah ada, bahan bahan utama untuk memproduksi nitrobenzen seperti benzen, asam sulfat, asam nitrat, natrium hidroksida sangat terjamin jumlahnya seperti yang ada pada tabel berikut :

**Tabel 1.3.** Ketersediaan Bahan Baku Nitrobenzen di Indonesia

Pabrik	Bahan Baku	Kapasitas
PT. Pertamina RU IV Cilacap	Benzen	125.000
PT . Trans Pacific Petrochemical Indotama	Benzen	400.000
PT. Indonesian Acid Industry	Asam Sulfat	82.500
PT. Petrokimia Gresik	Asam Sulfat	550.000
PT. Multi Nitrotama Kimia	Asam Nitrat	160.000
PT. Asahimas Chemical	Natrium Hidroksida	700.000

### 1.2.3. Kapasitas Pabrik

Pertimbangan terakhir yaitu dengan melihat kapasitas pabrik yang telah berdiri di dunia dengan menyesuaikan ukurannya, data tersebut dapat dilihat sebagai berikut :

**Tabel 1.4.** Kapasitas Produksi Pabrik Luar Negeri

Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Anilina de Portugal	Estarreja, Portugal	160 000
Huntsman	Wilton, UK	400 000
CZ Zachem	Bydgoszcz, Poland	20 000
MCHZ	Ostrava, Czech Republic	140 000
DuPont	Beaumont, Texas	172 000
Rubicon	Geismar, Louisiana	518 000
Bayer	Rio de Janeiro, Brazil	32 000
BASF	Yosu, South Korea	80 000
Bann Quimica	Sao Paulo, Brazil	15.000
CBP	Camacari, Brazil	14.000
Mitsui Chemicals	Japan	60 000

(sumber : icis.com)

Setelah melihat beberapa data yang dijadikan sebagai pertimbangan dalam melakukan penentuan kapasitas pabrik dan juga berdasarkan kapasitas pabrik luar negeri, sehingga diputuskan perancangan pabrik nitrobenzen ini memiliki kapasitas sebesar 14.000 ton/tahun dengan alasan :

- Dapat memenuhi kebutuhan nitrobenzen yang ada di Indonesia
- Dapat memenuhi kebutuhan pasar tujuan ekspor ke berbagai negara
- Kapasitas minimal pabrik memiliki kapasitas pabrik yang sama dengan yang sudah ada.



### 1.3. Tinjauan Pustaka

Pada tahun 1845 dua orang yang bernama Hoffman dan Muspratt melaporkan kerja yang sistematis pada nitration benzen untuk menghasilkan mono dan dinirobenzen dengan menggunakan campuran asam nitrat dan asam sulfat. (Ullman, 2005). Nitrobenzen secara komersial biasanya dihasilkan dengan asam campuran atau asam penitrasi, yaitu dengan menitrasi benzen secara langsung dengan menggunakan asam nitrat dan asam sulfat, proses ini dapat berproduksi secara *batch* maupun kontiyu (Othmer,1991).

#### 1.3.1. Macam-macam proses pembuatann nitrobenzen

Nitrobenzen secara komersial biasanya dihasilkan dengan asam campuran atau asam penitrasi, yaitu dengan menitrasi benzen secara langsung dengan menggunakan asam nitrat dan asam sulfat, proses ini dapat berproduksi secara *batch* maupun kontiyu (Othmer,1991). Beberapa macam proses pembuatan benzen adalah sebagai berikut :

##### A. Nitration benzen dengan asam campuran, proses *batch*

Pada proses ini menggunakan proses *batch*, suhu dari reaksi yang ini adalah 50-55 °C dan tekanan 1 atm dengan menggunakan reaktor yang diisi dengan benzen, kemudian ditambahkan secara perlahan asam penitrasi dengan perbandingan asam campuran terhadap benzen 2,5 : 1 Ukuran reaktor yang biasa digunakan berukuran 1500 gallon, sehingga laju reaksi terbilang tinggi yield 95-98% dan waktu reaksi secara *batch* adalah 2-4 jam (Kirk & Othmer, 1996).

##### B. Nitration benzen dengan asam campuran, proses kontinyu

Proses ini hampir sama dengan nitration benzen yang melalui proses *batch*. Perbedaannya terletak pada ukuran reaktor yang digunakan berukuran lebih kecil, yang membuat laju reaksi lebih tinggi

dibandingkan dengan proses batch. Oleh karena laju reaksi yang lebih tinggi dan ukuran alat yang lebih kecil membuat pengadukan lebih optimal sehingga waktu yang diperlukan dalam bereaksi hanya 30 menit. Perbandingan antara asam campuran terhadap benzen yang digunakan adalah 1,05 : 1. Kandungan  $\text{HNO}_3$  yang digunakan dalam asam campuran lebih sedikit dibandingkan dengan kandungan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  lebih tinggi karena digunakan sebagai *nitrating agent*, sehingga membuat korosifitas yang tinggi. (Kirk & Othmer, 1996).

#### C. Nitration benzen dengan asam nitrat

Dalam prosesnya, benzen dinitrasi secara kontinyu dengan asam nitrat secara bersamaan dengan perbandingan 1:1,7 ke dalam reaktor selama 72 jam untuk mendapatkan kemurnian nitrobenzen yang tinggi. Suhu reaksi pada proses ini adalah 110-120 °C dan tekanan 1 atm, pada proses ini terjadi pembentukan air yang mengakibatkan laju reaksi menjadi lambat. *Yield* yang diperoleh sebesar 83%. Ukuran dari reaktor juga yang paling besar dikarenakan membutuhkan bahan baku yang lebih besar. (Ross, 1956).

#### 1.3.2. Pemilihan Proses

Berdasarkan karakteristik masing-masing yang telah dijelaskan, pemilihan proses ditinjau dari teknis mana yang akan menguntungkan untuk keberlangsungan pabrik, namun tetap aman secara teknis dan ekonomis.

**Tabel 1.5.** Matriks Pemilihan Proses

Kondisi Operasi	Nitrasi benzen dengan asam campuran, proses <i>batch</i>	Nitrasi benzen dengan asam campuran, proses kontinyu	Nitrasi benzen dengan asam nitrat
Proses	Batch	Kontinyu	Kontinyu
Suhu	50-55 <sup>0</sup> C	50-55 <sup>0</sup> C	110-120 <sup>0</sup> C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Waktu Reaksi	2-4 jam	30 menit	72 jam
Laju Reaksi	Cepat	Sangat Cepat	Lambat
Ukuran Reaktor	Sedang	Kecil	Besar
Yield	95-98%	95-98%	83%
Korosifitas	Sedang	Tinggi	Tidak

Dari beberapa perbandingan di atas, maka dipilih proses nitrasi benzen dengan asam campuran proses kontinyu, hal ini didasarkan dari beberapa pertimbangan teknis yaitu :

- Lebih efisien dikarenakan laju reaksi yang sangat cepat sehingga waktu yang dibutuhkan untuk bereaksi juga lebih sedikit.
- Lebih ekonomis karena ukuran reaktor yang kecil sehingga biayanya relatif lebih murah.

### 1.3.3. Kegunaan Produk

Nitrobenzen memiliki beberapa kegunaan (Kirk and Othmer, 1999), yaitu:

1. Sebagai bahan baku pembuatan anilin Anilin digunakan untuk bahan tambahan pada industri karet sintetis, *stabilizer* pestisida, untuk pembuatan *sweetening agent* dalam industri *pharmaceutical* dan resin.
2. Bahan pembuatan dinitrobenzen dan trinitrobenzen pada industri bahan peledak.
3. Pelarut *aluminium chloride* dalam reaksi *Friedel-Crafts*.
4. Bahan pembuatan *Para-aminophenol (PAP)* yang digunakan untuk produksi asetaminofen yang merupakan analgesik, *dyestuffs*, dan resin.



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Bahan

##### 2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

###### 2.1.1.1 Benzen

###### A. Sifat Fisis

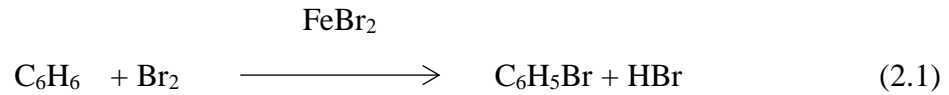
**Tabel 2.1** Sifat Fisis Benzen

Spesifikasi	Nilai	Referensi
Rumus Kimia	$C_6H_6$	Kirk Othmer, 1996
Berat Molekul (g/mol)	78,114	
Bentuk	Cair	
Titik didih (1 atm) ( $^{\circ}C$ )	80,094	
Titik leleh ( $^{\circ}C$ )	5,530	
Densitas (20 $^{\circ}C$ ) (g/cm <sup>3</sup> )	0,8789	
Densitas (25 $^{\circ}C$ ) (g/cm <sup>3</sup> )	0,8736	
Viskositas (25 $^{\circ}C$ ) (cP)	0,6010	
Tekanan uap (25 $^{\circ}C$ ) (atm)	0,12	
Suhu kritis (Tc) ( $^{\circ}C$ )	289,01	
Tekanan kritis (Pc) (atm)	48,35	
Volume kritis (cm <sup>3</sup> /mol)	259,0	
Tegangan permukaan cairan, N/m (20 $^{\circ}C$ )	0,0289	
Panas pembentukan ( $H_f$ ) (kJ/mol)	82,93	
Panas pembakaran ( $H_c$ ) (kJ/mol)	$3,2676 \times 10^3$	
Panas penggabungan ( $H_{fus}$ ), (kJ/mol)	9,866	
Panas penguapan (25 $^{\circ}C$ ) (kJ/mol)	33,899	
Kelarutan dalam air (25 $^{\circ}C$ ) (g/100 g H <sub>2</sub> O)	1,18	Pertamina RU IV Cilacap
Panas nitrasi (kkal/mol)	27	
Panas pengkristalan (kkal/mol)	2,35	Perry, 1999
<i>Specific gravity</i>	0,879	
Impuritis	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> (0,02% berat) H <sub>2</sub> O (0,05 % berat)	
Kelarutan (dalam 100 bagian)		Perry, 1999
Air (22 $^{\circ}C$ )	0,07	
Alkohol	Larut	
Eter	$\infty$ (tak terhingga)	

## B. Sifat Kimia

### 1. Halogenasi

Benzen bereaksi dengan bromin dengan adanya ferri bromid membentuk bromobenzen dan asam bromid.



### 2.. Nitration

Benzen bereaksi dengan asam nitrat dengan ada atau tanpa asam sulfat.

- Dengan asam nitrat



- Dengan asam campuran



### 3.. Sulfonasi

Benzen bereaksi dengan sulfur trioksid dengan adanya  $\text{H}_2\text{SO}_4$  membentuk *benzen sulfonic acid*.



## 2.1.1.2 Asam Nitrat

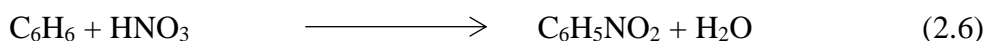
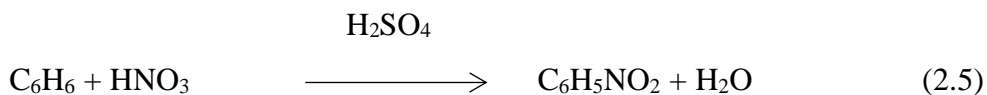
## A. Sifat Fisis

**Tabel 2.2** Sifat Fisis Asam Nitrat

Spesifikasi	Nilai	Referensi
Rumus Kimia	HNO <sub>3</sub>	PT MNK Cikampek
Berat Molekul (g/mol)	63	
Warna	Jernih	
Kemurnian, Min % Berat	66,67	
Impuritis	H <sub>2</sub> O (33,3% berat)	
<i>Spesific gravity</i>	0,879	
Kelarutan	Sangat larut dalam air	
Bentuk (30 °C, 1 atm)	Cair	Kirk Othmer, 1996
Titik didih (1 atm) (°C)	83,4	
Titik lebur (°C)	-41,59	
Densitas (20 °C) (g/ml)	1,502	
Viskositas (25°C) (kJ/mol)	0,761	
Panas peleburan (H <sub>fus</sub> ), kJ/mol	10,48	
Panas pembentukan (H <sub>f</sub> ), (25°C), kJ/mol	-174,10	
Panas penguapan (25°C), kJ/mol	39,04	
Energi bebas pembentukan (25°C), kJ/mol	-80,71	
Entropy (25°C), J/(mol.K)	155,60	

## B. Sifat Kimia

Asam nitrat adalah suatu asam monobasa yang kuat, yang mudah bereaksi dengan alkali, oksida dan senyawa basa dalam bentuk garam. Asam nitrat merupakan senyawa yang berperan dalam proses nitrasi, yaitu sebagai *nitrating agent*. Komponen yang dinitrasi adalah benzen, baik dengan adanya asam sulfat ataupun tidak, reaksi (Fessenden, 1997) :



## 2.1.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

### 2.1.2.1 Natrium Hidroksida

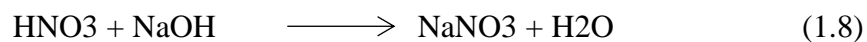
#### A. Sifat Fisis

**Tabel 2.3** Sifat Fisis Natrium Hidroksida

Spesifikasi	Nilai	Referensi
Rumus Kimia	NaOH	PT. Asahimas Chemical
Wujud	Cair	
Berat Molekul (g/mol)	39,997	
Warna	Tidak Berwarna	
Kemurnian, (% wt)	48	
Impuritis	H <sub>2</sub> O (51,8495 % wt)	
Titik didih (1 atm) (°C)	1388	Kirk Othmer, 1996
Titik leleh (°C)	318	
Densitas (20 °C) (g/ml)	2,13	
Panas laten pencampuran, (kJ/mol)	167,4	
Energi bebas pembentukan, (kJ/mol)	-397,5	
Panas pembentukan (H <sub>f</sub> ), (kJ/kmol)	-102	
Panas pelarutan, (kkal/gmol)	-10,2	
Kelarutan (dalam 100 bagian)		
Air dingin (0°C)	71	
Air panas (100°C)	163,2	

#### B. Sifat Kimia

Dalam proses ini NaOH sebagai penetral asam campuran. Reaksi:



(Fessenden, 1997)



## 2.1.3 Spesifikasi Katalis

### 2.1.3.1 Asam Sulfat

#### A. Sifat Fisis

**Tabel 2.4** Sifat Fisis Asam Sulfat

Spesifikasi	Nilai	Referensi
Rumus Kimia	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	PT Indonesian Acid Industry
Wujud	Cair	
Berat Molekul (g/mol)	98	
Warna	Jernih	
Kemurnian, Min % berat	98	
Impuritis	H <sub>2</sub> O (2% berat)	
Titik didih (1 atm) (°C)	340	
Titik leleh (°C)	10,35	
Densitas (g/cm <sup>3</sup> )	1,841	
Kelarutan	Sangat larut dalam air	
Kelarutan (dalam 100 bagian)		Perry, 1999
Air dingin (0°C)	∞ (tak terhingga)	
Air panas (100°C)	∞ (tak terhingga)	

#### B. Sifat Kimia

- 1) H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> bereaksi dengan HNO<sub>3</sub> membentuk ion nitrit/nitronium (NO<sub>2</sub><sup>+</sup>) yang sangat penting dalam suatu reaksi nitrasi.



- 2) H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> mempunyai gaya tarik yang besar terhadap air dan membentuk senyawa-senyawa hidrat seperti H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.H<sub>2</sub>O dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.2H<sub>2</sub>O
- 3) Dalam reaksi nitrasi, sifat H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> ini mencegah HNO<sub>3</sub> membentuk ion hidrogen (H<sup>+</sup>) dan ion nitrat (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) dan hanya membentuk ion nitronium (NO<sub>2</sub><sup>+</sup>)

## 2.1.4 Spesifikasi Produk Utama

### 2.1.4.1 Nitrobenzen

#### A. Sifat Fisis

**Tabel 2.5** Sifat Fisis Nitrobenzen

Spesifikasi	Nilai	Referensi
Rumus Kimia	$C_6H_5NO_2$	Kirk Othmer, 1996
Berat molekul, kg/kmol	123	
Bentuk (30 °C, 1 atm)	Cair	
Densitas (25 °C/ 4 °C air) , g/ml	1,199	
Viskositas (15 °C), cP	2,17	
Titik didih 1 atm, °C	210,9	
Titik leleh, °C	5,85	
<i>Specific gravity</i> (25°C / 4°C air), g/ml	1,199	
Titik didih 1 atm, °C	210,9	
Titik leleh, °C	5,85	
Panas spesifik (30°C), J/g	1,509	
Panas laten penguapan, J/g	331	
Panas peleburan, J/g	94,2	
Indek bias	1,5553	
Tegangan Permukaan cairan, N/m (20°C)	46,34	
Konstanta dielektik (25°C)	34,82	
Titik nyala, °C	88	
<i>Autoignition temperature</i> , °C	482	
<i>Explosive limit</i> (93°C), % vol di udara	1,8	
<i>Vapor density</i> (udara = 1)	4,1	
Panas pembakaran (Hc), kkal/mol	739	
Panas penguapan (210°C), kal/g	79,1	
Panas pencampuran, kkl/mol	2,78	
Kelarutan nitrobenzen dalam air		
Suhu, (°C)	8,8 ; 14,7 ; 30,8	
Persen nitrobenzen	0,19 ; 0,22 ; 0,27	
Kelarutan air dalam nitrobenzen		
Suhu, (°C)	8,8 ; 38,0 ; 58,8 ; 65,2 ; 65,3	
Persen air	0,174 ; 0,194 ; 0,4 ; 0,71 ; 1,5	
Kemurnian, min % berat	99,60%	Produk
Impuritas, min % berat	0,4%	

#### B. Sifat Kimia

- 1) Reduksi nitrobenzen dengan pereduksi Cu dan  $SiO_2$
- 2) Reduksi nitrobenzen dengan Zn dan katalis  $NH_4Cl$

## 2.1.5 Spesifikasi Produk Samping

### 2.1.5.1 Sodium Sulfat

#### A. Sifat Fisis

**Tabel 2.6** Sifat Fisis Sodium Sulfat

Spesifikasi	Nilai	Referensi
Rumus Kimia	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Kirk Othmer 1996
Berat Molekul	142,04	
Bentuk (30 °C, 1 atm)	Padat	
Densitas (25 °C/ 4 °C air) , g/ml	2,664	
Titik didih 1 atm, °C	1429	
Titik lebur, °C	884	
<i>Specific Heat</i> , (J/gK)	0,845	
Panas pembentukan (H <sub>f</sub> ), (kJ/kmol)	-1385	
Panas pelarutan, (kkal/gmol)	1,17	
Kelarutan (dalam 100 bagian)		
Air (0 °C)	5	
Air (100 °C)	42	Produk
Kemurnian, min % berat	99,32 %	
Impuritas, min % berat	0,68 %	

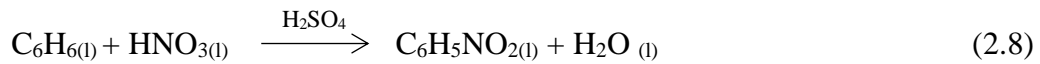
#### B. Sifat Kimia

- Reaktifitas Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> cukup rendah pada suhu kamar dan sebaliknya sangat reaktif pada suhu tinggi.
  - Kristal peka terhadap besi, senyawa besi dan beberapa senyawa organik
- (Perry, 2008)

## 2.2 Konsep Reaksi

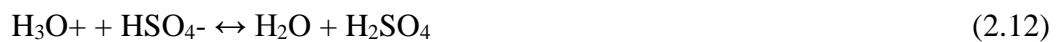
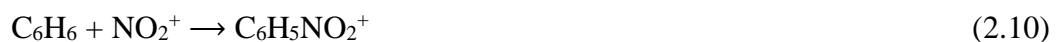
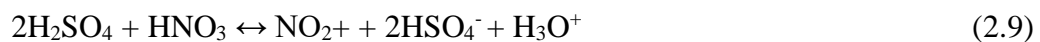
### 2.2.1 Dasar Reaksi

Konsep dasar dalam reaksi pembuatan nitrobenzen adalah nitrasi, yang dimana nitrasi merupakan reaksi antara benzen dengan asam nitrat sehingga menghasilkan nitrobenzen dengan produk samping air. Reaksi ini berjalan dalam fase cair-cair, untuk mempercepat reaksi tersebut diberi katalis menggunakan asam sulfat. Proses kondisi operasi dijaga agar suhu tetap berada pada suhu 50°C, reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



### 2.2.2 Mekanisme Reaksi

Pada proses pembuatan nitrobenzen, sebagai media reaksi nitrasi adalah ion nitronium ( $\text{NO}_2^+$ ) yang terbentuk dari campuran asam nitrat dan asam sulfat pekat. Mekanisme reaksi yang terjadi (Mc. Ketta, 1975) :



### 2.2.3 Kondisi Operasi

Dalam pembentukan nitrobenzen terjadi pada fase cair-cair dengan menggunakan reaktor berjenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dalam suhu  $50^\circ\text{C}$  dengan tekanan 1 atm selama 30 menit (Agustriyanto, 2017). Reaksi berjalan secara eksotermis sehingga suhu reaksi harus tetap dijaga pada  $50^\circ\text{C}$  menggunakan jaket pendingin. Perbandingan antara  $\text{C}_6\text{H}_6$  dengan  $\text{HNO}_3$  adalah 1:1,05, Reaksi ini berjalan secara kontinyu, dengan konversi benzen sebesar 99,6% (Hougen and Watson, 1955)

### 2.2.4 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika merupakan sebuah langkah yang bertujuan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dan arah reaksi (*reversible/irreversible*) dari nitrobenzen, yang dapat dilihat dari harga entalpi dan konstanta kesetimbangannya. Dengan tekanan 1 atm dan suhu  $25^\circ\text{C}$  pada reaktan dan produknya.

**Tabel 2.7**  $\Delta H^{\circ}_{f298}$  dan  $\Delta G^{\circ}_{f298}$  pada setiap komponen

Komponen	$\Delta H^{\circ}_{f298}$ (kJ/kmol)	$\Delta G^{\circ}_{f298}$ (kJ/kmol)
$C_6H_6$	82.930	129.660
$HNO_3$	-135.100	-74.700
$C_6H_5NO_2$	67.600	158.000
$H_2O$	-241.800	-228.600

(Yaws,1999)

Pertama kita akan menentukan sifat dari reaksi menggunakan data  $\Delta H^{\circ}_{f298}$  dari masing-masing komponen yang ada

$$\begin{aligned}
 \Delta H^{\circ}_{f298} &= \Sigma \Delta H^{\circ}_{f298} \text{ produk} - \Sigma \Delta H^{\circ}_{f298} \text{ reaktan} \\
 &= (H^{\circ}_{f298} C_6H_5NO_2 + H^{\circ}_{f298} H_2O) - (H^{\circ}_{f298} C_6H_6 + H^{\circ}_{f298} HNO_3) \\
 &= (67.600 + (-241.800)) - (82.930 + (-135.100)) \\
 &= -122.030 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan yang didapat, nilai  $\Delta H^{\circ}_{f298}$  adalah negatif sehingga reaksi berlangsung secara eksotermis. Selanjutnya untuk menentukan arah reaksi apakah reversible atau irreversible perlu dilakukan perhitungan konstanta kesetimbangan.

$$\begin{aligned}
 \Delta G^{\circ}_{f298} &= \Sigma \Delta G^{\circ}_{f298} \text{ produk} - \Sigma \Delta G^{\circ}_{f298} \text{ reaktan} \\
 &= (\Delta G^{\circ}_{f298} C_6H_5NO_2 + \Delta G^{\circ}_{f298} H_2O) - (\Delta G^{\circ}_{f298} C_6H_6 + \Delta G^{\circ}_{f298} HNO_3) \\
 &= (158.000 + (-228.600)) - (129.660 + (-74.700)) \\
 &= -125.560 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan  $\Delta G^{\circ}_{f298}$  yang bernilai negative, dapat dikatakan reaksi yang membentuk nitrobenzen berjalan spontan. Sehingga :

$$\Delta G^{\circ}_{f298} = -R T \ln K_{298}$$

(Smith, Van Ness dan Abbott,2001)

$$\ln K_{298} = \frac{\Delta G^0_{f_{298}}}{-RT}$$

$$= \frac{-125.560}{-8,314 \times 298}$$

$$\ln K_{298} = 50,67$$

$$K_{298} = 1,022 \times 10^{22}$$

$$\ln \left( \frac{K}{K'} \right) = - \frac{\Delta H_{R298}}{R} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T'} \right)$$

( Smith, Van Ness dan Abbott,2001)

$$\ln \left( \frac{K_{323 k}}{K_{298}} \right) = - \frac{\Delta H_{R298}}{R} \left( \frac{1}{T_{operasi}} - \frac{1}{T_{298 k}} \right)$$

$$\ln K_{323 k} - \ln k_{298} = - \left( \frac{-122.030}{8,314} \right) \left( \frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K_{323 k} - 50,67 = - 8,322$$

$$\ln K_{323 k} = 42,348$$

$$K = 2,463 \times 10^{18}$$

Berdasarkan hasil perhitungan nilai konstanta, didapatkan nilai yang begitu besar yang menandakan bahwa reaksi berjalan satu arah atau irreversible.

## 2.2.5 Tinjauan Kinetika

Persamaan kinetika menggunakan persamaan ( Hougen and Watson, 1955) yaitu :

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

Dimana :

k = konstanta kecepatan reaksi

E = energi aktivasi (14.000 kal/mol)

R = konstanta gas ideal (1,987 kal/mol K)

T = suhu operasi (K)

A = faktor tumbukan (26,22)

Suhu operasi berkisar antara 50-55°C, suhu yang dipakai adalah 50°C sehingga nilainya menjadi (323°K) dan nilai dari k adalah 81,97 mol/liter.jam.

## 2.3 Pengendalian Kualitas

### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku merupakan pengendalian yang dilakukan di awal sebelum bahan baku memasuki area proses untuk pengolahan lebih lanjut. Pengendalian ini bertujuan untuk mengevaluasi sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah memenuhi spesifikasi yang ditentukan untuk proses.

### 2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room* dan dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator seperti *flow controller*, *level controller*, *temperature controller*, *pressure controller*, dan lainnya yang dapat diketahui dari tanda/isyarat yang diberikan seperti bunyi alarm, nyala lampu, dan sebagainya. Jika terjadi penyimpangan kondisi operasi maka harus segera dikembalikan ke kondisi semula baik secara otomatis maupun manual. Alat control yang harus diatur pada kondisi tertentu yaitu:

1. *Level Controller (LC)*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki. Jika terjadi penyimpangan dengan kondisi yang telah ditetapkan, maka akan muncul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu. Alat tersebut memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang diubah menjadi sinyal *electric* berupa arus (miliamphere) yang akan dikirim menuju *control valve* yang sebelumnya diubah lagi menjadi sinyal *pneumatic* sehingga mampu menggerakkan *valve*.

2. *Flow rate Controller (FC)*

Merupakan alat yang dipasang untuk mengatur laju alir suatu aliran fluida, baik aliran masuk maupun keluar dengan memanfaatkan sinyal *pneumatic* yang diubah menjadi sinyal *electric* berupa arus (miliamphere) yang akan dikirim menuju *control valve* yang sebelumnya diubah lagi menjadi sinyal *pneumatic* sehingga mampu menggerakkan *valve*. Prinsip kerja secara umum pada alat ini yaitu memanfaatkan perbedaan tekanan dimana P1 lebih besar daripada P2 sehingga diperoleh nilai  $\Delta P$  dan akan dikalibrasikan sesuai dengan

*set point* yang diinginkan.

### 3. *Ratio Controller (RC)*

Merupakan alat yang dipasang pada suatu aliran yang bercabang dengan tujuan agar rasio perbandingan laju alirnya tetap sama. Alat tersebut dihubungkan langsung dengan *Flow rate controller (FC)* dengan memanfaatkan sinyal *electric*. Prinsip kerja dari alat ini adalah untuk mengatur laju alir agar tetap sama dengan cara memberikan perintah kepada *Flow rate controller (FC)*.

### 4. *Temperature Controller (TC)*

Umumnya, *temperature controller* mempunyai *set point* atau batasan nilai suhu yang kita masukkan ke dalam parameter di dalamnya. Ketika nilai suhu benda (nilai aktual) yang diukur melebihi *set point* beberapa derajat maka outputnya akan bekerja.

Pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada *set point* supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, sedangkan pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan *standard*, jumlah yang sesuai dengan rencana, dan waktu yang tepat sesuai jadwal. Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi, dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian pemeriksaan laboratorium.

## **2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk**

Selain pengendalian kualitas bahan baku dan proses, dilakukan pula pengendalian kualitas produk. Pengendalian kualitas produk dilakukan pada kemurnian produk nitrobenzen yang dihasilkan. Selain itu bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya, diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan dan pabrik dapat memproduksi nitrobenzene sesuai kapasitas yang diinginkan.



## **BAB III**

### **PERANCANGAN PROSES**

#### **3.1 Tahapan Proses**

##### **3.1.1 Langkah Proses**

Secara garis besar, langkah proses pembuatan nitrobenzen dapat dibagi menjadi 3 tahap utama :

##### **3.1.1.1 Tahap penyiapan bahan baku**

Bahan baku benzen yang berasal dari tangki penyimpanan (T-03) dipanaskan terlebih dahulu menggunakan heater (HE-02) sebelum dialirkan oleh (P-07) menuju reaktor. Asam nitrat yang berasal dari PT. MNK di tangki (T-01) dialirkan menggunakan pompa (P-04) menuju *mixer* (M-01) yang beroperasi pada suhu 30°C. Di dalam *mixer* (M-01) ini asam nitrat dicampur dengan asam sulfat yang yang di alirkan menggunakan pompa (P-05) dari tangki penyimpanan (T-02). *Mixer* (M-01) digunakan untuk menghasilkan ion nitronium (NO<sub>2</sub><sup>+</sup>) yang berfungsi sebagai *nitrating agent*. Komposisi asam campuran yaitu : Komposisi asam campuran yaitu : 33% mol HNO<sub>3</sub>, 49% mol H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, 18% mol H<sub>2</sub>O . Rasio asam nitrat dan benzen adalah 1,05 : 1.

##### **3.1.1.2 Tahap Reaksi Nitration Pembentukan Nitrobenzen**

Asam campuran dari mixer yang dialirkan oleh (P-06) menuju reaktor yang sebelumnya dipanaskan terlebih dahulu menggunakan heater (HE-01) sesuai dengan kondisi reaktor yang akan masuk melalui puncak reaktor (R-01) pada suhu 50°C. Reaksi nitration antara benzen dengan asam nitrat berlangsung pada RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk). Suhu reaktor tetap terjaga 50°C sehingga reaksi tetap berlangsung pada fase cair. Reaksi nitration berlangsung secara eksotermis sehingga diperlukan pendingin agar suhu dalam reaktor tetap. Pendingin yang digunakan yaitu air yang masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 45°C. Produk yang keluar dari reaktor (R-01) akan dialirkan sampai ke reaktor (R-03) hingga menghasilkan konversi 99,6%. Produk yang dihasilkan

reaktor (R-01) akan dialirkan menggunakan pompa (P-08) dan (P-09) dengan suhu  $50^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Sehingga diperoleh dari reaktor adalah nitrobenzen, produk samping berupa air dan sisa reaktan berupa benzen dan asam nitrat serta katalis asam sulfat. Produk reaktor selanjutnya diumpankan ke unit pemurnian menggunakan (P-10).

### 3.1.1.3 Tahap Pemurnian Produk

#### a. Pemisahan produk utama dengan asam nitrat dan asam sulfat

Nitrobenzen yang merupakan hasil reaksi, benzen, air, asam nitrat dan asam sulfat keluar dari reaktor dialirkan menggunakan pompa (P-12) melewati heater (HE-03) menuju netralizer (N-01). Sebelumnya untuk menetralsir asam campuran digunakan NaOH dari silo (SL-02) yang di masukan ke dalam mixer (M-02) dan juga air dari unit utilitas juga di alirkan ke dalam mixer (M-02). Hasil dari mixer (M-02) dilewatkan kedalam Cooler (CL-04) agar sesuai dengan suhu operasi neutralizer (N-01). Setelah itu dilewatkan kedalam cooler (CL-01) sebelum masuk menuju decanter (DC-01) untuk memisahkan fase antara air dan minyak berupa benzen, toluen, dan nitrobenzen. Kemudian dialirkan menuju centrifuge (CF-01) untuk pemisahan antara garam yang terbentuk dengan produk nitrobenzen. Hasil bawah centrifuge (CF-01) adalah garam berupa  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  dengan pengotor  $\text{NaNO}_3$  yang akan dijual sebagai produk samping, dan sedikit nitrobenzen. Sedangkan hasil atas berupa benzen, nitrobenzen, dan toluen. Hasil bawah centrifuge (CF-01) kemudian dialirkan ke dalam tangka silo (SL-01).

#### b. Pemurnian dengan distilasi

Hasil atas dari centrifuge (CF-01) diumpankan ke menara distilasi. Hasil atas kolom distilasi berupa benzen, toluen, dan nitrobenzen yang terbawa. Hasil atas Menara distilasi dikondensasikan kemudian dialirkan menuju unit pengolahan limbah. Hasil bawah kolom distilasi berupa toluen dan benzen yang terbawa, dan nitrobenzen dilewatkan *cooler* untuk diturunkan suhunya dan selanjutnya produk nitrobenzen disimpan dalam tangki penyimpanan.

### 3.1 Spesifikasi Alat

#### 3.1.1 Tangki Penyimpanan bahan baku

**Tabel 3.1** Tangki Penyimpanan

Spesifikasi		Tangki Penyimpanan			
Kode		T-01	T-02	T-03	SL-01
Jenis		Tangki	Tangki	Tangki	Silo
Fungsi		Menyimpan bahan baku Asam Nitrat 66% selama 7 hari	Menyimpan bahan baku Asam Sulfat 98% selama 7 hari	Menyimpan bahan baku Benzen 99% selama 7 hari	Menyimpan bahan baku Natrium Hidroksida 48% selama 7 hari
Jenis		Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i>			Silinder tegak dengan alas berbentuk kerucut
Bahan		Stainless Steel SA-240 type 316			Cabon Steel SA-285 Grade C
Kapasitas (kg)		240638,040	245561,302	189305,665	420199,456
Kondisi operasi	Tekanan (atm)	1 atm			
	Suhu (°C)	30			
Jumlah (Unit)		1	1	1	1
Spesifikasi					
Volume (m <sup>3</sup> )		215,302	162,605	261,7059	130,565
Diameter (m)		9,14	9,14	10,66	4,365
Tinggi (m)		3,65	3,65	3,65	8,730
Tebal Head (in)		0,875	1	0,625	1,125
Diameter Pipa Pengisian (in)		12,09	12,09	12,09	-
Diameter Pipa Pengeluaran (in)		1,049	1,049	1,049	-
Tebal Shell (in)	Course				0,25
	1	0,875	1	0,625	
	2	0,5	0,625	0,375	

### 3.1.2 Tangki Penyimpanan Produk Utama

**Tabel 3.2** Tangki Penyimpanan Produk Utama

Spesifikasi		Tangki Penyimpanan
Kode		T-04
Fungsi		Menyimpan produk Nitrobenzen 99,5% selama 7 hari
Jenis		Tangki silinder tegak dan <i>conical roof</i>
Bahan		<i>Stainless Steel SA-240 type 316</i>
Kapasitas (kg)		297090,778
Kondisi operasi	Tekanan (atm)	1
	Suhu (°C)	30
Jumlah (Unit)		1
Spesifikasi		
Volume (m <sup>3</sup> )		298,789
Diameter (m)		10,66
Tinggi (m)		5,44
Tebal Head (in)		1,25
Diameter Pipa Pengisian (in)		13,25
Diameter Pipa Pengeluaran (in)		1,380
Tebal Shell (in)	Course	
	1	1,25
	2	0,875
	3	0,5

### 3.1.3 Tangki Penyimpanan Produk Samping

**Tabel 3.3** Tangki Penyimpanan Produk Samping

Spesifikasi		
Kode	SL-02	
Fungsi	Menyimpan produk $\text{Na}_2\text{SO}_4$ untuk kebutuhan 7 hari	
Jenis	Silinder tegak dengan alas berbentuk kerucut	
Bahan	Cabon Steel SA-285 Grade C	
Kapasitas (kg)	252420,531	
Kondisi operasi	Tekanan (atm)	1
	Suhu ( $^{\circ}\text{C}$ )	30
Jumlah (Unit)	1	
Spesifikasi		
Volume ( $\text{m}^3$ )	122,881	
Diameter (m)	4,278	
Tinggi (m)	8,555	
Tebal (in)	0,25	

## 3.1.4 Reaktor

Tabel 3.4 Reaktor

IDENTIFIKASI		
Kode Alat	R-01, R-02, dan R-03	
Jumlah (unit)	3	
Kondisi Operasi	Tekanan (atm)	1
	Suhu (°C)	50
Fungsi	Untuk mereaksikan benzen dan asam campuran menjadi nitrobenzen	
Jenis	<i>Countinous Stirred tank Reactor (CSTR)</i>	
SPESIFIKASI VESSSEL		
Bahan	<i>Stainless Steel SA-299 type 304 Grade 3</i>	
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	1,326	
Tinggi Reaktor (m)	1,700	
Shell	Diameter (m)	0,871
	Tinggi (m)	1,307
	Tebal (in)	3/16
Head	Tinggi (m)	0,196
	Tebal (in)	3/16
SPESIFIKASI PENGADUK		
Jenis	<i>Marine Propeller 3 Blades</i>	
Kecepatan Pengaduk (rpm)	318,675	
Diameter (m)	0,290	
Tinggi (m)	1,133	
Lebar Baffle (m)	0,029	
Daya Motor (Hp)	3	
Jumlah Pengaduk	2	
SPESIFIKASI JAKET PENDINGIN		
Diameter (m)	1,002	
Tinggi (m)	1,622	
Tebal (in)	3/16	

## 3.1.5 Mixer

Tabel 3.5 Mixer

SPESIFIKASI		
Kode	M-01	M-02
Fungsi	Tempat berlangsungnya pencampuran asam nitrat (HNO <sub>3</sub> ) dan asam sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	Tempat berlangsungnya pencampuran Natrium Hidroksida (NaOH) dan air
Jenis	Silinder tegak dengan alas dan tutup berbentuk <i>torispherical</i>	Silinder tegak dengan alas dan tutup berbentuk <i>torispherical</i>
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	2,2004	1,516
Bahan	<i>Stainless Steel SA-299 type 304 Grade 3</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi operasi	Tekanan (atm)	1
	Suhu (°C)	30
	Fase Reaksi	Cair
	Waktu Tinggal (jam)	0,17
Jumlah (Unit)	1	1
SPESIFIKASI MIXER		
Diameter (m)	1,524	1,371
Tinggi (m)	1,822	1,644
Lebar Baffle (m)	0,151	0,136
Tebal Shell (in)	0,250	0,187
SPESIFIKASI PENGADUK		
Diameter (m)	0,504	0,454
Tinggi (m)	0,110	0,900
Lebar (m)	0,126	0,113
Kecepatan Putar (rpm)	159,467	160,0287
Power (Hp)	1,5	0,75
Jumlah	1	1

### 3.1.6 Netralizer

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

SPESIFIKASI		
Fungsi	Menetralkan Asam Sulfat dengan menggunakan Natrium Hidroksida (NaOH)	
Jenis	Tangki silinder tegak berpengaduk yang di lengkapi dengan jaket pendingin	
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	1,102	
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	
Kondisi operasi	Tekanan (atm)	1
	Suhu (°C)	55
Jumlah (Unit)	1	
SPESIFIKASI NETRALIZER		
Diameter shell (m)	1,028	
Tinggi (m)	1,4993	
Tinggi Shell (m)	1,028	
Tebal Shell (in)	0,187	
Tebal Head (in)	0,19	
SPESIFIKASI PENGADUK		
Jenis	<i>Marine Propeller 3 Blade</i>	
Diameter (m)	0,342	
Tinggi (m)	0,068	
Lebar (m)	0,0857	
Kecepatan Putar (rpm)	320	
Power (Hp)	2	
Jumlah	1	
SPESIFIKASI JAKET		
Tinggi (m)	0,925	
Tebal (in)	0,37	



### 3.1.7 Dekanter

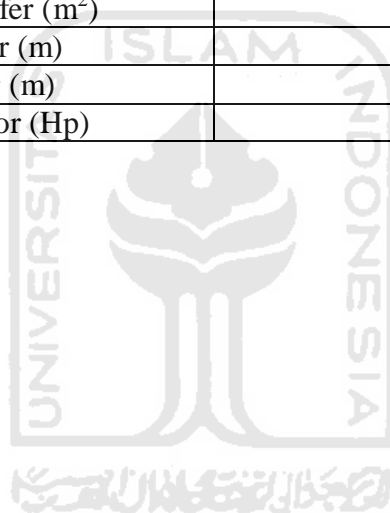
**Tabel 3.7** Dekanter (DC-01)

SPESIFIKASI		
Fungsi	Memisahkan lapisan kaya nitrobenzen dengan limbahnya berdasarkan densitas dan kelarutan komponennya	
Jenis	Silinder horizontal dengan tutup berbentuk <i>torispherical</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Kondisi operasi	Tekanan (atm)	1
	Suhu (°C)	30
	Waktu Tinggal (jam)	0,166
Jumlah (Unit)	1	
SPESIFIKASI DEKANTER		
Volume (m <sup>3</sup> )	0,827	
Diameter (m)	0,797	
Tinggi (m)	2,391	
Tinggi Head (m)	0,174	
Tebal Shell (in)	0,187	
Tebal Head (in)	0,187	

### 3.1.8 Rotary Dryer

**Tabel 3.8** Rotary Dryer

Spesifikasi		
Kode	RD-01	
Fungsi	Mengurangi kadar air dalam produk $\text{Na}_2\text{SO}_4$	
Jenis	<i>Single Shell Direct Heat Rotary Dryer</i>	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Kondisi Operasi	Tekanan (atm)	1
	Suhu ( $^{\circ}\text{C}$ )	30
Jumlah (unit)	1	
Spesifikasi		
Luas Transfer ( $\text{m}^2$ )	1,602	
Diameter (m)	1,428	
Panjang (m)	6,428	
Daya Motor (Hp)	15	



### 3.1.9 Centrifuge

**Tabel 3.9 Centrifuge (CF-01)**

SPESIFIKASI		
Kode	CF-01	
Fungsi	Memisahkan Nitrobenzen( $C_6H_5NO_2$ ) dari sodium nitrat ( $NaNO_3$ ) dan natrium sulfat( $Na_2SO_4$ ), berdasarkan gaya sentrifugal	
Jenis	Disk bowl centrifuge	
Bentuk	Silinder tegak dengan alas dan tutup berbentuk elipsoidal	
Kapasitas ( $m^3$ /jam)	2,965	
Bahan	Carbon Steel	
Kondisi operasi	Tekanan (atm)	1
	Suhu ( $^{\circ}C$ )	30
Jumlah (Unit)	1	
SPESIFIKASI		
Diameter (in)	7	
Kecepatan sudut (rpm)	12.000	
<i>Max centrifugal Force</i>	14.300	
Daya Motor (Hp)	1/3	

### 3.1.10 Menara Dentilasi

**Tabel 3.10** Menara Destilasi (MD-01)

SPESIFIKASI	
Kode	MD-01
Fungsi	Untuk memisahkan Nitrobenzen dari komponen lainnya berdasarkan perbedaan titik didih
Jenis	<i>Plate Sieve Tray</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Jumlah Plate ideal	14
Jumlah Plate aktual	13
Plate Atas	5
Plate Bawah	8
Spesing Plate (m)	0,45
Diameter Atas (m)	1,006
Diameter bawah (m)	1,006
Tinggi (m)	7
$\Delta P_t$ atas (atm)	0,0151
$\Delta P_t$ bawah (atm)	0,0083
Kondisi atas (Enriching)	
$F_{LV}$	0,052
$U_f$ (m/s)	1,241
$A_n$ (m <sup>2</sup> )	0,358
$A_t$ (m <sup>2</sup> )	0,407
Kondisi bawah (Stripping)	
$F_{LV}$	1,875
$U_f$ (m/s)	0,457
$A_n$ (m <sup>2</sup> )	0,795
$A_t$ (m <sup>2</sup> )	0,795

### 3.1.11 Pompa

**Tabel 3.11 Pompa**

Spesifikasi	Pompa					
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Memompa Asam nitrat ( $\text{HNO}_3$ ) dari truk pengangkut menuju tangki Penyimpanan (T-01)	Memompa Asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dari truk pengangkut menuju tangki Penyimpanan (T-02)	Memompa <i>Benzen</i> ( $\text{C}_6\text{H}_6$ ) dari truk pengangkut menuju tangki Penyimpanan (T-03)	Memompa Asam nitrat ( $\text{HNO}_3$ ) dari Tangki Penyimpanan (T-01) menuju Mixer (M-01)	Memompa Asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) dari Tangki Penyimpanan (T-02) menuju Mixer (M-01)	Memompa Produk dari keluaran Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>					
Jenis Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>					
Bahan	<i>Comercial Steel</i>					
Kapasitas (gpm)	5,642	4,265	6,858	5,642	4,265	9,688
Jumlah (unit)	2	2	2	2	2	2
	Spesifikasi					
Head (m)	4,488	3,527	5,229	3,634	2,776	2,532
NPS (in)	1	1	1	1	1	1,5
Sch.no	80	40	80	80	40	80
ID (in)	0,957	1,049	0,957	0,957	1,049	1,5
OD (in)	1,32	1,32	1,32	1,32	1,32	1,9
BHP (Hp)	1	1	1	1	1	1
Efisiensi ( $\eta$ )	42%	42%	43%	42%	42%	43%
Daya Motor (Hp)	1/8	1/12	1/12	1/12	1/12	1/8

Tabel 3.12 Pompa

Spesifikasi	Pompa					
Kode	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Memompa <i>Benzen</i> dari tangki penyimpanan (T-03) Menuju reaktor (R-01)	Memompa hasil keluaran reaktor (R-01) menuju reaktor (R-02)	Memompa hasil keluaran reaktor (R-02) menuju reaktor (R-03)	Memompa hasil keluaran reaktor (R-03) menuju Netralizer (N-01)	Memompa Natrium Hidroksida dari tangki penyimpanan (T-04) menuju Netralizer (N-01)	Memompa hasil dari Netralizer (N-01) menuju Dekanter (DC-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>					
Jenis Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>					
Bahan	<i>Comercial Steel</i>					
Kapasitas (gpm)	6,858	15,548	15,526	15,523	5,641	18,993
Jumlah (unit)	2	2	2	2	2	2
	Spesifikasi					
Head (m)	4,811	1,954	1,995	1,861	3,057	2,788
NPS (in)	1	2	2	2	1	2
Sch.no	80	40	40	40	80	40
ID (in)	0,957	2,067	2,067	2,067	0,97	2,067
OD (in)	1,32	2,38	2,38	2,38	1,32	2,38
BHP (Hp)	1	1	1	1	1	1
Efisiensi ( $\eta$ )	43%	43%	43%	43%	42%	50%
Daya Motor (Hp)	1/12	1/8	1/8	1/12	1/12	1/4

Tabel 3.13 Pompa

Spesifikasi	Pompa				
Kode	P-13	P-14	P-15	P-16	P-17
Fungsi	Memompa hasil dari Dekanter (DC-01) menuju Menara Destilasi (MD-01)	Memompa hasil Dekanter (DC-01) menuju <i>Centrifuge</i> (CF-01)	Memompa hasil dari <i>Centrifuge</i> (CF-01) menuju Unit Pengolahan Limbah	Memompa hasil bawah Menara Destilasi (MD-01) menuju Tangki Produk	Memompa hasil bawah Menara Destilasi (MD-01) menuju Unit Pengolahan Limbah
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Jenis Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>				
Bahan	<i>Comercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	7,854	11,607	9,048	9,364	0,032
Jumlah (unit)	2	2	2	2	2
Spesifikasi					
Head (m)	7,872	1,114	6,294	6,425	3,693
NPS (in)	1,5	2	1,5	1,25	0,13
Sch.no	40	40	40	40	40
ID (in)	1,38	1,61	1,38	1,38	0,269
OD (in)	1,66	1,9	1,66	1,66	0,405
BHP (Hp)	1	1	1	1	1
Efisiensi ( $\eta$ )	40%	40%	40%	43%	40%
Daya Motor (Hp)	1/2	1/12	1/4	1/6	1/20

### 3.1.12 Screw Conveyor

**Tabel 3.14** *Screw Conveyor (SC-01)*

Spesifikasi			
Kode	SC -01	SC -02	SC -03
Fungsi	Mengangkut NaOH dari Silo (SL-01) menuju mixer (M-02)	Mengangkut Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> dan NaNO <sub>3</sub> dari Centrifuge (C-01) menuju UPL	Mengangkut Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> dan NaNO <sub>3</sub> dari Rotary dryer (RD-01) menuju Silo (SL-02)
Jenis	Horizontal Screw Conveyor		
Bahan	Carbon Steel		
Kapasitas (ton/jam)	1,470	1,865	1,803
Kondisi operasi	Tekanan (atm)	1	
	Suhu (°C)	30	
Panjang (m)	4,57	4,57	4,57
Diameter Screw (in)	9	9	9
Kecepatan Motor (rpm)	40	40	40
Power Motor (Hp)	0,5	0,5	0,5
Jumlah (unit)	1	1	1



## 3.1.13 Cooler

Tabel 3.15 Cooler

Spesifikasi	Cooler			
Kode	CL-01	CL-02	CL-03	CL-04
Fungsi	Menurunkan temperatur aliran keluar Mixer (M-02) dari 92 °C menjadi 55 °C untuk di umpan ke <i>Netralizer</i>	Menurunkan temperatur aliran keluar <i>Netralizer</i> (N-01) dari 55 °C menjadi 30 °C untuk di umpan ke <i>Centrifuge</i>	Menurunkan temperatur aliran keluar Menara Dstilasi (MD-01) dari 210,366 °C menjadi 30 °C untuk disimpan ke tanki pentimpanan (T-05)	Menurunkan temperatur aliran keluar Menara Dstilasi (MD-01) dari 143,054 °C menjadi 30 °C untuk di alirkan ke UPL
Jenis	<i>Shell and tube</i>		<i>Double Pipe</i>	
Bahan	<i>Stainless steel S-167 type 316</i>			
Jumlah (Unit)	1	1	1	1
Jumlah harpin	-	-	7	1
A (ft <sup>2</sup> )	263,827	310,558	125,761	3,465
Spesifikasi Shell			Spesifikasi Outer	
IPS	-	-	4	2
B (in)	2,65	2,65	-	-
ID (in)	13.25	13.25	4,026	2,067
OD (in)	-	-	4,5	2,38
Spesifikasi Tube			Spesifikasi Inner	
Nt	112	88	-	-
L (in)	12	18	16	12
ID (in)	-		3,068	1,38
OD (in)	3/4	3/4	3.5	1,66
BWG	18	18	-	-
IPS	-	-	3	1,25
Spesifikasi				
Ud (btu/jam ft <sup>2</sup> . °F)	49,935	100,199	47,659	2,3211
UC (btu/jam ft <sup>2</sup> . °F)	268,811	364,817	74,195	9,525
Rd	0,020	0,007	0,0075	0,325
Rd min	0,003	0,003	0,003	0,003

### 3.1.14 Condensor

**Tabel 3.16** Condensor

Spesifikasi		
Kode	CD-01	
Fungsi	Mengembunkan hasil atas MD-01 sebanyak 501 kg/jam dengan air pendingin dari 35°C sampai 45°C.	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>	
Jumlah (unit)	1	
Jumlah Hairpin	8	
Dimensi Heater		
<i>Annulus</i>	IPS (in)	2
	OD (in)	2,38
	ID (in)	2,067
	Surface area (ft <sup>2</sup> /ft)	0,622
	ΔP (psi)	0,00006
<i>Inner</i>	IPS (in)	1 ¼
	OD (in)	1,66
	ID (in)	1,38
	Surface area (ft <sup>2</sup> /ft)	0,435
	ΔP (psi)	0,002
A (ft <sup>2</sup> )	9,33	
Ud (btu/jam ft <sup>2</sup> . °F)	13,118	
UC (btu/jam ft <sup>2</sup> . °F)	390,834	
Rd	0,073	
Rd min	0,001	

### 3.1.15 Accumulator

**Tabel 3.17** Accumulator

Spesifikasi	
Kode	ACC-01
Fungsi	Tempat menampung sementara kondensat yang berasal dari kondensor (CD-01)
Jenis	Silinder horizontal dengan penutup ellipsoidal
Bahan	<i>Staninless Steel</i>
Jumlah (unit)	1
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	0,00109
Diameter (m)	0,060
Panjang (m)	0,572
Tebal Shell (in)	0,187
Tebal Head (in)	3/16

### 3.1.16 Reboiler

**Tabel 3.18** Reboiler

Spesifikasi	
Kode	RB-01
Fungsi	Menguapkan sebagian kecil hasil bawah MD-01 pada suhu 206,6 °C dengan pemanas <i>steam</i> jenuh pada suhu 210 °C
Jenis	<i>Shell and tube Kettle Reboiler</i>
Bahan	<i>Staninless Steel SA-167 type 316</i>
Jumlah (unit)	1
Kapasitas (kg/jam)	17,179
Jumlah Tube	1074
L (ft)	20
Pitch	1 <i>triangular</i>
OD (in)	0,75
BWG	14
ID shell (in)	37
Passes (in)	6
A (ft <sup>2</sup> )	5756,640
Ud (btu/jam ft <sup>2</sup> . °F)	0,194
UC (btu/jam ft <sup>2</sup> . °F)	230,769
Rd	5,144
Rd min	0,003

## 3.1.17 Heater

Tabel 3. 19 Heater

Spesifikasi					
Kode	HE-01		HE-02		HE-03
Fungsi	Menaikkan temperatur umpan asam campuran dari 30 °C menjadi 50 °C dari mixer (M-01) menuju reaktor (R-01)		Menaikkan temperatur Benzen dari 30 °C menjadi 50 °C dari Tangki Penyimpanan (T-03) menuju reaktor (R-01)		Menaikkan temperatur hasil reaktor dari 50 °C menjadi 55 °C dari Reaktor (R-01) menuju Netralizer (N-01)
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>				
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>				
Jumlah (unit)	1		1		1
Medium Pemanas	<i>Saturated Steam</i> 210 °C		<i>Saturated Steam</i> 210 °C		<i>Saturated Steam</i> 210 °C
Laju Steam (kg/jam)	62,039		21,385		21,584
Jumlah Hairpin	2		1		1
Dimensi Heater					
<i>Annulus</i>	IPS (in)	2	2	2	
	OD (in)	2,38	2,38	2,38	
	ID (in)	2,067	2,067	2,067	
	<i>Surface area</i> (ft <sup>2</sup> /ft)	0,622	0,622	0,622	
	$\Delta P$ (psi)	0,001	0,0002	0,0002	
<i>Inner</i>	IPS (in)	1 ¼	1 ¼	1 ¼	
	OD (in)	1,66	1,66	1,66	
	ID (in)	1,38	1,38	1,38	
	<i>Surface area</i> (ft <sup>2</sup> /ft)	0,435	0,435	0,435	
	$\Delta P$ (psi)	0,157	0,027	0,272	
A (ft <sup>2</sup> )	7,933		1,367		1,492
Ud (btu/jam ft <sup>2</sup> . °F)	25,187		17,364		18.958
UC (btu/jam ft <sup>2</sup> . °F)	133,246		88.438		102,788
Rd	0,032		0,046		0,043
Rd min	0,001		0,001		0,001

**Tabel 3.20 Heater**

Spesifikasi			
Kode	HE-04	HE-05	
Fungsi	Menaikkan temperatur udara yang masuk ke rotary dryer dari suhu 86 °F menjadi 266 °F	Menaikkan temperatur Benzen dari 30 °C menjadi 207,68 °C dari Dekanter (DC-01) menuju Menara Detilasi (MD-01)	
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>		
Bahan	<i>Stainless Steel SA-167 type 316</i>		
Jumlah (unit)	1	1	
Medium Pemanas	<i>Saturated Steam 210 °C</i>	<i>Saturated Steam 210 °C</i>	
Laju Steam (kg/jam)	32,645	279,559	
Jumlah Hairpin	3	13	
Dimensi Heater			
Annulus	IPS (in)	2	2
	OD (in)	2,38	2,38
	ID (in)	2,067	2,067
	Surface area (ft <sup>2</sup> /ft)	0,622	0,622
	ΔP (psi)	0,040	0,013
Inner	IPS (in)	1 ¼	1 ¼
	OD (in)	1,66	1,66
	ID (in)	1,38	1,38
	Surface area (ft <sup>2</sup> /ft)	0,435	0,435
	ΔP (psi)	0,007	0,050
A (ft <sup>2</sup> )	18,205	100,723	
Ud (btu/jam ft <sup>2</sup> . °F)	12,195	68,519	
UC (btu/jam ft <sup>2</sup> . °F)	96,805	80,961	
Rd	0,071	0,002	
Rd min	0,001	0,001	

## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 2.1 Lokasi Pabrik

Dalam melakukan pemilihan lokasi pabrik dibutuhkan pertimbangan yang matang baik dari segi ekonomi maupun teknis, hal ini akan sangat berpengaruh dalam keberlangsungan pembangunan dan beroperasinya pabrik dalam waktu yang lama. Pabrik nitrobenzen dengan kapasitas 14.000 ton/tahun di rencanakan akan di dirikan di daerah Cikampek, Jawa Barat.



**Gambar 4 1** Lokasi Kecamatan Cikampek Kabupaten Karawang Jawa Barat

Adapun pemilihan lokasi ini dipertimbangkan melalui beberapa faktor seperti:

##### 1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku pembuatan nitrobenzen berasal dari benzena dan asam campuran yang terdiri dari asam nitrat dan asam sulfat, serta bahan pendukung natrium oksida. Bahan-bahan tersebut diperoleh dari berbagai pabrik yang letaknya tidak begitu jauh dari lokasi pabrik. Dimana benzena diperoleh dari Pertamina UP IV Cilacap, asam nitrat diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kimia di Cikampek, untuk asam sulfat diperoleh dari PT. *Indonesian Acid Industry* di Jakarta dan bahan pendukung natrium oksida diperoleh dari PT. Asahimas Chemical di Cilegon.

## 2. Transportasi

Dalam hal transportasi, Cikampek juga didorong oleh pemerintah sejak beberapa tahun terakhir sebagai kawasan industri baru yang akan terkoneksi dengan berbagai macam moda transportasi mulai dari akses jalan raya, jalan tol, jalur kereta api Jakarta-Bandung, Bandara Internasional Kertajati, dan akses pelabuhan Patimban. Memiliki berbagai macam moda transportasi akan memudahkan proses pengiriman dan menghemat biaya pengiriman barang.

## 3. Letak Pasar

Kebutuhan nitrobenzen yang ada di Indonesia terus mengalami kenaikan akan tetapi tidak sebanyak pasar yang ada di luar negeri, kebutuhan yang ada di Indonesia terpenuhi sekitar 10% dari produksi sehingga sisanya akan di ekspor keluar negeri. Dengan akses transportasi yang lengkap tidak akan sulit untuk menjangkau pasar dari pabrik.

## 4. Tenaga Kerja

Penyediaan tenaga kerja ahli untuk pengoperasian alat-alat industri harus dipertimbangkan. Untuk tenaga kerja ahli dipenuhi dari alumni perguruan tinggi, sedangkan untuk tenaga kerja non ahli dapat diambil dari daerah sekitar pabrik untuk mengurangi pengangguran dan beberapa pekerja asing yang sudah berpengalaman.

## 5. Utilitas

Fasilitas utilitas yang meliputi penyediaan air, bahan bakar, dan listrik. Kebutuhan listrik dapat memanfaatkan listrik PLN yang sudah ada di kawasan Industri ini. Begitu juga dengan air yang telah tersedia di kawasan industri ini.

## 6. Perizinan

Daerah yang dipilih merupakan kawasan pembangunan khusus pabrik sehingga untuk pembangunan dan perluasan pabrik dapat lebih mudah.

## 4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat kerja peralatan, dan tempat penyimpanan bahan yang ditinjau dari segi hubungan antara satu dengan yang lainnya. Selain peralatan yang tercantum dalam *flow sheet* proses, beberapa bangunan fisik lainnya seperti kantor, gudang, laboratorium, bengkel, dan lain sebagainya harus terletak pada bagian yang seefisien mungkin, terutama ditinjau dari segi lalu lintas barang, control, keamanan, dan ekonomi. Selain itu yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat-alat produksi sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan keamanan dan kenyamanan. Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

- A. Daerah administrasi / perkantoran dan fasilitas pendukung. Areal ini terdiri dari:
  - 1. Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
  - 2. Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, mess, kantin, dan masjid.
- B. Daerah proses, utilitas, ruang kontrol, ruang control utilitas, laboratorium, power station, dan perluasan.

Merupakan lokasi alat-alat proses dan utilitas diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses. Laboratorium sebagai pusat control bahan baku dan produk.

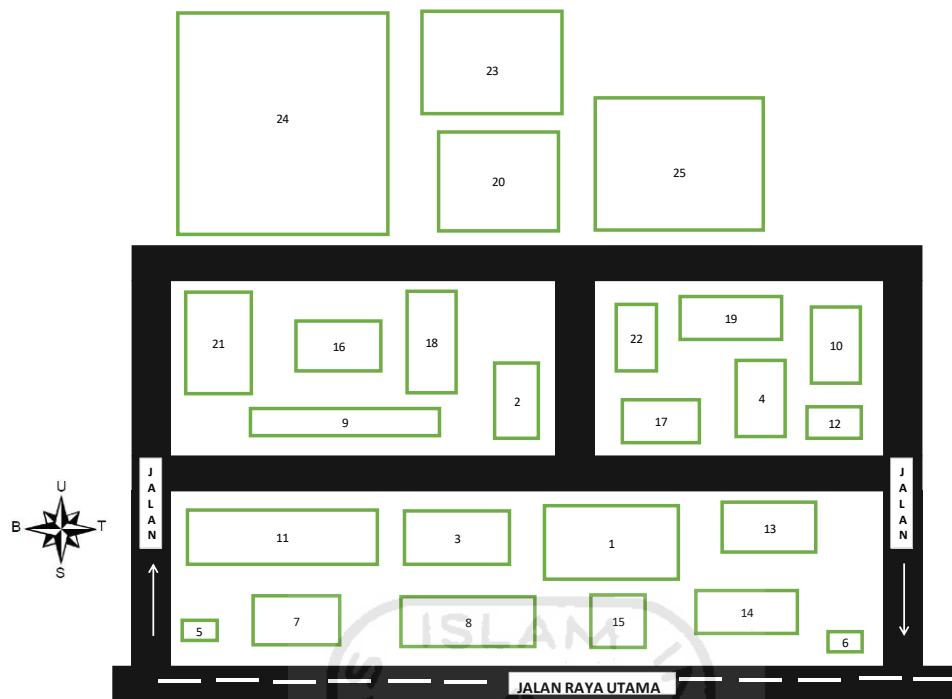
- C. Daerah fasilitas pendukung proses yang meliputi Gudang, Bengkel, Kantor produksi, dan Unit pemadam kebakaran.

Area ini disediakan guna menunjang jalannya proses produksi dan mencegah apabila terjadi kebakaran.



**Tabel 4.1** Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Kantor Utama	902
2	Kantor Keamanan	308
3	Tempat Parkir 1 (direktur, kabag, tamu)	510
4	Laboratorium	345
5	Pos Keamanan 1	54
6	Pos Keamanan 2	54
7	Gedung Serbaguna	405
8	Taman 1	675
9	Taman 2	360
10	Quality Control	345
11	Tempat Parkir 2 (karyawan)	944
12	Perpustakaan	144
13	Kantin & koperasi	435
14	Poliklinik	403
15	Tempat Ibadah	224
16	Bengkel	390
17	Kantor Produksi	312
18	Gudang	450
19	Kantor K3	403
20	Utilitas	1080
21	Pemadam Kebakaran	600
22	Ruang Kontrol	260
23	Area Tangki (bahan baku + produk)	1290
24	Area Proses	4225
25	Daerah perluasan	4900
26	Jalan	4800
Luas Total Bangunan		14.083
Luas Total Tanah		24.818



Skala 1 :1000

**Gambar 4.2** Layout Pabrik Nitrobenzen

Keterangan :

- |   |                                      |
|---|--------------------------------------|
| 1 Kantor Utama                            | 14 Poliklinik                        |
| 2 Kantor Keamanan                         | 15 Tempat Ibadah                     |
| 3 Tempat Parkir 1 (direktur, kabag, tamu) | 16 Bengkel                           |
| 4 Laboratorium                            | 17 Kantor Produksi                   |
| 5 Pos Keamanan 1                          | 18 Gudang                            |
| 6 Pos Keamanan 2                          | 19 Kantor K3                         |
| 7 Gedung Serbaguna                        | 20 Utilitas                          |
| 8 Taman 1                                 | 21 Pemadam Kebakaran                 |
| 9 Taman 2                                 | 22 Ruang Kontrol                     |
| 10 Quality Control                        | 23 Area Tangki (bahan baku + produk) |
| 11 Tempat Parkir 2 (karyawan)             | 24 Area Proses                       |
| 12 Perpustakaan                           | 25 Daerah perluasan                  |
| 13 Kantin & koperasi                      |                                      |

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

A. Aliran Bahan Baku dan Produk

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

B. Aliran Udara

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

C. Pencahayaan

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

D. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

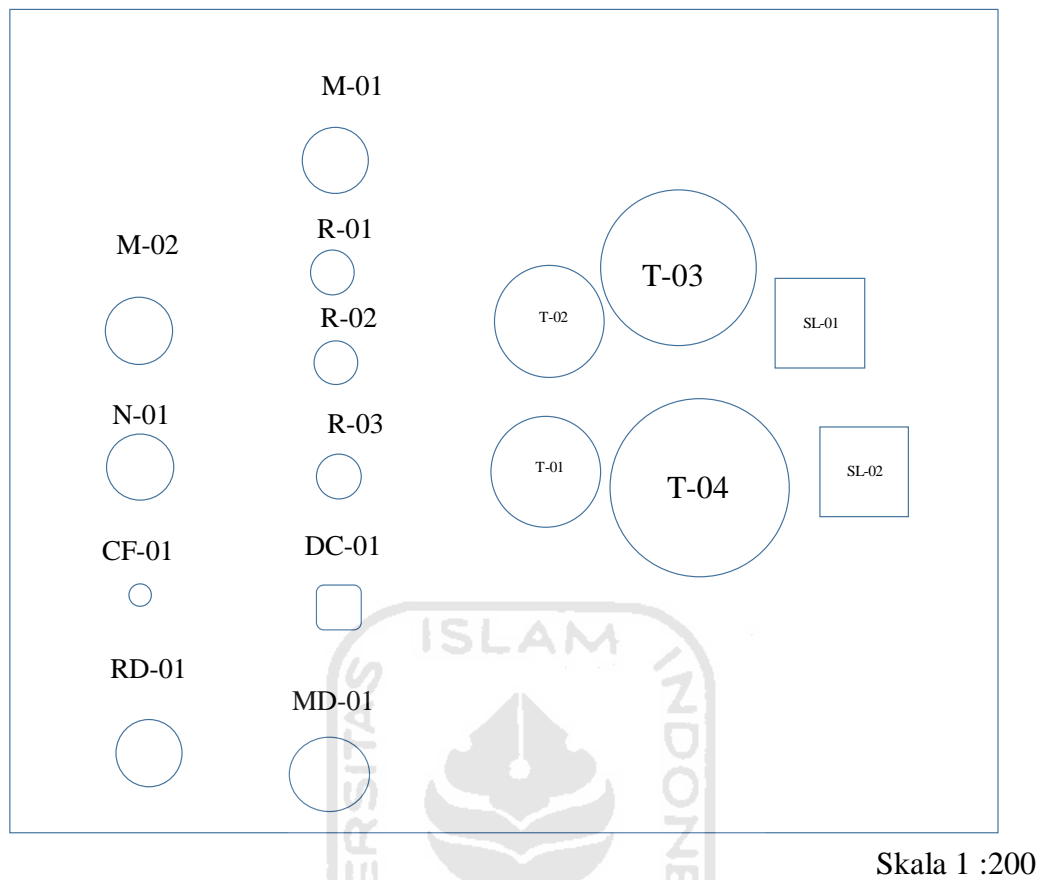
Dalam perancangan layout peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

E. Pertimbangan Ekonomi

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

F. Jarak Antar Alat Proses

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



**Gambar 4.3** Layout Alat Proses Pabrik Nitrobenzen

T-01	Tangki bahan baku Asam Nitrat	DC-01	Dekanter 1
T-02	Tangki bahan baku Asam Sulfat	R-01	Reaktor 1
T-03	Tangki bahan baku Benzen	R-02	Reaktor 2
SL-01	Tangki bahan baku Natrium Hidroksida	R-03	Reaktor 3
T-05	Tangki Produk Nitrobenzen	N-01	Netralizer
SL-02	Tangki Produk Samping	CF-01	Centrifuge
M-01	Mixer	MD-01	Menara distilasi
M-02	Mixer	RD-01	Rotary Dryer

### 4.3 Alir Proses dan Meterial

#### 4.3.1 Neraca Massa

##### 4.3.1.1 Neraca Massa Total

**Tabel 4.2** Neraca Massa Total

Komponen	Arus (kg/jam)									
	1	2	4	8	9	14	16	17	19	18
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>			1126,03						0,676	3,82
HNO <sub>3</sub>	954,96									
NaOH				1200,52						
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		1432,44								
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>									1767,67	0,88
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>			0,225						0,045	0,18
H <sub>2</sub> O	477,40	29,23	0,563	24,50	490,0089	1764,45	4,33			
NaNO <sub>3</sub>						60,43	5,83	51,98		
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>						583,23	1492,34			
Total	1432,36	1461,67	1126,81	1225,02	490,009	2408,12	1502,50	51,98	1768,39	4,89
total	5735,8945					5735,8945				

##### 4.3.1.2 Neraca Massa per Alat

###### 1. Mixer (M-01)

**Tabel 4.3** Mixer (M-01)

Komponen	input						Output		
	Arus 1			Arus 2			Arus 3		
	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa
HNO <sub>3</sub>	954,960	15,158	0,6	-	-	-	954,960	15,158	0,329
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	1432,440	14,617	0,98	1432,440	14,617	0,494
H <sub>2</sub> O	477,409	26,523	0,4	29,233	1,624	0,02	506,642	28,147	0,175
Total	1432,369	41,681	1	1461,674	16,241	1	2894,043	57,922	1
Total arus	2894,043						2894,043		

## 2. Reaktor-01

**Tabel 4.4** Reaktor-01 (R-01)

Komponen	Input						Output		
	Arus 3			Arus 4			Arus 5		
	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa
HNO <sub>3</sub>	954,960	15,158	0,329	-	-		190,120	3,018	0,047
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1432,440	14,617	0,494	-	-		1432,440	14,617	0,356
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	-	-	-	1126,030	14,436	0,9993	179,085	2,296	0,044
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-		1493,259	12,141	0,371
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	-	-	-	0,225	0,002	0,0002	0,225	0,002	0,00005
H <sub>2</sub> O	506,642	28,147	0,175	0,563	0,031	0,0005	725,731	40,320	0,180
total	2894,043	57,923	1	1126,819	14,470	1	4020,863	72,393	1
Total Arus	4020,863						4020,863		

## 3. Reaktor-02

**Tabel 4.5** Reaktor-02 (R-02)

Komponen	Input			Output		
	Arus 5			Arus 6		
	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa
HNO <sub>3</sub>	190,120	3,018	0,047	68,414	1,086	0,017
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1432,440	14,617	0,356	1432,469	14,617	0,356
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	179,085	2,296	0,044	28,401	0,364	0,007
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	1493,259	12,141	0,371	1730,912	14,072	0,430
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,002	0,00005	0,225	0,002	0,00005
H <sub>2</sub> O	725,731	40,320	0,180	760,520	42,251	0,190
total	4020,863	72,393	1	4020,943	72,3943	1
Total Arus	4020,863			4020,863		

#### 4. Reaktor-03

**Tabel 4.6** Reaktor-03 (R-03)

Komponen	Input			Output		
	Arus 6			Arus 7		
	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa
HNO <sub>3</sub>	68,414	1,086	0,017	49,113	0,780	0,0122
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1432,469	14,617	0,356	1432,469	14,617	0,356
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	28,401	0,364	0,007	4,504	0,058	0,0011
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	1730,912	14,073	0,430	1768,596	14,379	0,440
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,002	0,00005	0,225	0,002	0,00005
H <sub>2</sub> O	760,520	42,251	0,190	766,034	42,557	0,190
total	4020,943	72,393	1	4020,943	72,393	1
Total Arus	4020,863			4020,863		

## 5. Mixer-02

Tabel 4.7 Mixer-02

Komponen	input						Output		
	Arus 8			Arus 9			Arus 10		
	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa
NaOH (s)	1200,521	30,013	0,980				1200,521	30,013	0,7
Utilitas (H <sub>2</sub> O)				490,008	27,222	1			
H <sub>2</sub> O	24,500	1,361	0,020			0	514,509	1,361	0,3
Total	1225,022	31,374	1	490,008	27,222	1	1715,031	31,374	1
Total arus	1715,031						1715,031		



## 6. Netralizer (N-01)

Tabel 4.8 Netralizer (N-01)

Komponen	Input						Output		
	Arus 7			Arus 10			Arus 11		
	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa
HNO <sub>3</sub>	49,113	0,780	0,0122	-	-	-	-	-	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1432,469	14,617	0,356	-	-	-	-	-	-
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4,504	0,058	0,0011	-	-	-	4,504	0,057	0,0007
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	1768,596	14,379	0,440	-	-	-	1768,561	14,378	0,271
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,002	0,00005	-	-	-	0,225	0,002	0,00003
NaOH	-	-	-	1200,521	30,013	0,7	-	-	-
NaNO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	66,262	0,779	0,010
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	-	-	-	2075,577	14,617	0,318
H <sub>2</sub> O	766,034	42,557	0,190	514,5094	28,583	0,3	1820,763	101,153	0,317
Total	4020,943	72,393	1	1715,031	58,596	1	5735,894	130,988	1
Total Arus	5735,894						5735,894		

## 7. Dekanter (DC-01)

Tabel 4.9 Dekanter (DC-01)

Komponen	Input			Output (atas)			Output (bawah)		
	Arus 11			Arus 12			Arus 13		
	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa
NaNO <sub>3</sub>	66,262	0,779	0,010	-	-	-	66,262	0,779	0,013
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2075,577	14,617	0,318	-	-	-	2075,577	14,616	0,437
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4,504	0,057	0,0007	4,504	0,057	0,0025	-	-	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	1768,561	14,378	0,271	1768,561	14,378	0,997	-	-	-
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,002	0,00003	0,225	0,0024	0,00012	-	-	-
H <sub>2</sub> O	1820,7637	101,153	0,317				1820,763	101,153	0,459
Total	5735,894	130,988	1	1773,290	14,438	1	3962,603	116,549	1
Total Arus	5735,894			5735,894					

### 8. Centrifuge (C-01)

**Tabel 4.10 Centrifuge (C-01)**

Komponen	Input			Output (atas)			Output (bawah)		
	Arus 13			Arus 14			Arus 15		
	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa
NaNO <sub>3</sub>	66,262	0,779	0,013	60,431	0,710	0,018	5,831	0,068	0,0038
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2075,577	14,616	0,437	583,237	4,107	0,179	1492,340	10,509	0,996
H <sub>2</sub> O	1820,763	101,153	0,459	1764,451	98,025	0,732	56,312	3,128	0,036
Total	3962,603	116,549	1	2408,120	102,843	1	1554,483	13,706	1
Total Arus	3962,603			3962,603					

### 9. Rotary Dryer

**Tabel 4.11 Rotary Dryer (RD-01)**

Komponen	Input			Output (atas)			Output (bawah)		
	Arus 15			Arus 16			Arus 17		
	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa
NaNO <sub>3</sub>	5,831	0,068	0,003	5,831	0,068	0,003			
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1492,340	10,509	0,960	1492,340	10,509	0,996			
H <sub>2</sub> O	56,312	3,128	0,036				56,312	3,4673	1
Total	1554,483	13,706	1	1498,171	10,578	1	56,312	3,4673	1
Total Arus	1554,483			1554,483					

## 10. Menara Destilasi (MD-01)

**Tabel 4.12** Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)			Output (atas) (kJ/jam)			Output (bawah) (kJ/jam)		
	Arus 10			Arus 14			Arus 15		
	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa	kg/jam	kmol/jam	fr massa
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4,504	0,057	0,0025	3,828	0,0490	0,7824	0,675	0,008	0,0004
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	1768,561	14,378	0,997	0,884	0,0071	0,1807	1767,676	14,371	0,999
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,0024	0,00012	0,180	0,0019	0,0368	0,0450	0,0004	0,000025
Total	1773,290	14,439	1	4,893	0,0582	1	1768,397	14,380	1
Total Arus	1773,290			1773,290			1773,290		

### 4.3.2 Necara Panas

#### 4.3.2.1 Necara Panas per Alat

##### A. Mixer (M-01)

**Tabel 4.13** Mixer (M-01)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10256,158	-	10256,158
HNO <sub>3</sub>		8397,816	8397,816
H <sub>2</sub> O	613,081	10012,160	10625,241
Total	29279,216		29279,216

**B. Heater dari *Mixer* menuju Reaktor (HE-01)**

**Tabel 4.14** Heater (HE-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 3	Arus 6
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10256,158	51807,470
HNO <sub>3</sub>	8397,816	42250,191
H <sub>2</sub> O	10625,241	53002,026
Steam	117780,472	-
Total	147059,68	147059,68

**C. Heater dari tangki penyimpanan Benzen menuju Reaktor (HE-02)**

**Tabel 4.15** Heater (HE-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 4	Arus 5
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	9982,433	50527,792
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1,933	9,766
H <sub>2</sub> O	11,815	58,940
Steam	40600,315	-
Total	50596,499	50596,499

**D. Reaktor (R-01)****Tabel 4.16** Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 7	Arus 8
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	51807,470	51807,470
HNO <sub>3</sub>	42250,191	8411,252
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	50527,792	8035,742
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0	58258,723
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	9,766	9,766
H <sub>2</sub> O	53060,967	75922,040
Pendingin	107992,21	
Reaksi		103203,401
Total	305648,397	305648,397

**E. Reaktor (R-02)****Tabel 4.17** Reaktor (R-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 7	Arus 8
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	51807,434	51807,470
HNO <sub>3</sub>	8411,299	3026,756
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	8035,852	1274,403
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	58258,187	67527,472
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	9,765	9,765
H <sub>2</sub> O	75922,378	79558,092
Pendingin	117599,12	0
Reaksi	0	116837,116
Total	320040,041	320040,041

**F. Reaktor (R-03)****Tabel 4.18** Reaktor (R-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 7	Arus 8
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	51806,434	51806,434
HNO <sub>3</sub>	3026,756	2172,823
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1274,403	202,107
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	67527,472	68997,643
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	9,765	9,765
H <sub>2</sub> O	79558,092	80134,996
Pendingin	58106,15	-
Reaksi	-	57985,3082
Total	261309,079	261309,079

**G. Heater dari Reaktor menuju Netralizer (HE-03)****Tabel 4.19** Heater (HE-03)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 9	Arus 10
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	51806,434	62318,157
HNO <sub>3</sub>	2172,823	2612,598
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	202,107	243,266
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	68997,643	82992,750
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	9,765	11,749
H <sub>2</sub> O	80134,996	96121,165
Steam	40975,916	0
Total	244299,687	244299,687

**H. Mixer (M-02)****Tabel 4.20 Mixer (M-02)**

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 11	Arus 12
NaOH(s)	9.010,707	-
H <sub>2</sub> O	8.298,247	-
Panas Campuran	642.579,358	-
NaOH (l)	-	659.888,311
Total	659.888	659.888

**I. Netralizer (N-01)****Tabel 4.21 Netralizer (N-01)**

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
	Arus 10	Arus 12	Arus 13
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	62318,157	-	-
HNO <sub>3</sub>	2612,598	-	-
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	243,266	-	243,266
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	82992,750	-	82992,750
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	11,749	-	11,749
NaNO <sub>3</sub>	-	-	1992,320
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	99809,660
NaOH	-	78404,534	
H <sub>2</sub> O	96121,165	64561,344	228471,920
Pendingin	230343,800		-
Reaksi	-		204087,698
Total	617609,366		617609,366



**J. Cooler dari Netralizer menuju Dekanter (DC-01)**

**Tabel 4.22 Cooler (CL-02)**

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 13	Arus 14
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	243,266	39,928
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	82992,750	13666,481
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	11,749	1,933
NaNO <sub>3</sub>	1992,320	332,053
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	99809,660	16659,119
H <sub>2</sub> O	228471,920	38184,082
Pendingin		344638,07
Total	413521,668	413521,668

**K. Dekanter (DC-01)**

**Tabel 4.23 Dekanter (DC-01)**

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	39,928	-	39,928
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	13666,481	-	13666,481
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1,933	-	1,933
NaNO <sub>3</sub>	332,053	332,053	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	16659,119	16659,119	-
H <sub>2</sub> O	38184,082	38184,082	-
Total	68883,599	68883,599	

### L. Centrifuge (C-01)

**Tabel 4.24** Centrifuge (C-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Arus 15	Arus 17	Arus 18
H <sub>2</sub> O	38184,082	38184,082	38184,082
NaNO <sub>3</sub>	68883,599	68883,599	68883,599
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	38184,082	38184,082	38184,082
Total	55175,255	55175,255	

### M. Heater dari Dekanter Menuju Menara Destilasi (HE-05)

**Tabel 4.25** Heater (HE-05)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 16	Arus 19
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	39,929	1660,432
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	13666,481	542711,349
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	1,933	79,460
Steam	530742,90	
Total	544451,2434	544451,2434

### N. Menara Distilasi (MD-01)

**Tabel 4.26** Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)		
	Qreboiler	Arus 16	Qkondensor	Arus 20	Arus 21
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	-	1660,432	-	862,054	253,413
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	-	542711,35	-	169,950	551175,022
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	-	79,460	-	39,013	16,164
Reboiler	32670,744				
Kondensor			24606,365		
Total	32670,744	544451,243	24606,365	1071,018	551444,600
Total	577121,953		577121,953		

### O. Cooler dari Menara Distilasi bottom menuju tangki penyimpanan produk (T-04)

**Tabel 4.27** Cooler (CL-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 12	Arus 13
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	253,413	5,989
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	551175,022	13659,648
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	16,164	0,386
Pendingin		537778,58
Total	551444,600	551444,600

**P. Cooler dari Menara Distilasi distilat menuju UPL**

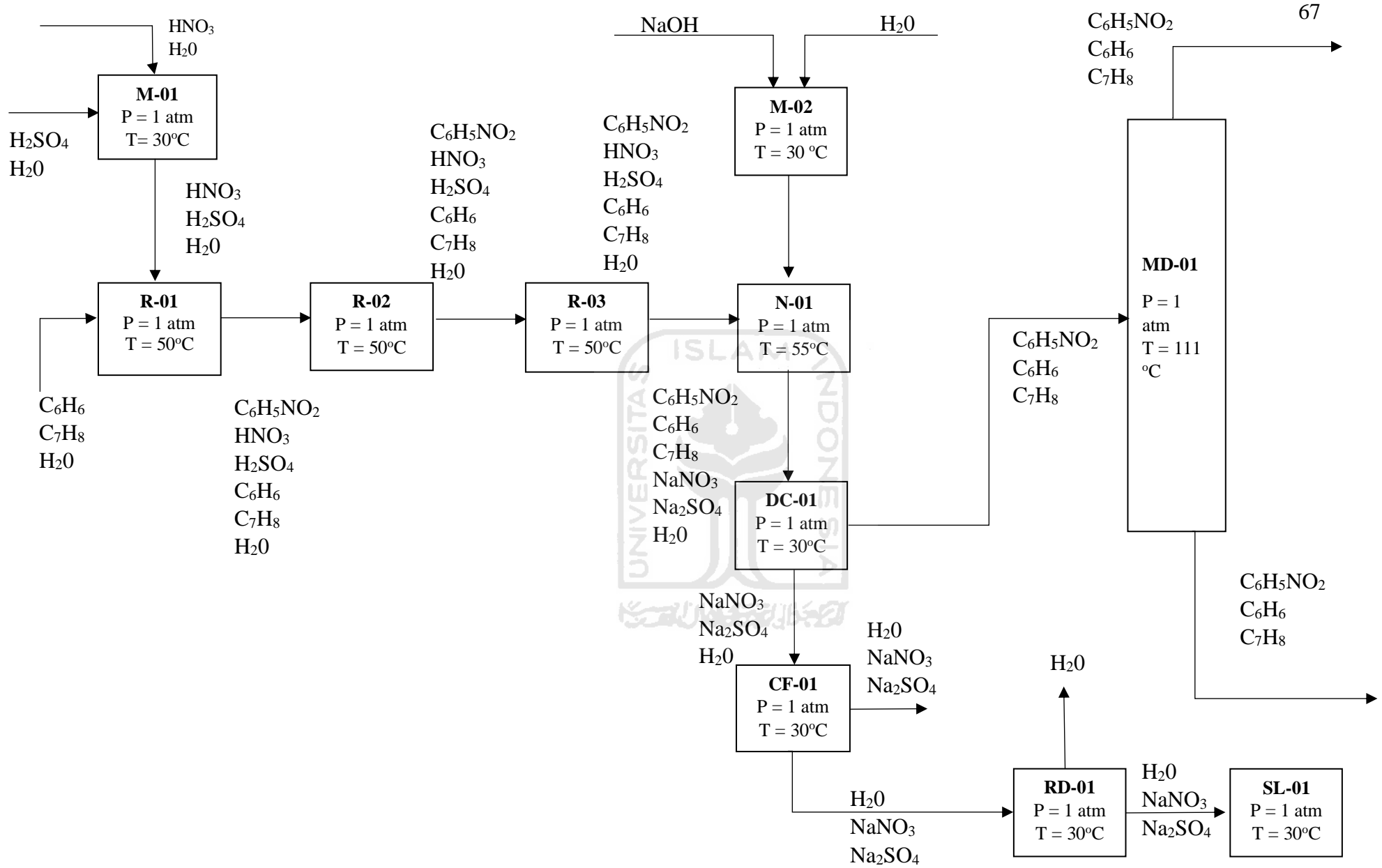
**Tabel 4.28 Cooler (CL-03)**

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	Arus 12	Arus 13
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	862,0715	33,9409
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	169,9539	6,8333
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	39,0141	1,5469
Pendingin		1028,72
Total	1071,0396	1071,0396

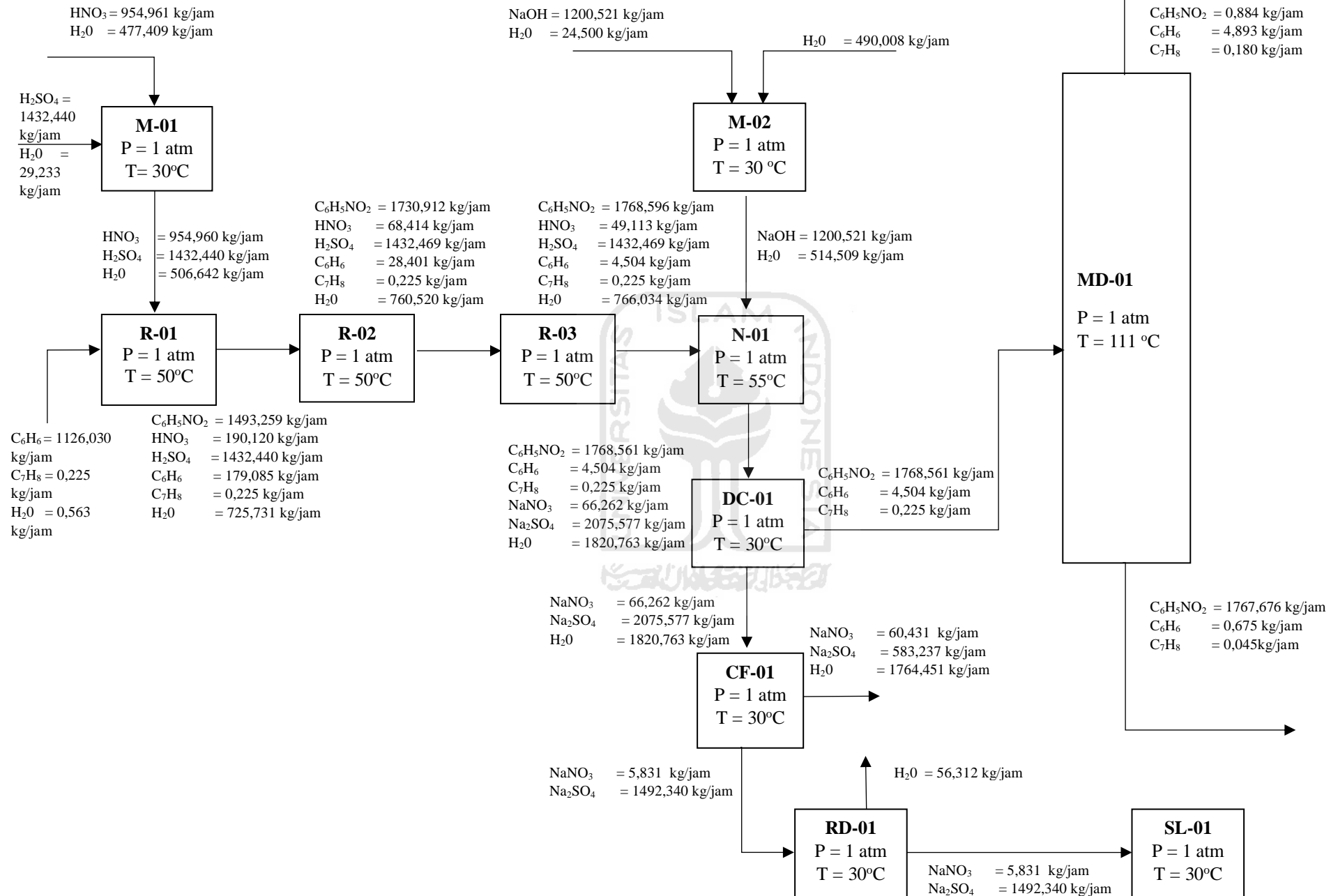
**Q. Rotary Dryer**

**Tabel 4.29 Rotary Dryer (RD-01)**

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
NaNO <sub>3</sub>	29,220		40,908
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	11977,906		16767,145
H <sub>2</sub> O	1180,951	1525,726	127,143
Pemanas	16022,18	16808,0542	
Total	29210,26	29210,26	



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif Pabrik Nitrobenzen



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Nitrobenzen

#### 4.4 Pelayanan Teknik (Utilitas)

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

Unit utilitas adalah unit penunjang bagi unit-unit yang lain dalam suatu pabrik dari tahap awal sampai produk akhir. Unit utilitas meliputi:

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

##### 4.4.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)

1. Unit Penyediaan Air

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

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relative tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relative lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahan relative murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya lebih besar.

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

a. Air Pendingin

Air digunakan sebagai pendingin dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relative tinggi persatuan volume.
- Mudah pengolahan dan pengaturannya.
- Tidak terdekomposisi.

b. Air Sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk keperluan sanitasi diantaranya untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, dan masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu yaitu:

- Syarat Fisika, meliputi:
  - Suhu : Di bawah suhu udara
  - Warna : Jernih
  - Rasa : Tidak berasa
  - Bau : Tidak berbau
- Syarat Kimia, meliputi:
  - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air
  - Tidak beracun
- Syarat Bakteriologis, yaitu tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri pathogen.

c. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.
  - Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>,



H<sub>2</sub>S, dan NH<sub>3</sub>. O<sub>2</sub> masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

- Zat-zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

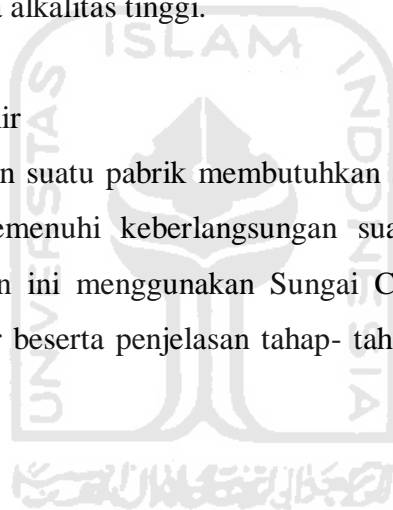
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika. Adanya kerak akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.

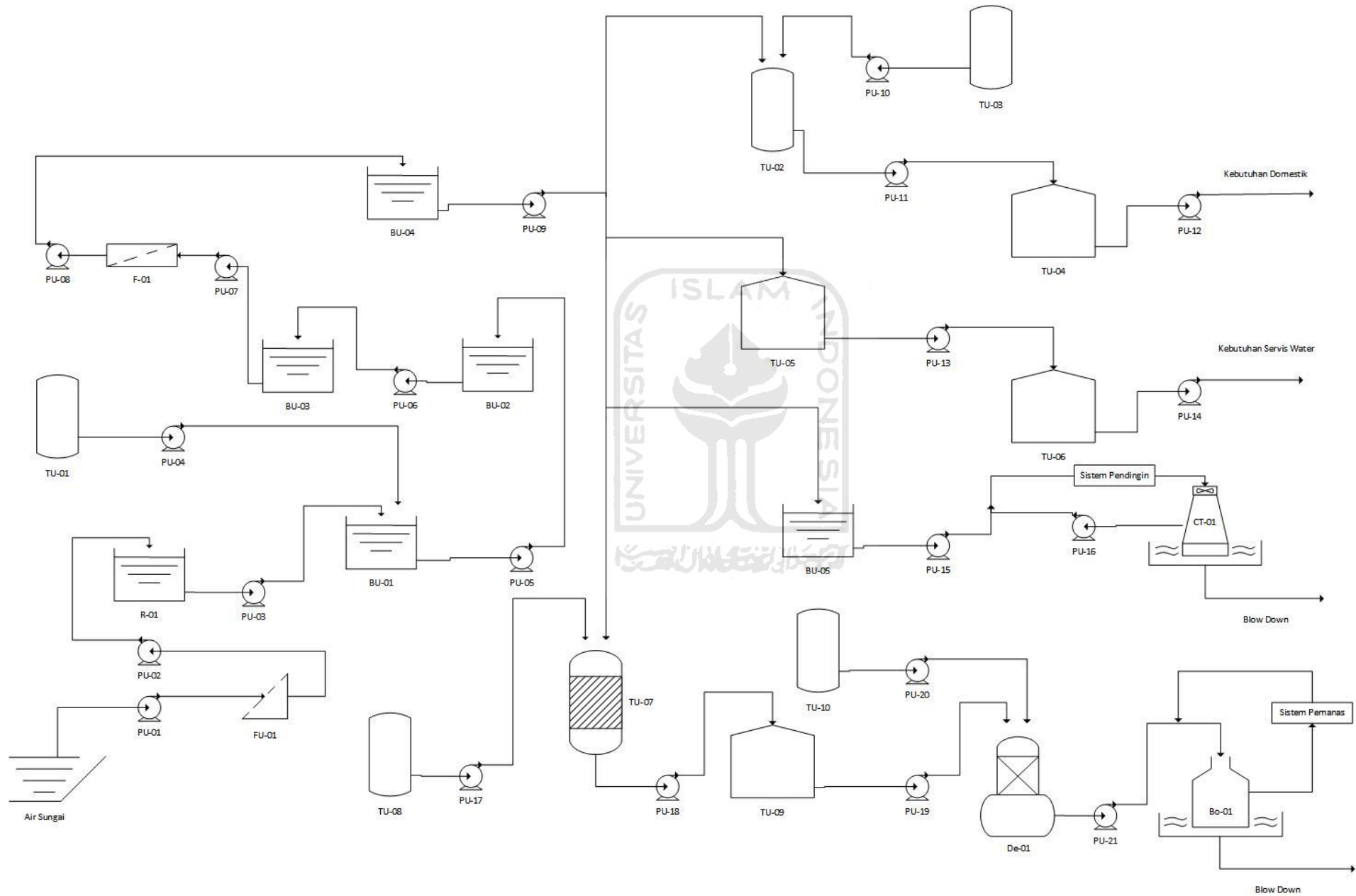
- Zat-zat yang dapat menyebabkan *foaming*.

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

## 2. Unit Pengolahan Air

Perancangan suatu pabrik membutuhkan sumber air terdekat yang nantinya akan memenuhi keberlangsungan suatu proses. Perancangan pabrik Nitrobenzen ini menggunakan Sungai Citarum. Berikut diagram alir pengolahan air beserta penjelasan tahap- tahap proses pengolahan air yang dilakukan.





**Gambar 4 6** Unit Utilitas

## Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : *Screening*
3. R-01 : Bak Sedimentasi
4. BU-01 : Bak Penggumpalan (Koagulasi dan Flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendapan
7. BU-03 : Bak Pengendapan
8. F-01 : *Sand Filter*
9. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih
10. TU-2 : Tangki Klorinasi
11. TU-03 : Tangki Kaporit
12. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
13. TU-05 : Tangki *Servis Water*
14. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
15. BU-05 : Bak Cooling Water
16. CT-01 : *Cooling Tower*
17. TU-07 : Tangki *Mixed Bed*
18. TU-08 : Tangki NaCl
19. TU-09 : Tangki Air Demin
20. TU-10 : Tangki  $N_2H_4$
21. De-01 : Daerator
22. BO-01 : Boiler

#### A. Penghisapan

Air yang diambil dari sungai perlu adanya pemompaan yang selanjutnya air tersebut dialirkan menuju alat penyaringan (screen) untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar. Setelah tahap *screening* air akan ditampung di dalam *reservoir*.

#### B. Penyaringan (Screening)

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

#### C. Penampungan (Reservoir)

Lumpur dan kotoran yang terbawa dari air sungai diendapkan dengan proses sedimentasi yang terjadi karena gravitasi.

#### D. Koagulasi dan Flokulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan partikel koloid akibat penambahan bahan koagulan atau zat kimia sehingga partikel-partikel tersebut bersifat netral dan membentuk endapan karena gravitasi. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ( $Al_2(SO_4)_3$ ), yang merupakan garam yang berasal dari asam kuat dan basa lemah, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur karena kapur berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan proses flokulasi bertujuan untuk menggumpalkan partikel-partikel tersebut menjadi flok dengan ukuran yang memungkinkan untuk dipisahkan dengan sedimentasi dan filtrasi.

#### E. Bak Pengendap

Bak pengendap ini bertujuan untuk tempat pengendapan flok yang terbentuk dari proses koagulasi-flokulasi. Bentuk-bentukan flok tadi akan mengendap yang selanjutnya dapat dibuang (blow down).

#### F. Penyaringan (Sand Filter)

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

#### G. Bak Penampung Air Bersih (Filter Water Storage)

*Filtered water* yang sudah melalui tahap filtrasi bisa disebut sebagai air bersih dan ditampung dalam bak penampung air bersih. Produksi *filtered water* yang ada di storage selanjutnya didistribusikan sebagai:

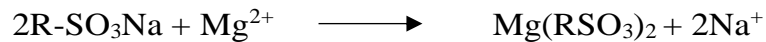
- Air layanan umum (service water)
- *Domestic water*
- *Make up Cooling Tower*
- Bahan baku *Demin Plant*

#### H. Demineralisasi

Proses demineralisasi ini bertujuan untuk menyiapkan air murni bebas mineral-mineral terlarut seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$ , sehingga didapatkan air bermutu tinggi dan memenuhi persyaratan sebagai air umpan *Boiler*. Peralatan-peralatan yang digunakan untuk pembuatan *Demin Water* ini adalah:

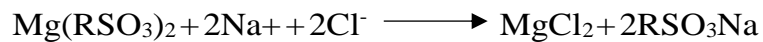
- *Cation Exchanger*

Dari bak penampung air bersih, air kemudian mengalir ke unit *Cation Exchanger* untuk ditukar ion-ion positifnya (  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{+}$ ,  $\text{K}^{+}$ ,  $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{Mn}^{2+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$  ) terutama  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ , dengan ion-ion  $\text{H}^{+}$  atau  $\text{Na}^{+}$  oleh resin. Karena  $\text{Ca}^{2+}$  dan  $\text{Mg}^{2+}$  penyebab terjadinya kerak-kerak pada *Boiler* yang selanjutnya akan mengganggu operasi. Reaksi penukaran kation yaitu:



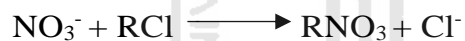
Ion  $Mg^{2+}$  dapat menggantikan ion  $Na^+$  yang ada dalam resin karena selektivitas  $Mg^{2+}$  lebih besar dari selektivitas  $Na^+$ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut:  
 $Ba^{+2} > Pb^{+2} > Sr^{+2} > Ca^{+2} > Ni^{+2} > Cu^{+2} > Co^{+2} > Zn^{+2} > Mg^{+2} > Ag^+ > Cr^+ > K^+ > N^{2+} > H^+$

Saat resin kation telah jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi regenerasinya:



- *Anion Exchanger*

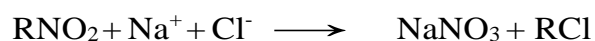
Air yang sudah bebas ion – ion positifnya selanjutnya dialirkan ke unit *Anion Exchanger* untuk diserap / ditukar ion negatif ( $HCO_3^-$ ,  $SO_4$ ,  $Cl^-$ ,  $NO_3$ ,  $SiO_2$ ) dengan resin yang memiliki sifat basa, yang memiliki formula RCl. Reaksi pertukarannya yaitu:



Ion  $NO_3^-$  dapat menggantikan ion  $Cl^-$  yang ada dalam resin karena selektivitas  $NO_3^-$  lebih besar dari selektivitas  $OH^-$ . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan peregenerasi yang digunakan adalah NaCl. Reaksi Regenerasi :



- *Mixed Bed*

Unit *Mixed Bed* adalah tempat pembersihan air yang terakhir yang akan dipakai untuk mengisi *Boiler* bertekanan tinggi dimana resin anion dan resin kation digabungkan dalam satu *vessel*. Kation akan terambil oleh resin kation dan anion terambil oleh resin anion. Apabila *mixed bed* sudah jenuh, maka dilakukan regenerasi, sehingga kondisi resin dapat berfungsi kembali seperti semula.

- Deaerator

Tujuan dari unit ini adalah menghilangkan gas-gas terlarut terutama  $O_2$  dan  $CO_2$  yang masih terikat dalam feed water yang telah didemineralisasi. Gas-gas tersebut dihilangkan agar tidak menyebabkan korosi pada alat proses. Reaksi yang disebabkan oleh gas-gas tersebut menyebabkan terbentuknya bitnik-bintik pada pipa yang semakin menebal dan akhirnya menutupi permukaan pipa. Sehingga diperlukan pemanasan agar gas-gas terlarut tersebut dapat dihilangkan. Dalam deaerator juga diinjeksikan zat-zat kimia yaitu hidrazin yang berfungsi untuk mengikat oksigen dengan reaksi seperti berikut:

## 3. Kebutuhan air

A. Kebutuhan air pembangkit *Steam*/Pemanas**Tabel 4.30** Kebutuhan air pembangkit *steam*/pemanas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah (kg/jam)
<i>Heat Exchanger 1</i>	HE-01	62,0399
<i>Heat Exchanger 2</i>	HE-02	21,3858
<i>Heat Exchanger 3</i>	HE-03	21,5841
<i>Heat Exchanger 4</i>	HE-04	106,0108
<i>Heat Exchanger 5</i>	HE-05	215,4069
<i>Reboiler</i>	RB-01	688,0037
Total		1114,4315

Direncanakan *steam* yang digunakan adalah *saturated steam* dengan kondisi :

$$P = 1907,7000 \text{ kPa}$$

$$T = 210 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 20\% \times 1114,4315 \text{ kg/jam} \\ &= 1337 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blowdown} &= 15\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 15\% \times 1337 \text{ kg/jam} \\ &= 201 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Steam Trap} &= 5\% \times \text{kebutuhan steam} \\ &= 5\% \times 1337 \text{ kg/jam} \\ &= 67 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$



Kebutuhan air *makeup steam*

= *Blowdown + steam trap*

= 201 + 67 kg/jam

= 268 kg/jam

#### B. Kebutuhan Air Pendingin

**Tabel 4.31** Kebutuhan Ait Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Cooler-01	CL-01	2675,6846
Cooler-02	CL-02	5097,3553
Cooler-03	CL-03	6505,919445
Cooler-04	CL-04	1738,70062
Kondensor	CD-01	16267,11234
Reaktor-01	R-01	1761,076035
Reaktor-01	R-02	1761,076035
Reaktor-01	R-03	1761,076035
Total		38562,7327

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%

Kebutuhan air pendingin = 20% x 38562,7327 kg/jam

= 46275,2793 kg/jam

Jumlah air yang menguap ( $W_e$ )

= 0,00085 x  $W_c$  x (Tin-Tout)

(Perry ed 7, Pers 12-10)

$$= 0,00085 \times 46275,2793 \times (348-298)$$

$$= 1967 \text{ kg/jam}$$

*Drift loss (Wd)*

$$= 0,0002 \times Wc \quad (\text{Perry ed 7, Pers 12-12})$$

$$= 0,0002 \times 46275,2793$$

$$= 9,2550$$

*Blowdown (Wb) (cycle yang dipilih 4 kali)*

$$Wb = \frac{We - (\text{cycle}-1)Wd}{(\text{cycle}-1)} \quad (\text{Perry ed 7, Pers 12-14e})$$

$$Wb = \frac{1967 - (4 - 1)9,2550}{(4 - 1)}$$

$$Wb = 646,3114 \text{ kg/jam}$$

Sehingga jumlah *Make Up Water* ( $W_m$ ) adalah:

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$W_m = 1967 + 9,2550 + 1957 + 646,3114 \text{ kg/jam}$$

$$W_m = 2622,2658 \text{ kg/jam}$$

### C. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik meliputi air untuk karyawan dan kebutuhan air untuk tempat tinggal

- Kebutuhan air karyawan

Menurut (Sularso, P.15) , kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/hari

Diambil kebutuhan air tiap orang = 100 liter/hari

Jumlah Karyawan = 158 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 1500 kg/hari

- Kebutuhan air rumah tangga
  - Jumlah rumah = 50 rumah
  - Penghuni setiap rumah = 4 orang
  - Kebutuhan air satu orang diperkirakan = 200 kg/hari (*Sularso, P.15*)
  - Total kebutuhan air domestik = 40000 kg/hari

#### D. Kebutuhan *Service Water*

Kebutuhan *service water* diperkirakan sekitar 167 kg/jam perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk layanan umum yang meliputi laboratorium, masjid, pemadam kebakaran, kantin, bengkel, dan lain-lain.

Sehingga dapat dilihat total kebutuhan air adalah sebesar 50090,73 kg/jam dapat dilihat dari tabel 4.27.

**Tabel 4.32** Total Kebutuhan Air

No	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	Domestik Water	2292
2	Service Water	167
3	Air Pendingin	46275
4	Steam Water	1337
5	Air Proses	-
Total		50104,73

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

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yang dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan spesifikasi :

Kapasitas : 3.833.699 kg/jam

Jenis : Water Tube Boiler

Jumlah : 1 buah

*Boiler* tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman yang bekerja secara otomatis. Air dari water treatment plant yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silika, O<sub>2</sub>, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya juga tinggi.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam economizer, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 210°C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (burner) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke economizer sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 1907,7000 kPa, baru kemudian dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

#### F. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Pabrik nitrobenzen kebutuhan listriknya diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN.

Berikut Rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

##### a. Kebutuhan listrik alat proses

**Tabel 4.33** Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Mixer	M-01	1,000	745,700
Reaktor	R-01	3,0000	2237,1000
	R-02	3,0000	2237,1000
	R-03	3,0000	2237,1000
Netralizer	N-01	2,0000	1491,4000
Centrifuge	CF-01	0,3333	248,5667
Pompa	P-01	0,1250	93,2125
	P-02	0,083	62,142
	P-03	0,0833	62,1417
	P-04	0,0833	62,1417
	P-05	0,083	62,1417
	P-06	0,1250	93,2125
	P-07	0,083	62,142
	P-08	0,125	93,2125
	P-09	0,125	93,2125
	P-10	0,0833	62,1417
	P-11	0,0833	62,1417
	P-12	0,2500	186,4250
	P-13	0,0500	37,2850
	P-14	0,1250	93,2125
	P-15	0,3333	248,5667
	P-16	0,1250	93,2125
	P-17	0,0500	37,2850
Screw Conveyor	SC-01	1	745,700
<b>Total</b>		<b>15,3500</b>	<b>11.446,4950</b>

Power yang dibutuhkan = 11.446,4950 watt  
 = 11,446 kW

b. Kebutuhan listrik untuk utilitas

**Tabel 4.34** Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Cooling Tower	CT-01	10,0000	7457,0000
Udara Tekan	UT-01	5,00000	3728,50000
Pompa	P-01	2,0000	1491,4000
	P-02	3,0000	2237,1000
	P-03	3,0000	2237,1000
	P-04	0,05000	37,2850000
	P-05	3,0000	2237,1000
	P-06	3,0000	2237,1000
	P-07	3,0000	2237,10000
	P-08	3,0000	2237,10000
	P-09	0,1250	93,21250
	P-10	0,05000	37,2850000
	P-11	0,1667	124,2833
	P-12	0,50000	372,850000
	P-13	0,05000	37,2850000
	P-14	0,08333	62,1416667
	P-15	1,0000	745,70000
	P-16	1,0000	745,70000
	P-17	0,05000	37,2850000
	P-18	0,08333	62,14167
	P-19	0,05000	37,285000
	P-20	0,05000	37,285000
	P-21	0,05000	37,285000
<b>Total</b>		<b>38,3083</b>	<b>28.566,5242</b>

Power yang dibutuhkan = 28.566,5242 watt  
 = 28,5665 kW

- c. Kebutuhan listrik untuk perumahan dan penerangan
- Diperkirakan kebutuhan listrik perumahan 50 kW
  - Listrik yang digunakan untuk penerangan di perkirakan 6,0327 kW
- d. Kebutuhan listrik untuk bengkel dan laboratorium
- Listrik yang digunakan untuk bengkel dan laboratorium di perkirakan 6,0327 kW

Berikut rincian kebutuhan listrik pada pabrik nitrobenzen :

**Tabel 4.35** Rincian kebutuhan listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	11,651
	b. Utilitas	28,5665
2	a. Alat kontrol	10,1477
	b. Listrik Penerangan	6,0327
	c. Peralatan kantor	6,0327
	d. Peralatan bengkel & Lab	6,0327
3	Listrik Perumahan	50,0000
<b>Total</b>		<b>118,3707</b>

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 118,3707 kW. Dengan faktor daya sebesar 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 147,9634 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

e. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang diperoleh dari pabrik nitrobenzen adalah limbah cairan dan padatan. Limbah yang dihasilkan dari proses pembuatan nitrobenzene ini terdapat limbah berbentuk pasta yang keluar dari centrifuge untuk dibuang ke UPL dan limbah cair yang keluar dari Menara distilasi akan diolah terlebih dahulu di UPL sebelum dibuang ke lingkungan. Selain itu pembuangan air yang

sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain- lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya.





#### 4.4.2 Spesifikasi alat Utilitas

##### 1. Pompa Utilitas

**Tabel 4.36** Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa					
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi	Mengalirkan air sungai menuju Screening	Mengalirkan air sungai dari Screening menuruju ke Reservoir/Sedimentasi(R-01)	Mengalirkan air dari Reservoir/Sedimentasi(R-01) menuju bak koagulasi dan flokulasi (BU-01)	Mengalirkan air dari tangki alum (TU-01) menuju bak koagulasi dan flokulasi (BU-01)	Mengalirkan air dari bak koagulasi dan flokulasi (BU-01) menuju bak Pengendapan (BU-02)	Mengalirkan air dari bak koagulasi dan flokulasi (BU-01) menuju bak Pengendapan (BU-02)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>					
Jenis Impeller	<i>Mixed flow inpellers</i>					
Bahan	<i>Comercial Steel</i>					
Kapasitas (gpm)	334,403	317,683	301,80	0,0163	301,80	286,71
Jumlah (unit)	2	2	2	2	2	2
	Spesifikasi					
Head (m)	3,634	6,572	6,017	5.501	6,017	5,966
NPS (in)	6	6	6	0,13	6	6
Sch.no	40	40	40	40	40	40
ID (in)	6,065	6,065	6,065	0,269	6,065	6,065
OD (in)	6,63	6,63	6,63	0,405	6,63	6,63
BHP (Hp)	1,3749	2,4268	2,2009	0,0001	2,2009	2,0677
Efisiensi ( $\eta$ )	75%	73%	70%	70%	70%	70%
Daya Motor (Hp)	2	3	3	0,05	3	3

**Tabel 4. 37** Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa					
Kode	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10	PU-11	PU-012
Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengendap II (BU-03) menuju ke sand filter (F-01)	Mengalirkan air dari sand filter (F-01) menuju ke bak penampung Sementara (BU-04)	Mengalirkan air dari Bak Penampung Sementara (BU-04) menuju ke area kebutuhan air	Mengalirkan Kaporit dari Tangki Kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)	Mengalirkan air dari tangki klorinasi (TU-02) ke tangki air bersih (TU-04)	Mengalirkan air dari Tangki air bersih menuju area domestik
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>					
Jenis Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>					
Bahan	<i>Comercial Steel</i>					
Kapasitas (gpm)	272,373	258,755	11,842	144,177	710,157	11,842
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1	1
	Spesifikasi					
Head (m)	5,921	5,880	6,003	5,528	7,778	7,769
NPS (in)	6	6	1,50	0,125	1,50	1,50
Sch.no	40	40	40	40	40	40
ID (in)	6,065	6,065	1,610	0,269	1,610	1,610
OD (in)	6,63	6,63	1,90	0,41	1,90	1,90
BHP (Hp)	1,954	1,844	0,0862	0,0005	0,1202	0,3903
Efisiensi ( $\eta$ )	70%	70%	70%	45%	65%	20%
Daya Motor (Hp)	3	3	0,125	0,05	0,166	0,5

Tabel 4.38 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa					
Kode	PU-13	PU-14	PU-15	PU-16	PU-17	PU-018
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki air servis (TU-05) Menuju ke Tangki Air bertekanan (TU-06)	Mengalirkan air dari tangki air bertekanan (TU-06) menuju ke area kebutuhan servis	Mengalirkan air dari bak air dingin (BU-05) menuju ke <i>Cooling tower</i> (CT-01)	Mengalirkan air dari cooling tower (CT-01) menuju <i>recycle</i> dari bak air dingin (BU-05)	Mengalirkan air dari tangki penampung NaCl (TU-08) ke <i>mixed bed</i> (TU-07)	Mengalirkan air dari <i>mixed bed</i> (TU-07) menuju ke Tangki Dearerator (De-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>					
Jenis Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>					
Bahan	<i>Comercial Steel</i>					
Kapasitas (gpm)	51,6777	0,8613	239,14	239,14	0,0426	6,9110
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1	1
	Spesifikasi					
Head (m)	3,740	3,772	2,824	2,824	5,569	4,718
NPS (in)	0,5	0,5	6	6	0,13	1
Sch.no	40	40	40	40	40	40
ID (in)	0,622	0,622	6,065	6,065	0,269	1,049
OD (in)	0,84	0,84	6,63	6,63	0,41	1,32
BHP (Hp)	0,0091	0,055	0,842	0,842	0,0006	0,0692
Efisiensi ( $\eta$ )	30%	5%	68%	68%	5%	40%
Daya Motor (Hp)	0,05	0,083	1	1	0,05	0,0833

Tabel 4.39 Spesifikasi Pompa Utilitas

Spesifikasi	Pompa		
Kode	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki demin (TU-09) ke tangki deaerator (De-01)	Mengalirkan air dari tangki anion <i>exchanger</i> (TU-05) ke tangki deaerator (De-01)	Mengalirkan air dari deaerator (De-01) menuju ke Boiler (Bo-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>		
Jenis Impeller	<i>Mixed flow impellers</i>		
Bahan	<i>Comercial Steel</i>		
Kapasitas (gpm)	6,911	0,0002	6,9110
Jumlah (unit)	1	1	1
Spesifikasi			
Head (m)	4,718	5,5	2
NPS (in)	0,13	0,13	8
Sch.no	40	40	40
ID (in)	0,269	0,269	7,981
OD (in)	0,41	0,41	8,63
BHP (Hp)	0,0692	0,000019	0,0286
Efisiensi ( $\eta$ )	5%	5%	41%
Daya Motor (Hp)	0,083	0,05	0,05

## 2. Bak Penampung

**Tabel 4.40** Spesifikasi Bak Penampung

Spesifikasi	Bak				
Kode	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi ke 2)	Menampung sementara raw water setelah disaring di sand filter	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	<i>Bak persegi panjang</i>				
Bahan	<i>Comercial Steel</i>				
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1
Spesifikasi					
Panjang (m)	-	9,441	9,281	4,934	4,806
Lebar (m)	-	9,441	9,281	4,934	4,806
Tinggi (m)	4,4693	4,720	4,640	2,467	2,403
Dimater (m)	4,4693	-	-	-	-

## 3. Tangki

Tabel 4.41 Spesifikasi Tangki

Spesifikasi	Tangki					
Kode	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05	TU-06
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit selama 4 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01)	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung air untuk keperluan layanan umum	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum
Jenis	<i>Tangki silinder Tegak</i>	<i>Berbentuk Tangki silinder berpengaduk</i>	<i>Tangki silinder Tegak</i>	<i>Tangki silinder Tegak</i>	<i>Tangki silinder Tegak</i>	<i>Tangki silinder Tegak</i>
Bahan	<i>Comercial Steel</i>					
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1	1
Spesifikasi						
Volume (m <sup>3</sup> )	3,795	2,7500	0,006	66,000	4,8000	4,8000
Tinggi (m)	2,684	1,5188	0,1976	4,3808	1,8286	1,8286
Dimater (m)	1,342	1,5188	0,1976	4,3808	1,8286	1,8286

**Tabel 4.42** Spesifikasi Tangki

Spesifikasi	Tangki		
Kode	TU-08	TU-09	TU-10
Fungsi	Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.	Menampung air bebas mineral sebagian air proses dan air umpan boiler	Menyimpan larutan N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
Jenis	Silinder Tegak		
Bahan	Comercial Steel		
Jumlah (unit)	1	1	1
Spesifikasi			
Volume (m <sup>3</sup> )	0,7790	38,5148	1,6312
Tinggi (m)	0,9974	3,6609	1,2761
Dimater (m)	0,9974	3,6609	1,2761

#### 4. Mixed Bed

**Tabel 4.43** Spesifikasi Mixed Bed TU-07

Kode	TU-07
Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl,SO <sub>4</sub> , dan NO <sub>3</sub> .
Resin	Ziolit
Spesifikasi	
Diamter Tangki (m)	0,3733
Tinggi Tangki (m)	1,5240
Tinggi Bed (m)	1,2700
Volume Bed (m <sup>3</sup> )	0,1389
Volume Bak Resin (m <sup>3</sup> )	49066,9517
Tebal (in)	3/16
Jumlah (unit)	1

#### 5. Screening (FU-01)

**Tabel 4.44** Spesifikasi *Screening* (FU-01)

Kode	FU-01
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya: daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya.
Bahan	Alumunium
Spesifikasi	
Panjang (ft)	10
Lebar (ft)	8
Diameter Lubang Saringan (cm)	1
Jumlah (unit)	1



## 6. Sand Filter (F-02)

**Tabel 4.45** Spesifikasi Sand Filter (F-02)

Kode	F-02
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Jenis	Bak berbentuk balok
Material	Spheres
Ukuran Pasir (mesh)	28
Spesifikasi	
Panjang (m)	2,419
Lebar (m)	2,419
Tinggi (m)	1,2096
Jumlah (unit)	1

## 7. Deaerator (De-01)

**Tabel 4.46** Spesifikasi Deaerator (De-01)

Kode	De-01
Fungsi	Menghilangkan gas CO <sub>2</sub> dan O <sub>2</sub> yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada reboiler.
Jenis	Tangki silinder tegak
Spesifikasi	
Kecepatan Volumetric (m <sup>3</sup> /jam)	1,3373
Diameter (m)	1,2692
Tinggi (m)	1,2692
Volume (m <sup>3</sup> )	1,6048
Jumlah (unit)	1

## 8. Sedimentasi (R-01)

**Tabel 4.47** Spesifikasi Sedimentasi (R-01)

Kode	R-01
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi
Jenis	Bak persegi
Spesifikasi	
Panjang (m)	9,6045
Lebar (m)	9,6045
Tinggi (m)	4,8022
Jumlah (unit)	1

## 9. Cooling Tower (CT-01)

**Tabel 4.48** Spesifikasi Cooling Tower (CT-01)

Kode	CT-01
Fungsi	Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan oleh alat-alat proses dengan media pendingin udara.
Jenis	Induced draft cooling tower
Spesifikasi	
Panjang (m)	3,302
Lebar (m)	2,76
Tinggi (m)	11
Jumlah (unit)	1

## 10. Boiler (B-01)

**Tabel 4.49** Spesifikasi Boiler (B-01)

Kode	B-01
Fungsi	Mendinginkan kembali air pendingin yang telah digunakan oleh alat-alat proses dengan media pendingin udara.
Jenis	Tangki silinder
Spesifikasi	
Volume (m <sup>3</sup> )	3,302
Diameter (m)	3,66
Tinggi (m)	7,33
Jumlah (unit)	1

## **4.5 Organisasi Perusahaan**

### **4.5.1 Bentuk Perusahaan**

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik nitrobenzen ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas adalah perusahaan yang modalnya didapatkan dari penjualan saham dimana tiap sekutu ikut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham merupakan surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan dan seseorang yang memiliki saham berarti telah menyertakan modal ke perusahaan tersebut, yang artinya seseorang tersebut ikut memiliki perusahaan tersebut. Dalam perseroan terbatas, pemegang saham hanya bertanggungjawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Perusahaan-perusahaan besar rata-rata menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi) karena PT ini adalah asosiasi pemegang saham diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum. Bentuk PT dipilih berdasarkan faktor-faktor yang mendukung antara lain:

- Kelangsungan hidup perusahaan yang lebih terjamin, karena jika pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruhnya terhadap direksi, staf, maupun karyawan yang bekerja di dalamnya.
- Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- Penjualan saham adalah cara yang tepat untuk mendapatkan modal.
- Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap, dan caranya mengatur waktu.

### **4.5.2 Struktur Organisasi**

Suatu manajemen atau organisasi sangatlah diperlukan oleh suatu perusahaan untuk membagi tugas dan wewenang. Struktur organisasi setiap perusahaan bisa

saja berbeda-beda tergantung bentuk dan kebutuhan masing-masing perusahaan. Dalam perusahaan ini, jenjang kepemimpinannya sebagai berikut:

1. Pemegang Saham
2. Direktur Utama
3. Direktur
4. Staff Ahli
5. Kepala Bagian
6. Kepala Seksi
7. Karyawan dan Operator

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

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Pendelegasian wewenang.
3. Pembagian tugas kerja yang jelas.
4. Kesatuan perintah dan tanggungjawab.
5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas - azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem line dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan 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 staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu:

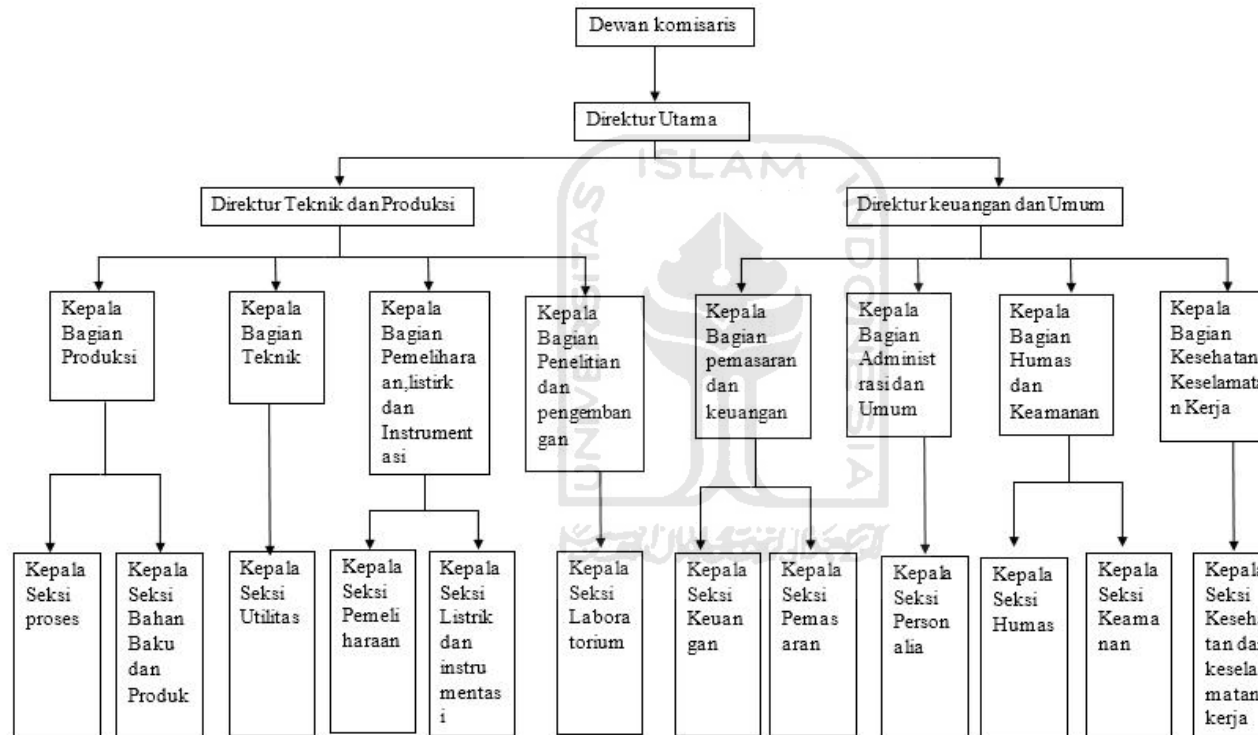
1. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang - orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing masing seksi. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan mengenai pembatasan tugas, tanggungjawab dan wewenang.
2. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
4. Penyusunan program pengembangan manajemen

Berikut gambar struktur organisasi pabrik nitrobenzen kapasitas 14.000 ton/tahun.



**Gambar 4.7** Struktur Organisasi Pabrik

Berdasarkan gambar 4.7 struktur tersebut telah dijelaskan sebelumnya urutan tugas dari masing-masing pekerja yang terikat didalam perusahaan dari jabatan yang teratas sampai yang terbawah.

#### A. Tugas dan Wewenang

##### 1) Pemegang Saham

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

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

##### 2) Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a) Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
- b) Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
- c) Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

##### 3) Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya

perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur utama membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas dari Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas dari Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

c. Staf Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staf ahli meliputi:

- 1) Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- 2) Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- 3) Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

d. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan



perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

- Kepala Bagian Produksi  
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.
- Kepala Bagian Teknik  
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan perawatan pabrik serta kelancaran produksi.
- Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi  
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.
- Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan  
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian dan pengembangan perusahaan.
- Kepala Bagian Pemasaran dan Keuangan  
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
- Kepala Bagian Administrasi dan Umum  
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.
- Kepala Bagian Humas dan Keamanan  
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.
- Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja  
Tugas: Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

e. Kepala Seksi

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

1. Kepala Seksi Proses

Tugas: Mengawasi Pelaksanaan proses produksi, mulai dari bahan baku awal sampai menjadi produk, serta memantau agar mutu bahan baku dan produk sesuai dengan standart yang ada.

2. Kepala Seksi Utilitas

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

3. Kepala Seksi Pemeliharaan

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

4. Kepala Seksi Bahan baku dan Produk

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

5. Kepala Seksi Laboratorium

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

6. Kepala Seksi Keuangan

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

7. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk

dan pengadaan bahan baku pabrik.

8. Kepala Seksi Personalia

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

9. Kepala Seksi Humas

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

10. Kepala Seksi Keamanan

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

11. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

12. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas: Mengurus kebijakan terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

### 4.5.3 Status Karyawan

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

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

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

#### 4.5.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik nitrobenzene akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau *shut down*.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur.

Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut:

Shift I : Pukul 07.00 – 15.00

Shift II : Pukul 15.00 – 23.00

Shift III : Pukul 23.00 – 07.00

Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan shift tidak libur.

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

**Tabel 4.50** Jadwal Shift Karyawan

REGU	HARI														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■

**Tabel 4. 51** Lanjutan

REGU	HARI														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
B	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
C	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■
D	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I

Keterangan:

1, 2, 3, dst : Hari ke-

A, B, C, D : Kelompok kerja *shift*I, II, III : *Shift* ke-

■ : Libur

**4.5.5 Status, sistem penggajian dan penggolongan karyawan**

## a. Jumlah pekerja

**Tabel 4. 52** Jumlah Karyawan Pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Staff Ahli	1
5	Ka. Bag. Produksi	1
6	Ka. Bag. Teknik	1
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1
9	Ka. Bag. Litbang	1
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1
11	Ka. Bag. K3	1
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1
13	Ka. Sek. Utilitas	1
14	Ka. Sek. Proses	1
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1

**Tabel 4.53** Jumlah Karyawan Pabrik

17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
18	Ka. Sek. Laboratorium	1
19	Ka. Sek. Keuangan	1
20	Ka. Sek. Pemasaran	1
21	Ka. Sek. Personalia	1
22	Ka. Sek. Humas	1
23	Ka. Sek. Keamanan	1
24	Ka. Sek. K3	1
25	Karyawan Personalia	2
26	Karyawan Humas	2
27	Karyawan Litbang	3
28	Karyawan Pembelian	2
29	Karyawan Pemasaran	2
30	Karyawan Administrasi	2
31	Karyawan Kas/Anggaran	3
32	Karyawan Proses	10
33	Karyawan Pengendalian	5
34	Karyawan Laboratorium	3
35	Karyawan Pemeliharaan	5
36	Karyawan Utilitas	10
37	Karyawan K3	5
38	Operator proses	41
39	Operator Utilitas	21
40	Sekretaris	3
41	Dokter	2
42	Perawat	4
43	Satpam	5
44	Supir	5
45	Cleaning Service	5
Total		163

b. Penggolongan Jabatan

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut rincian penggolongan jabatan.

**Tabel 4.54** Penggolongan Jabatan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
Kepala Bagian	S-1
Kepala Seksi	S-1
Staff Ahli	S-1
Sekretaris	S-1
Dokter	S-1
Perawat	D-3/D-4/S-1
Karyawan	D-3/S-1
Supir	SLTA
Cleaning Service	SLTA
Satpam	SLTA

c. Sistem Gaji Pegawai

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

a) Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

b) Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c) Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan.

**Tabel 4.55** Rincian Gaji Sesuai Jabatan

No	Jabatan	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	Rp 35.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	Rp 24.500.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	Rp 24.500.000
4	Staff Ahli	Rp 15.000.000
5	Ka. Bag. Produksi	Rp 15.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	Rp 15.000.000
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	Rp 15.000.000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	Rp 15.000.000
9	Ka. Bag. Litbang	Rp 15.000.000
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	Rp 15.000.000
11	Ka. Bag. K3	Rp 15.000.000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	Rp 15.000.000
13	Ka. Sek. Utilitas	Rp 12.000.000
14	Ka. Sek. Proses	Rp 12.000.000
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	Rp 12.000.000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	Rp 12.000.000
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	Rp 12.000.000
18	Ka. Sek. Laboratorium	Rp 12.000.000
19	Ka. Sek. Keuangan	Rp 12.000.000
20	Ka. Sek. Pemasaran	Rp 12.000.000
21	Ka. Sek. Personalia	Rp 12.000.000
22	Ka. Sek. Humas	Rp 12.000.000
23	Ka. Sek. Keamanan	Rp 12.000.000
24	Ka. Sek. K3	Rp 12.000.000
25	Karyawan Personalia	Rp 7.500.000
26	Karyawan Humas	Rp 7.500.000
27	Karyawan Litbang	Rp 7.500.000
28	Karyawan Pembelian	Rp 7.500.000
29	Karyawan Pemasaran	Rp 7.500.000
30	Karyawan Administrasi	Rp 7.500.000
31	Karyawan Kas/Anggaran	Rp 7.500.000
32	Karyawan Proses	Rp 7.500.000
33	Karyawan Pengendalian	Rp 7.500.000
34	Karyawan Laboratorium	Rp 7.500.000



**Tabel 4.56** Rincian Gaji Sesuai Jabatan

35	Karyawan Pemeliharaan	Rp	7.500.000
36	Karyawan Utilitas	Rp	7.500.000
37	Karyawan K3	Rp	7.500.000
38	Operator proses	Rp	5.500.000
39	Operator Utilitas	Rp	5.500.000
40	Sekretaris	Rp	6.000.000
41	Dokter	Rp	8.500.000
42	Perawat	Rp	5.500.000
43	Satpam	Rp	4.400.000
44	Supir	Rp	4.500.000
45	Cleaning Service	Rp	4.200.000
Total		Rp	504.600.000

#### 4.5.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

1. Tunjangan
  - a. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
  - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
  - c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
  
2. Cuti
  - a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
  - b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

### 3. Pakaian Kerja

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

### 4. Pengobatan

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

### 5. Badan Penyelenggaraan Jaminan Sosial Tenaga Kerja (BPJSTK)

BPJSTK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp 1.000.000,00 per bulan. Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain:

- a. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
- b. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
- c. Sarana peribadatan seperti masjid.
- d. Pakaian seragam kerja dan peralatan - peralatan keamanan seperti safety helmet, safety shoes dan kacamata, serta tersedia pula alat - alat keamanan lain seperti masker, ear plug, sarung tangan tahan api.
- e. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

## 4.6 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (estimation) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal

investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

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

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

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*) Meliputi :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*) Meliputi :
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

#### **4.6.1 Harga Alat**

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

Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun evaluasi. Untuk mencari harga pada tahun analisa diperkirakan secara garis besar dari data indeks dari tahun 2002 sampai 2017, dicari dengan persamaan regresi linier.

**Tabel 4.57** Indeks harga alat

Tahun	Index
2002	396,00
2003	402,00
2004	444,00
2005	468,00
2006	500,00
2007	525,00
2008	575,00
2009	522,00
2010	551,00
2011	586,00
2012	585,00
2013	567,00
2014	576,00
2015	557,00
2016	542,00
2017	565,50

([www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci))

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka didapatkan persamaan berikut:  $y = 10,895x + (-21371)$

Dengan:  $y =$  indeks harga

$x =$  tahun pembelian

Dari persamaan di atas di dapat harga indeks pada tahun 2024 adalah

680,48. Untuk memperkirakan harga alat, terdapat dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga. (Aries and Newton,1955)

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

Dimana:

- $E_x$  : Harga alat pada tahun x  
 $E_y$  : Harga alat pada tahun y  
 $N_x$  : Indeks harga pada tahun x  
 $N_y$  : Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan: (Peters et al., 2003)

$$E_b = E_a \left[ \frac{C_b}{C_a} \right]^{0.6}$$

Dimana:

- $E_a$  : Harga alat a  
 $E_b$  : Harga alat b  
 $C_a$  : Kapasitas alat a  
 $C_b$  : Kapasitas alat b

**Tabel 4.58** Harga Alat Proses

<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Harga Alat</b>
Tangki 1	1	\$ 73.388
Tangki 2	1	\$ 53.529
Tangki 3	1	\$ 71.356
Tangki 4	1	\$ 79.507
Silo 1	1	\$ 87.305
Silo 2	1	\$ 59.542
Mixer 1	1	\$ 30.716
Mixer 2	1	\$ 23.628
Reaktor 1	1	\$ 108.097
Reaktor 2	1	\$ 108.097
Reaktor 3	1	\$ 108.097
Netralizer	1	\$ 24.109
Dekanter	1	\$ 171,301
Centrifuge	1	\$ 21.265
Rotary Dryer	1	\$ 41.821
Menara Distilasi	1	\$ 253.999
Condenser	1	\$ 44.302
Reboiler	1	\$ 33.079
Accumulator	1	\$ 22.683
Cooler 1	1	\$ 25.991
Cooler 2	1	\$ 32.724
Cooler 3	1	\$ 10.869
Heater 1	1	\$ 1.158
Heater 2	1	\$ 1.040
Heater 3	1	\$ 1.040
Heater 4	1	\$ 1.300
Heater 5	1	\$ 1.536
Pompa 1	2	\$ 5.198
Pompa 2	2	\$ 5.198
Pompa 3	2	\$ 5.198

**Tabel 4.59** Harga Alat Proses

Pompa 4	2	\$	5.198
Pompa 5	2	\$	5.198
Pompa 6	2	\$	5.198
Pompa 7	2	\$	5.198
Pompa 8	2	\$	8.506
Pompa 9	2	\$	8.506
Pompa 10	2	\$	8.506
Pompa 11	2	\$	7.561
Pompa 12	2	\$	8.506
Pompa 13	2	\$	8.506
Pompa 14	2	\$	8.506
Pompa 15	2	\$	4.726
Pompa 16	2	\$	8.506
Pompa 17	2	\$	8.506
Pompa 18	2	\$	8.506
Screw Conveyor 1	1	\$	2.835
Screw Conveyor 2	1	\$	2.835
Blower 1	1	\$	4.371
Blower 2	1	\$	4.371

**Tabel 4.60** Harga Alat Utilitas

<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Harga Alat</b>
Screening	1	\$ 29.535
Bak Pengendapan Awal / Sedimentasi	1	\$ 3.459
Bak Flokulator / Pengendapan	1	\$ 3.459
Tangki Larutan Alum	1	\$ 46.254,10
Bak Pengendap I	1	\$ 3.991
Bak Pengendap II	1	\$ 3.991
Bak Saringan Pasir / Sand Filter	1	\$ 18.360
Bak Penampung Sementara	1	\$ 3.991
Tangki Klorinasi	1	\$ 3.991
Tangki Klaporit	1	\$ 7.711
Tangki Air Bersih	1	\$ 140.495
Tangki Bertekanan	1	\$ 20.084
Bak Air Pendingin	1	\$ 275.668
Cooling Tower	1	\$ 85.481
Blower Cooling Tower	1	\$ 102.972
Mixed Bed	1	\$ 126.021
Tangki NaCl	1	\$ 3.447
Tangki NaOH	1	\$ 1.772
Tangki Deaerator	1	\$ 4.342
Tangki N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1	\$ 9.851
Tangki Air Demin	1	\$ 9.851
Pompa 1	2	\$ 22.966
Pompa 2	2	\$ 22.966
Pompa 3	2	\$ 22.966
Pompa 4	2	\$ 2.297
Pompa 5	2	\$ 22.966



**Tabel 4.61** Harga Alat Utilitas

Pompa 6	2	\$ 22.966
Pompa 7	2	\$ 22.966
Pompa 8	2	\$ 22.966
Pompa 9	2	\$ 2.297
Pompa 10	2	\$ 2.297
Pompa 11	2	\$ 2.297
Pompa 12	2	\$ 2.297
Pompa 13	2	\$ 2.245
Pompa 14	2	\$ 2.245
Pompa 15	2	\$ 22.966
Pompa 16	2	\$ 2.245
Pompa 17	2	\$ 2.245
Pompa 18	2	\$ 2.363
Pompa 19	2	\$ 2.363
Pompa 20	2	\$ 2.245
Pompa 21	2	\$ 22.966
Tangki Silika Gel	1	\$ 6.205
Boiler	1	\$ 17.435
Tangki Umpan Boiler	1	\$ 9.851
Tangki Bahan Bakar	1	\$ 5.086
Kompresor	2	\$ 19.611

#### 4.6.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam Analisa ekonomi adalah:

1. Kapasitas produksi : 14.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun : 2024
4. Nilai kurs dollar : \$1 = Rp 14.750 ( per 16 Oktober 2020)
5. Umur alat : 10 tahun

#### 4.6.3 Perhitungan Biaya

##### 4.6.3.1 Modal (Capital Investment)

###### 1. Fixed Capital Investment

*Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik Nitrobenzen ini memerlukan rencana *physical plant cost*, *direct plant cost*, *fixed capital instrument* seperti pada Tabel 4.53 sampai Tabel 4.59

**Tabel 4.62 Physical Plant Cost**

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya	Jumlah Biaya
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 41.713.525.835	\$ 2.932.946
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 10.428.381.459	\$ 733.236
3	<i>Instalation Cost</i>	Rp 6.545.479.769	\$ 460.223
4	<i>Piping Cost</i>	Rp 9.677.180.391	\$ 680.418
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp 10.378.182.187	\$ 729.707
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp 1.557.185.764	\$ 109.488
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp 6.257.028.875	\$ 439.942
8	<i>Building Cost</i>	Rp 35.207.500.000	\$ 2.475.496
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp 54.599.600.000	\$ 3.838.986
<b>Total Pengeluaran Biaya</b>		<b>Rp 176.364.064.280</b>	<b>\$ 12.400.443</b>

**Tabel 4.63 Direct Plant Cost**

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya	Jumlah Biaya
1	<i>Engineering and Construction</i>	Rp 35.272.812.856	\$ 2.480.089
2	<i>Physical Plant Cost</i>	<b>Rp 176.364.064.280</b>	<b>\$ 12.400.443</b>
<b>Total Pengeluaran Biaya</b>		<b>Rp 211.636.877.136</b>	<b>\$ 14.880.532</b>

**Tabel 4.64 Fixed Capital Investment**

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya	Jumlah Biaya
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp211.636.877.136	\$ 14.880.532
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp 21.163.687.714	\$ 1.488.053
3	<i>Contingency</i>	Rp21.163.687.714	\$ 1.488.053
<b>Total Pengeluaran Biaya</b>		<b>Rp 253.964.252.563</b>	<b>\$ 17.856.638</b>

## 2. Working Capital Investment

*Working Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu seperti pada Tabel 4.66

**Tabel 4.65 Working Capital Investement**

No	Type of Expenses	Biaya	Biaya
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 41.152.120.589	\$ 2.893.472
2	<i>Inproses Inventory</i>	Rp 35.426.755.300	\$ 2.490.913
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 23.617.836.866	\$ 1.660.608
4	<i>Extended Credit</i>	Rp117.146.538.572	\$ 8.236.763
5	<i>Available Cash</i>	Rp 70.853.510.599	\$ 4.981.825
<b>Working Capital (WC)</b>		<b>Rp288.196.761.926</b>	<b>\$ 20.263.582</b>

#### 4.6.3.2 Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

*Manufacturing cost* merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

##### 1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

*Direct Manufacturing Cost* adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

**Tabel 4.66** *Direct Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Biaya	Biaya
1	<i>Raw Material</i>	Rp 150.891.108.826	\$ 10.609.398,47
2	<i>Labor</i>	Rp 14.733.000.000	\$ 1.035.901,11
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.767.960.000	\$ 124.308,13
4	<i>Maintenance</i>	Rp 7.618.927.577	\$ 535.699,15
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.142.839.137	\$ 80.354,87
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 4.295.373.081	\$ 302.014,64
7	<i>Utilities</i>	Rp 19.950.656.249	\$ 1.402.762,98
<b>Direct Manufacturing Cost (DMC)</b>		<b>Rp 200.399.864.869</b>	<b>\$ 14.090.439</b>

##### 2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

*Indirect Manufacturing Cost* adalah pengeluaran tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk.

**Tabel 4.67** *Indirect Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Biaya	Biaya
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.209.950.000	\$ 155.385
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1.473.300.000	\$ 103.590
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 8.839.800.000	\$621.541
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp21.476.865.405	\$ 1.510.073
<b>Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)</b>		<b>Rp 33.999.915.405</b>	<b>\$ 2.390.589</b>

### 3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

*Fixed Manufacturing Cost* adalah pengeluaran tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.

**Tabel 4.68** *Fixed Manufacturing Cost*

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Depreciation</i>	Rp20.317.140.205	\$ 1.428.531
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 2.539.642.526	\$ 178.566
3	<i>Insurance</i>	Rp 2.539.642.526	\$ 178.566
<b>Total Fixed Manufacturing Cost</b>		<b>Rp25.396.425.256</b>	<b>\$ 1.785.664</b>

**Tabel 4.69** *Total Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 200.399.864.869	\$ 14.090.439
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 33.999.915.405	\$ 2.390.589
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 25.396.425.256	\$ 1.785.664
<b>Total Manufacturing Cost (MC)</b>		<b>Rp 259.796.205.530</b>	<b>\$ 18.266.692</b>

### 4. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

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

**Tabel 4.70** *General Expenses*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 12.989.810.277	\$ 913.335
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 51.959.241.106	\$ 3.653.338
3	<i>Research</i>	Rp 15.587.772.332	\$ 1.096.002
4	<i>Finance</i>	Rp 10.843.220.290	\$ 762.404
<b>Total General Expenses(GE)</b>		<b>Rp 91.380.044.004</b>	<b>\$ 6.425.079</b>

**Tabel 4.71 Total Production Cost**

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 259.796.205.530	\$ 18.266.692
2	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 91.380.044.004	\$ 6.425.079
<b>Total Production Cost (TPC)</b>		<b>Rp 351.176.249.535</b>	<b>\$ 24.691.771</b>

#### 4.6.4 Analisa Keuntungan

##### a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 429.537.308.098

Total biaya produksi : Rp 351.176.249.535

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi  
: Rp 78.361.058.563

##### b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 25 % x Rp 78.361.058.563  
: Rp 19.590.264.641

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak  
: Rp 58.770.793.922<sup>i</sup>

#### 4.6.2 Analisa Kelayakan

##### 4.6.2.1 Return on Investment (ROI)

*Return on investment* adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

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

##### 1. ROI sebelum pajak (*ROI<sub>b</sub>*)

$$ROI = \frac{\text{Rp } 61.220.337.289}{\text{Rp } 251.749.216.121} \times 100\% = 30.86 \%$$

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries dan Newton, 1955).

2 ROI setelah pajak (*ROIa*)

$$ROI = \frac{\text{Rp } 45.915.252.967}{\text{Rp } 251.749.216.121} \times 100\% = 23 \%$$

#### 4.6.2.2 Pay Out Time (POT)

*Pay out time* adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai. Menurut Aries dan Newton (1955) syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimal adalah 5 tahun.

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

POT sebelum pajak = 3 tahun

POT sesudah pajak = 3,7 tahun

#### 4.6.2.3 Break Even Point (BEP)

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

Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan untung jika beroperasi diatas BEP, dan akan rugi jika beroperasi dibawah BEP.

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

Dalam hal ini:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

**Tabel 4.72** *Annual Fixed Manufacturing Cost*

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Depreciation</i>	Rp 20.317.140.205	\$ 1.428.531
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 2.539.642.526	\$ 178.566
3	<i>Insurance</i>	Rp 2.539.642.526	\$ 178.566
<b>Total Fixed Manufacturing Cost</b>		<b>Rp 25.396.425.256</b>	<b>\$ 1.785.664</b>

**Tabel 4.73** *Annual Regulated Expenses*

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	Gaji Karyawan	Rp 14.733.000.000	\$ 1.035.901
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.209.950.000	\$ 155.385
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.767.960.000	\$ 124.308
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp 8.839.800.000	\$ 621.541
5	Laboratorium	Rp 1.473.300.000	\$ 103.590
6	<i>General Expense</i>	Rp 51.959.241.106	\$ 3.653.338
7	<i>Maintenance</i>	Rp 7.618.927.577	\$ 535.699
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.142.839.137	\$ 80.355
<b>Total Regulated Cost</b>		<b>Rp 129.165.820.718</b>	<b>\$ 9.081.858</b>



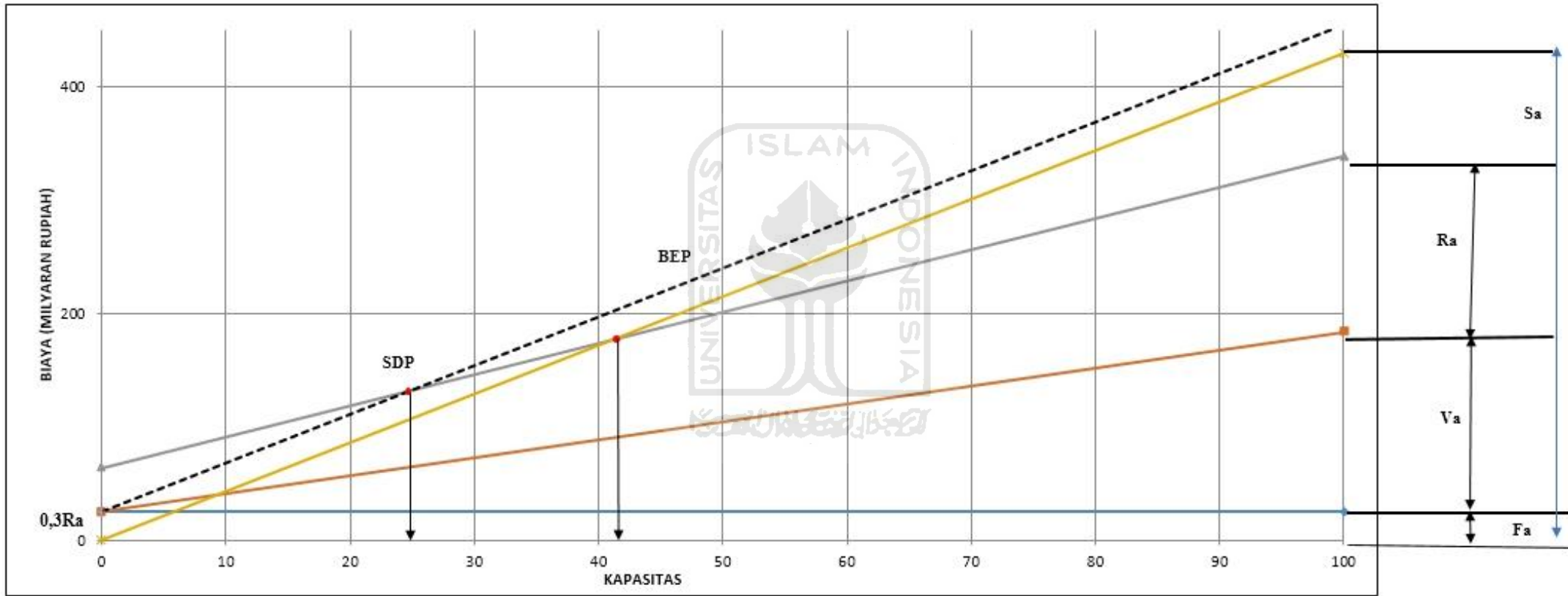
**Tabel 4.74 Annual Variable Value**

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Raw Material</i>	Rp 150.891.108.826	\$ 10.229.836
2	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 8.839.800.000	\$ 621.541
3	<i>Utilities</i>	Rp19.950.656.249	\$ 1.402.763
4	<i>Royalty &amp; Patent</i>	Rp 4.295.373.081	\$ 302.015
<b>Total Variable Cost</b>		<b>Rp183.976.938.156</b>	<b>\$ 12.935.717</b>

**Tabel 4.75 Annual Sales Value**

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Annual Sales Cost</i>	Rp 429.537.308.098	\$ 54.234.509
<b>Annual Sales Cost (Sa)</b>		<b>Rp 429.537.308.098</b>	<b>\$ 54.234.509</b>

Berdasarkan dari data tersebut, didapatkan nilai BEP sebesar 41.35%



Gambar 4.8 Grafik Break Even Point

#### 4.6.2.4 Shut Down Point (SDP)

*Shut Down Point* dapat dinyatakan dalam beberapa pengertian, yaitu:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.

Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup

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

$$SDP = 24,98\%$$

#### 4.6.2.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

*Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) adalah:

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

Persamaan untuk menentukan DCFRR :

$$\frac{(WC + FCI)x(1+i)^{10}}{CF} = [(1+i)^9 + (1+i)^8 + \dots + (1+i) + 1] + \frac{(WC + SV)}{CF}$$

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data:

Umur pabrik (n)	:	10 tahun
<i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	:	Rp 253.964.252.563
<i>Working Capital Investment</i> (WCI)	:	Rp 288.196.761.926
<i>Salvage value</i> (SV) = Depresiasi	:	Rp 20.317.140.205
<i>Cash flow</i> (CF)	:	Rp 89.931.154.417

Sehingga dapat dihitung nilai DCFRR:

*Discounted cash flow* dihitung secara *trial & error* Dengan *trial & error* diperoleh nilai  $i$ : 0,1625 DCFRR : 16,25 %

Minimum nilai DCFRR : 1.5 x bunga deposito bank (Aries Newton)  
Bunga bank : 5,63 % (Bank Indonesia per Oktober 2020) Kesimpulan :  
Memenuhi syarat ( $1,5 \times 5,63 \text{ 0\%} = 8,44\%$ )

(Didasarkan pada suku bunga deposito di Bank Indonesia saat ini adalah 5,63% berlaku mulai Oktober 2020)

Syarat minimum DCFRR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 8,44%.



#### 4.7 Resiko Pabrik

Suatu pabrik harus dilihat risikonya apakah pabrik beresiko tinggi (*high risk*) atau beresiko rendah (*low risk*). Resiko pabrik dapat ditinjau dari berbagai parameternya yang dapat dilihat dari Tabel 4.73

**Tabel 4.76** Resiko pabrik Nitrobenzen

No	Parameter Resiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1	<b>Kondisi Operasi</b>	Suhu operasi yang digunakan 50 C	√	
		Tekanan maksimal yang digunakan 1 atm	√	
2	<b>Bahan Baku</b>	Mudah didapatkan	√	
<b>Bahan baku yang digunakan</b>				
3	Benzen	Toksisitas : Irritant		√
		Explosion Limits: lower 1,3% upper 8%	√	
		Flamability: mudah terbakar		√
		Stabilitas: stabil di suhu kamar	√	
	Asam Nitrat	Toksisitas : Irritant		√
		Explosion Limits: lower 1,2% upper 8%	√	
		Flamability: tidak mudah terbakar	√	
	Asam Sulfat	Stabilitas: stabil di suhu kamar	√	
		Toksisitas : Merusak kulit/pernafasan		√
		Explosion Limits: -	√	
		Flamability: tidak mudah terbakar	√	
	Natrium Hidroksida	Stabilitas: stabil di suhu kamar	√	
Toksisitas : Merusak kulit/pernafasan			√	
Explosion Limits: -		√		
Flamability: tidak mudah terbakar		√		
4	<b>Nitrobenzen</b>	Stabilitas: stabil di suhu kamar	√	
		Toksisitas : Tidak mengandung komponen yang persisten, bioakumulasi, dan toksik (PBT)		√
		Explosion Limit: Lower 1,8%	√	
		Flamability: Mudah terbakar		√

Tabel 4.77 Lanjutan

5	Sodium Sulfat	Toksisitas : Irritant		√
		Explosion Limits: -	√	
		Flamability: tidak mudah terbakar	√	
		Stabilitas: stabil di suhu kamar	√	
6	Regulasi pemerintah	Kebijakan Pemerintah dalam bidang investasi, Pemerintah masih membuka kesempatan investasi bagi industri Nitrobenzen di Indonesia. Hal ini terlihat dalam <b>Daftar Negatif Investasi (DNI) yang tertuang dalam Perpres No.44 tahun 2016</b> , bahwa nitrobenzen tidak termasuk dalam bidang usaha yang tertutup mutlak bagi penanam modal, sehingga masih terbuka peluang investasi	√	
7	Keberadaan pabrik	Pabrik Nitrobenzen belum pernah didirikan di Indonesia, namun banyak didirikan di negara lain, beberapa diantaranya yaitu: Mitsui Chemicals., Jepang dan BASF, di Yosu Korea Selatan		√

Melihat parameter pada Tabel 4.77 dan Tabel 4.78 maka pabrik Nitrobenzen dikategorikan sebagai pabrik dengan resiko rendah (*low risk*).

## BAB V

### PENUTUP

#### 5.1 Kesimpulan

Kesimpulan prarancangan pabrik nitrobenzen ini adalah sebagai berikut :

1. Pabrik nitrobenzen dari benzen dan asam campuran dengan kapasitas 14.000 ton/tahun tergolong sebagai pabrik beresiko rendah berdasarkan kondisi operasi, sifat bahan baku dan produk, serta regulasi pemerintah
2. Pabrik nitrobenzen dengan kapasitas 14.000 ton/tahun memerlukan bahan baku benzen sebanyak 1126,075 kg/jam, asam sulfat sebanyak 1432,498 kg/jam, asam nitrat sebanyak 1432,498 kg/jam.
3. Pabrik nitrobenzen ini didirikan di Cikampek provinsi Jawa Barat dengan mempertimbangkan mudah mendapatkan bahan baku, pengembangan pabrik, ketersediaan air, serta mempunyai prospek yang baik karena lokasinya yang dekat dengan kawasan industri. Selain itu pabrik nitrobenzen ini didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan juga ekspor ke luar negeri serta dapat memberikan lapangan pekerjaan.
4. Berdasarkan Analisa ekonomi, maka didapatkan hasil sebagai berikut:

**Tabel 5.1** Hasil Analisa Ekonomi

Parameter Kelayakan	Pehitungan	Standart Kelayakan
Keuntungan		
Sebelum Pajak	Rp 78.361.058.563	Pajak 25% (www.pajak.go.id)
Sesudah Pajak	Rp 58.770.793.922	
Return on Investment (ROI)		
Sebelum Pajak	30,86 %	Industrial Chemical (11-44%) (Aries & Newton, 1954)
Sesudah Pajak	23%	



**Tabel 5.2** Hasil Analisa Ekonomi

Pay Out Time (POT)		
Sebelum Pajak	3 Tahun	Industrial Chemical maksimal 5 tahun (Low Risk) (Aries & Newton, 1954)
Sesudah Pajak	3,7 Tahun	
Break Even Point (BEP)	41,35%	40-60 % (Aries & Newton, 1954)
Shut Down Point (SDP)	24,98 %	20-30 % (Aries & Newton, 1954)
Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)	16,25 %	>1,5 bunga bank = minimum = 8,44 %

Dari hasil analisa ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik Nitrobenzen dengan kapasitas 14.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut lagi karena memiliki indikator ekonomi yang menguntungkan.

## 5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alau penunjang dan bahan baku perlu dipertimbangkan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk nitrobenzen dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat melihat pesatnya kebutuhan industri saat ini.

## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. 2020. *Statistik Industri Manufaktur - Bahan Baku*. Jakarta : Badan Pusat Statistik. <http://bps.go.id/> Diakses pada 16 Juni 2020
- Aries, R. S., and R. D. Newton. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw Hill Book Company.
- Agustriyanto, R., L. Sapei, G. Rosaline, and R. Setiawan. 2017. The Effect of Temperature on the Production of Nitrobenzene. *IOP Conference Science: Materials Science and Engineering* 172:5.
- Biro Pusat Statistik, 2013-2018, “Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia”, Indonesia foreign, Trade Statistic Impor, Yogyakarta  
(<https://bps.go.id/>, diakses pada tanggal 15 Juni 2020)
- Brown, G. G. 1973. *Unit Operations*. Modern Asia ed. Tokyo, Japan: Tuttle Company Inc.
- Brownell, L. E., and E. H. Young. 1979. *Equipment Design*. New Delhi: Wiley Eastern Limited
- UN COMTRADE. 2020. International Trade Statistics Database (Online).  
(<https://comtrade.un.org/data/>, diakses pada tanggal 15 Juni 2020)
- Coulson, J. M., and J. F. Richardson. 1983. *Chemical Equipment Design*, Vol.6. New York: John Wiley and Sons. Inc.
- Hougen, O.A., Watson, K.M., and Ragatz, R.A., 1954, ”*Chemical Process Principle*”, Vol III, John Wiley and Sons Inc., New York
- Kern, D. Q. 1983. *Process Heat Transfer*. New York: Mc Graw Hill Book Co. Ltd.
- Kirk, R. E., and D. F. Othmer. 1999. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*. Vol III, XV. Vol. 3. New York: John Willey and Sons Inc.
- Kirk, R. E., and D. F. Othmer. 1996. In *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, John Wiley & Sons, Inc.

- Matche. 2020. *Equipment cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 18 Oktober 2020 pukul 19.50 WIB
- McCabe, W. L. and J. C. Smith. 1996. *Unit Operation of Chemical Engineering*, 3<sup>rd</sup> ed. Singapore: McGraw Hill, Kogakusha, Ltd.
- McCabe, J. J. 1976. *Encyclopedia of Chemical Processing and Petrochemical Plant*. Singapore: McGraw - Hill International Edition.
- McCabe, J. J. 1983. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*: Taylor & Francis.
- Othmer, & Kirk. 1991. *Encyclopedia Of Chemical Technology*. Wiley : New York
- Perry, R.H. and D. W. Green. 1997, *Perry's Chemical Engineering Handbooks*, 7<sup>th</sup> edition, McGraw Hill Book Co., New York.
- Perry, R. H. 1999. *Perry's Chemical Engineers Handbook*, edited by D. W. Green and J. O. H. Maloney. New York: The McGraw-Hill Companies, Inc.
- Peters, M. S., and K. D. Timmerhaus. 1981. *Plant Design Economic's for Chemical Engineering's*, 4<sup>th</sup> ed. New York: McGraw Hill Co. Ltd.
- Pubchem. *Chemical Properties*. Diakses pada September 2020, dari pubchem.net
- Ross, D. V. 1956. Nitrating Aromatic Hydrocarbons with Only Nitric Acid. In *United State Patent Office*. United State: Eastman Kodak Company.
- Smith, J. M., and H. C. Van Ness. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 4<sup>th</sup> ed. Singapore: McGraw Hill Book Company.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C. & Abbott, M. M. 2001. *Chemical Engineering Thermodynamics*. 6<sup>th</sup> ed. New York: McGraw-Hill Co.
- Ullmann, F., 2005, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, John Wiley & Sons, New York.
- US Patent Office, No. 2.773.911 "Continuous Manufacture Of Nitrobenzene"
- US Patent Office, No. 2.849.497 "Preparation of Nitrobenzene"
- US Patent Office, No. 4.772.2757 "Process for the Production of Nitrobenzene"
- US Patent Office, No. 1.638.045 "Manufacture of Nitrobenzene"

Walas, S. M. 1988. *Chemical Process Equipment*. New York : Butterworth Publishers, Reed Publishing Inc,

Yaws, Carl. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York : McGraw-Hill.

<https://icis.com>, Diakses pada tanggal 16 Juni 2020

<http://pajak.go.id>, Diakses pada tanggal 23 Oktober 2020



# LAMPIRAN

## REAKTOR

Kode : R-01

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara benzen dan asam campuran.

Fase : Cair- cair

Tipe : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk dengan jaket pendingin

Reaksi yang terjadi : Reaksi yang terjadi adalah reaksi nitrasi secara spontan dalam pembentukan nitobenzena. Dan reaksi ini berjalan satu arah atau *irreversible*. Reaksi berlangsung pada fase cair-cair dengan proses kontinyu dan memiliki sifat eksotermis.

Kondisi Operasi : Suhu : 50 °C

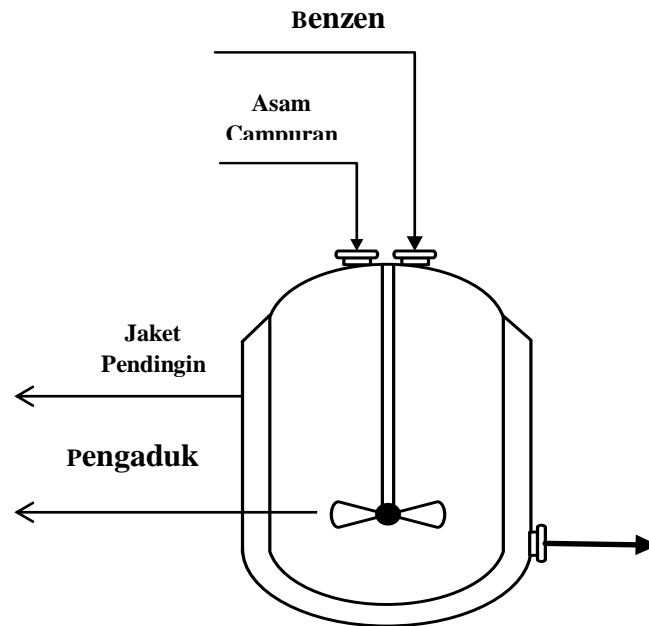
Tekanan : 1 atm

Perbandingan mol :  $\text{HNO}_3 : \text{C}_6\text{H}_6 = 1,05 : 1$  (U.S Patent 277391)

Konversi : Benzen yang beroperasi 99,6% (Hougen Watson,1955)

Digunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk karena :

- A. Fase umpan yang direaksikan adalah cair
- B. Fase katalis yang digunakan adalah cair
- C. Harga alat reaktif lebih murah
- D. Perawatan dan pembersihan alat lebih mudah
- E. Konstruksi lebih sederhana



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

Reaksi pada reaktor :



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

(Hougen Watson, edisi 2, hal 1056)

Dimana :

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

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

$$R = 1,987 \text{ kal/mol } ^\circ\text{K}$$

$$T = 323,15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\ln k = \frac{14.000 \text{ kal/mol}}{1,987 \frac{\text{kal}}{\text{mol}} \text{ } ^\circ\text{K} \times 323,15 \text{ } ^\circ\text{K}} + 26,22 \frac{\text{gmol}}{\text{jam}} \text{ liter}$$

$$\ln k = 4,41651$$

$$k = 82,806812 \text{ gmol/jam liter}$$

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

Persamaan kecepatan reaksi untuk reaksi nitirasi asam campuran adalah :

$$-r_a = k X_A^a X_B^b V_A$$

(Pers. 7. Hal 1055 Hougen Watson Vol II)

Dimana :

$k$  = Konstanta Kecepatan Reaksi

$X_A^a$  = Mol Fraksi  $\text{HNO}_3$

$X_B^b$  = Mol Fraksi  $\text{C}_6\text{H}_6$

$V_A$  = Fraksi Volume Asam Campuran

- Arus Masuk Reaktor

➤ Fase Organik

Tabel 1. Arus Masuk Reaktor fase Organik

Komponen	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Umpan		
		Massa (kg/jam)	mol (kmol/jam)	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
$\text{C}_6\text{H}_6$	847,601	1126,075	14,436	1,329
$\text{C}_7\text{H}_8$	913,070	0,225	0,0024	1,234
$\text{H}_2\text{O}$	1004,287	0,563	0,0313	1,122
Total		1126,864	14,470	3,685

Wi (%massa)	% Kmol	$\rho$ campuran
0,9993	0,997	847,008
0,0002	0,00017	0,182
0,0005	0,0021	0,502
1	1	847,692

➤ Fase Anorganik (Asam Campuran)

Tabel 2. Arus Masuk Reaktor Fase Anorganik

Komponen	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Umpan		
		Massa (kg/jam)	mol (kmol/jam)	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
$\text{H}_2\text{SO}_4$	1802,058	1432,498	14,617	1,606
$\text{HNO}_3$	1466,581	954,998	15,158	1,973
$\text{H}_2\text{O}$	1004,287	506,664	28,147	2,881
Total		2894,159	57,923	6,461

<b>Wi (%massa)</b>	<b>% Kmol</b>	<b>(<math>\rho</math> campuran)</b>
0,494	0,252	891,950
0,329	0,261	483,934
0,175	0,485	175,814
1	1	1551,699

Volume total arus masuk = Volume asam campuran + Volume organik  
 =  $6,461 \text{ m}^3/\text{jam} + 3,685 \text{ m}^3/\text{jam}$   
 =  $10,146 \text{ m}^3/\text{jam}$   
 Volume asam campuran =  $6,461 \text{ m}^3/\text{jam}$   
 Fraksi Vol. asam campuran =  $0,636 \text{ m}^3/\text{jam}$   
 Fv = Volume total arus masuk  
 =  $10,146 \text{ m}^3/\text{jam}$   
 =  $10146,529 \text{ liter/jam}$

- Arus Keluar Reaktor

- Fase Organik

Tabel 3. Arus Keluar Fase Organik

<b>Komponen</b>	<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Output</b>		
		<b>Massa (kg/jam)</b>	<b>mol (kmol/jam)</b>	<b>Volume (m<sup>3</sup>/jam)</b>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	847,601	4,504	0,057	2,092
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	913,070	0,225	0,0024	1,942
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	1173,886	1768,631	14,379	1,510
Total		1773,361	14,439	5,545

<b>Wi (%massa)</b>	<b>% Kmol</b>	<b>(<math>\rho</math>campuran)</b>
0,00253	0,0039	2,152
0,000127	0,00016	0,116
0,997	0,995	1170,755
1	1	1173,024



## ➤ Fase Anorganik/ asam campuran

Tabel 4. Arus Keluar Fase Anorganik

Komponen	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Output		
		Massa (kg/jam)	mol (kmol/jam)	Volume (m <sup>3</sup> /jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1802,058	1432,498	14,617	1,247
HNO <sub>3</sub>	1466,581	49,114	0,779	1,532
H <sub>2</sub> O	1004,287	766,050	42,558	2,238
Total		2247,662	57,955	5,0179

Wi (%massa)	% Kmol	( $\rho$ campuran)
0,637	0,252	1148,502
0,021	0,013	32,046
0,340	0,734	342,282
1	1	1522,831

$$\begin{aligned} \text{Volume total arus masuk} &= \text{Volume asam campuran} + \text{Volume organik} \\ &= 5,017 \text{ m}^3/\text{jam} + 5,545 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 10,563 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Volume asam campuran} = 5,017 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Fraksi Vol. asam campuran} = 0,475 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_A \text{ rata-rata} = \frac{0,475047182 + 0,63676878}{2} = 0,555907981 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$k = 82,806812 \text{ gmol/jam liter}$$

$$X_A^a = 0,261700219$$

$$X_B^b = 0,997667584$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{-ra} &= 82,806812 \times 0,261700219 \times 0,997667584 \times 0,555907981 \\ &= 12,0187 \text{ liter /gmol jam} \end{aligned}$$

### 3. Menghitung waktu tinggal

Untuk reaktor CSTR persamaan waktu tinggal :

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

Dimana :

$C_{AO}$  = Konsentrasi benzen mula-mula, (kmol/jam)

$C_A$  = Konsentrasi benzen keluar, (kmol/jam)

$$C_{AO} = \frac{14,436}{10,146}$$

$$= 1,4227 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_A = \frac{0,0577}{10,563}$$

$$= 0,00546 \text{ kmol/m}^3$$

$$\tau = \frac{1,422784053 - 0,005466953}{12,01873957}$$

$$= 0,117925602 \text{ jam}$$

$$= 7,075536122 \text{ menit}$$

### 4. Menghitung jumlah reaktor

Asumsi :

- Pengadukan Sempurna sehingga konsentrasi keluar = konsentrasi di dalam reaktor
- Kecepatan Volumetrik masuk = kecepatan volumetrik keluar

Mengecek konversi tiap reaktor

Neraca massa :

Input – Output – yang bereaksi = akumulasi

$$F_V \cdot C_{n-1} - F_V \cdot C_n - (r_A)V = 0$$

$$F_V (C_{n-1} - C_n) = r_A V$$

$$\frac{V}{F_V} = \frac{C_{n-1} - C_n}{r_A}$$

$$\frac{V}{F_V} = \frac{C_{n-1} - (C_n(1 - X_n))}{r_A}$$

$$\frac{V}{F_V} = \frac{C_{n-1} \cdot X_n}{r_A}$$

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

$$V_n = \frac{Fv(X_n - X_{n-1})}{k(1 - X_n)}$$

Dalam penentuan jumlah reaktor yang digunakan dinilai dari pertimbangan harga pembelian reaktor untuk tiap volume, namun tetap mempertimbangkan biaya lain yang akan dikeluarkan mengenai perawatan, maupun luas lahan yang terkait dengan luas volume reaktor. Proses berlangsung kontinyu sehingga digunakan beberapa RATB yang dipasang seri dengan besar volume dan waktu tinggal yang sama.

$$X_{n-1} = X_n - \frac{V_n \cdot K \cdot (1 - X_n)}{Fv}$$

Dengan nilai konversi yang ingin dicapai setelah memasuki reaktor adalah 99,6% dicoba kepada tiap reaktor dengan menentukan volume dan masing-masing konsentrasi yang dihasilkan tiap reaktor. Sehingga didapatkan data optimasi reaktor sebagai berikut

- Optimasi Jumlah Reaktor

Tabel 5. Optimasi Jumlah Reaktor

n	V (gallon)	Harga (\$)	Harga Total (\$)
1	9158,0294	425000	425000
2	544,6474	95200	190400
3	194,9142	55100	165300
4	109,4657	40600	162400
5	74,1838	33100	165500

Jika dilihat dari segi harga, jumlah reaktor yang paling murah adalah 4 reaktor. Namun dengan pertimbangan jumlah reaktor sebanyak itu akan mempengaruhi biaya operasional yang lebih banyak seperti luas lahan yang digunakan, biaya untuk maintenance, karyawan yang lebih banyak. Sehingga diputuskan untuk menggunakan 3 reaktor dengan selisih harga yang tidak jauh beda.

## 5. Perhitungan desain reaktor

Reaktor berbentuk tangki silinder tegak dengan head di bagian 'top' dan 'bottom' nya. Dalam menentukan bentuk head terdapat 3 pilihan (Brownell and Young, 1959), yaitu :

- A. Flange and standard dished head  
Digunakan untuk tangka tekanan rendah dan diameter cukup kecil.
- B. Torispherical flanged and dished head  
Digunakan untuk tangka dengan tekanan sampai 15 bar.
- C. Elliptical flanged and dished head  
Digunakan untuk tangka bertekanan tinggi

### 1) Menghitung dimensi reaktor

Jenis reaktor yang digunakan silinder tegak dengan dasar dan atap berbentuk torispherical dished head, dengan bahan Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 302. Dengan pertimbangan komponen umpannya bersifat asam yang dapat korosif dan tekanan operasi < 200 psi (Brownell and Young, 1959).

Untuk menentukan volume desain reaktor digunakan safety factor 20% (Peter and Timmerhaus, 1991). Dengan perbandingan antara H/D = 1,5

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= 0,650105086 \text{ m}^3 \\ \text{Volume over design} &= 1,2 \times 0,650105086 \text{ m}^3 \\ &= 0,7801 \text{ m}^3 \\ &= 27,5499 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{over design}} = D^3 \cdot \frac{1,5}{4} \pi$$

$$\begin{aligned} 27,5499 \text{ ft}^3 &= D^3 \times 1,1775 \\ D^3 &= 23,3970 \text{ ft}^3 \\ D &= 2,8601 \text{ ft} \\ &= 0,8718 \text{ m} \\ H &= 1,5 D \\ &= 1,5 \times 0,8718 \text{ m} \\ &= 1,3077 \text{ m} \end{aligned}$$

$$V_{\text{head}} = V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}} \quad l + 2V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{dish}} = 0,000049D^3$$

$$V_{\text{dish}} = 0,00034944 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} D^2 s f$$

$$V_{\text{sf}} = 0,2728 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{head}} = 0,2731 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = 1,3263 \text{ m}^3$$

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

$$V_{\text{bottom}} = 0,00017472 \text{ m}^3$$

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

$$V_{\text{cairan}} = 0,6499 \text{ m}^3$$

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

$$h_{\text{cairan}} = 1,0894 \text{ m}$$

## 2) Menghitung tebal shell reaktor

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

$$\text{Allowable stress (f)} = 18750 \text{ psia}$$

$$\text{Efisiensi Sambungan (E)} = 80\%$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125$$

$$\text{Jari-jari reaktor} = 17,1608076 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 14,7 + (1354,4062 \times 9,8 \times 1,0894)$$

$$= 16,7973 \text{ psia}$$

$$ts = \frac{16,7973 \times 17,1608076}{18750 \times 80\% - 0,6 \times 16,7973} + 0,125$$

$$= 0,144229884 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding shell standar  $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$   
(tabel 5.7 Brownell and Young, hal 90)

$$\text{ID shell} = 34,3216 \text{ in}$$

$$\text{OD shell} = \text{ID} + 2ts$$

$$= 34,6966152 \text{ in}$$

Dipilih ukuran OD standar 36 in pada tabel 5.7 Brownell and Young, hal 90.

### 3) Menentukan tebal head

Dari tabel 5.7 (Brownell and Young, 1959) didapatkan data sebagai berikut :

- $r = 36 \text{ in}$
- $I_{cr} = 2,25 \text{ in}$
- $ts = (3/16) \text{ in}$
- $\text{OD} = 36 \text{ in}$

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

(persamaan 7.77 Brownell and Young, 1959 hal : 138)

$$W = 0,8125 \text{ in}$$

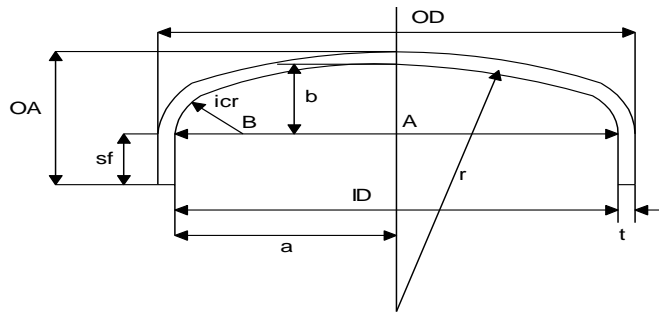
Menghitung tebal head yaitu :

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

$$t_h = 0,132807766 \text{ in}$$

(Dari table 5.6 Brownell and Young hal. 88) untuk  $t_h$  standar 3.16 in

## 4) Menghitung tinggi head



Tabel 5.8 hal. 93, Brownell and Young diperoleh data sebagai berikut :

- Digunakan  $sf = 1,5$  in
- $ID = OD - 2ts$   
 $= 35,625$  in
- $BC = r - icr$  (Brownell and Young, 1959)  
 $= 33,75$  in
- $a = ID/2$   
 $= 17,8125$  in
- $AB = a - icr$   
 $= 15,5625$  in
- $AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$   
 $= 29,94780616$  in
- $b = r - AC$   
 $= 6,052193841$  in
- $h$  head  $= sf + b + th$   
 $= 7,739693841$  in  
 $= 0,196588224$  m

$$h_{Reaktor} = 2 h_{Head} + h_{Shell}$$

- $h$  reaktor  $= 1,700829986$  m

## 6. Menghitung Spesifikasi pengaduk

Tabel 6. Viskositas umpan reaktor

komponen	kg/jam	Xi (fraksi massa)	$\mu$ reaktor(Cp)	$\mu$ camp(Cp)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1432,498	0,356	10,648	3,7937
HNO <sub>3</sub>	954,998	0,237	0,606	0,1439
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1126,0756	0,280	0,431	0,1208
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,000056	0,423	0,000023
H <sub>2</sub> O	507,225	0,126	0,551	0,069
total	4021,0238	1,0000	12,661	4,128

Dari data tersebut, diperoleh viskositas campuran = 4,1280 cp = 0,001947 lb/ft.s

Pengaduk yang dipakai jenis marine propeller with 3 blades (Brown, Unit Operation, hal. 507), sehingga didapat data :

$$\begin{aligned} Dt/Di &= 3 \\ Zl/Di &= 2,7-3,9 = 3,9 \\ Zi/Di &= 0,75-1,3 = 0,75 \\ wb/Di &= 0,1 \\ Dt &= 34,3216 \text{ in} = 0,8718 \text{ m} \end{aligned}$$

Ket :

- Di = diameter pengaduk
- Dt = diameter dalam reaktor
- Zl = tinggi cairan dalam reaktor
- wb = lebar baffle
- Zi = jarak pengaduk dari dasar tangka

Maka diperoleh :

$$\begin{aligned} Di &= 0,290590257 \text{ m} \\ Zl &= 1,133302 \text{ m} \\ wb &= 0,029059026 \text{ m} \\ Zi &= 0,217942692 \text{ m} \end{aligned}$$



- 1) Menghitung jumlah impeller  
WELH (Water Equivant Liquid High)

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

$$\text{sg} = \frac{\rho_{\text{Cairan}}}{\rho_{\text{Air}}}$$

- Sg = 1,349 kgm<sup>3</sup>
- WELH = 1,469 m

$$\Sigma_{\text{Impeller}} = \frac{\text{WELH}}{D}$$

$$\Sigma \text{ Impeller} = 1,6853$$

Dibulatkan maka jumlah pengaduk adalah 2 buah

- 2) Menghitung kecepatan dan Power Pengaduk

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

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

Dimana : DI = Diameter pengaduk

$$\begin{aligned} \text{Sehingga : } N &= 318,675 \text{ rpm} \\ &= 5,311 \text{ rps} \end{aligned}$$

Jenis motor : dipilih tipe fixed speed belt (paling ekonomis, mudah dalam pemasangan dan perbaikan)

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan standar pengaduk} &= 320 \text{ rpm} \\ &= 5,333 \text{ rps} \end{aligned}$$

- 3) Menghitung power pengaduk

$$\text{Re} = \frac{\rho N \text{ Di}^2}{\mu}$$

Dimana :

- $P = 1354,4062$
- $\mu = 4,12800354$
- $D_i = 0,2906 \text{ m}$
- $N = 320 \text{ rpm}$

$$Re = 8865,8614$$

Dengan menggunakan fig. 477 G.G Brown hal. 507, 1978 diperoleh nilai  $N_p = 4$

$$Pa = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

Dimana :

- $N_p = 4$
- $\rho = 1354,4062 \text{ kg/m}^3$
- $D_i = 0,2906 \text{ m}$
- $N_i = 5,3333 \text{ rps}$

$$\text{Maka } Pa = 1702,983 \text{ watt} = 2,2837 \text{ hP}$$

Daya motor, efisiensinya adalah 85% (fig.14,38 peters hal 521)

$$\text{Sehingga } P = 2,2837 / 85\% = 2,6868 \text{ hP}$$

Dipilih power standar  $P = 3 \text{ hP}$

(standar NEMA, Rase & Barrow, 1957, hal.358 )

## 7. Neraca Panas Reaktor

Tabel 7. Data Kapasitas Panas Cairan

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	-31,662	1,3043E+00	-3,6078E-03	3,8243E-06
HNO <sub>3</sub>	214,478	-7,6762E-01	1,4970E-03	-3,0208E-07
NaOH	87,639	-4,8368E-04	-4,5423E-06	1,1863E-09
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	26,004	7,0337E-01	-1,3856E-03	1,0342E-06
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	51,773	9,1277E-01	-2,1098E-03	2,0093E-06
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	83,703	5,1666E-01	-1,4910E-03	1,9725E-06
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	233,515	-9,5276E-03	-3,4665E-05	1,5771E-08

(Carl Yaws, 1999)

## 1) Nerana Panas

Tabel 8. Panas Masuk

Komponen	INPUT			
	Masuk		$\Delta C_p \cdot dT$	$Q = n_i \cdot \Delta C_p \cdot dT$
	kg/jam	ni (kmol/jam)	(kJ/kmol.K)	(kJ/jam)
HNO <sub>3</sub>	954,962	15,158	2787,244	42251,034
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1432,498	14,617	3544,321	51808,503
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1126,075	14,436	3499,983	50528,800
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0	0	4798,652	0
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,0024	3986,701	9,766
H <sub>2</sub> O	507,225	28,179	1883,020	53060,025
TOTAL	4021,023	72,394	-	197660,130

Tabel 9. Panas Keluar

Komponen	OUTPUT			
	Keluar		$\Delta C_p \cdot dT$	$Q = n_i \cdot \Delta C_p \cdot dT$
	kg/jam	ni (kmol/jam)	(kJ/kmol.K)	(kJ/jam)
HNO <sub>3</sub>	49,114	0,779	2787,244	2172,91
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1432,498	14,617	3544,321	51808,503
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	4,504	0,057	3499,983	202,115
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	1768,631	14,379	4798,652	69000,399
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,0024	3986,701	9,766
H <sub>2</sub> O	766,05	42,558	1883,020	80138,197
TOTAL	4021,023	72,394		203331,892

## 2) Panas Reaksi

Tabel 10. Panas Reaksi

Komponen	$\Delta H_f$	n	n. $\Delta H_f$
	kJ/kmol	(kmol/jam)	kJ/jam
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	9866	14,37857518	141859,0227
HNO <sub>3</sub>	10473	14,37857518	150586,8178
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	6611	14,37857518	95056,7605
H <sub>2</sub> O	6002	14,37857518	86300,20822

Data  $\Delta H_f$  dipakai adalah data enthalpy of fusion (Carl Yaws, 1999)

$$n. \Delta H_f = \Delta H_{\text{Produk}} - \Delta H_{\text{Reaktan}}$$

$$n. \Delta H_f = -111093,079 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta HR = n. \Delta H_f + Q_{\text{Output}} - Q_{\text{Input}}$$

$$\Delta HR = -105421,3165 \text{ kJ/jam}$$

Karena  $\Delta HR$  bernilai negatif (-), maka reaksi yang terjadi ialah reaksi eksoterm dan butuh pendingin

Masuk	kJ/jam	Keluar	kJ/jam
$\Delta H_{\text{in}}$	197660,1304	$\Delta H_{\text{out}}$	203331,8929
Pendingin	111093,079	$\Delta HR$	105421,3165
Total	308753,2094	Total	308753,2094

$$Q \text{ pendingin} = 111093,079 \text{ kJ/jam}$$

$$= 105316,2389 \text{ Btu/jam}$$

**8. Menentukan Kebutuhan Pendingin**

Media pendingin yang digunakan adalah *cooling water* dengan suhu masuk ( $T_{\text{in}} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ ) dan suhu keluar ( $T_{\text{out}} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$ )

$$C_p \text{ air pada } 30 \text{ }^\circ\text{C} = 4,1915 \text{ kJ/kgK}$$

$$C_p \text{ air pada } 45 \text{ }^\circ\text{C} = 4,2020 \text{ kJ/kgK}$$

$$\Delta HR = C_p \cdot \Delta T$$

$$\text{Sehingga } \Delta HR = 63,0825 \text{ kJ/kg}$$

Maka, kebutuhan air pendingin :

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$m = 1761,076035 \text{ kg/jam}$$

$$= 3882,468226 \text{ lb/jam}$$

Suhu LMTD

Komponen`	°C	K	°F
Suhu fluida panas masuk reaktor	50	323,15	122
Suhu fluida panas keluar reaktor	50	323,15	122
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	45	318,15	113

	Fluida Panas °F	Fluida Dingin °F	ΔT, °F
1	122	113	9
2	122	86	36

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

$$\Delta T_{LMTD} = 19,476 \text{ °F}$$

1) Menghitung Luas Tranfer Panas

Nilai UD untuk *Light organics* (hot) dan *water* (cold) sebesar 75-150 Btu/ft<sup>3</sup>·°F.jam (Kern table 8 p.840)

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

Diambil :  $U_D = 120 \text{ Btu/ft}^3 \cdot \text{°F.jam}$

$$Q_p = 111088,8718 \text{ kJ/jam} = 105312,2505 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Maka, } A = 45,05598 \text{ ft}^2 = 4,1861 \text{ m}^2$$

2) Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = (\pi \cdot OD \cdot H_s) + \frac{\pi \cdot OD^2}{4}$$

$$\text{Diketahui : } OD = 36 \text{ in} = 2,9988 \text{ ft}$$

$$H_s = 51,4825 \text{ in} = 4,288488135 \text{ ft}$$

$$\text{Maka, } A = 47,44074834 \text{ ft}^2 = 14,45994009 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas < luas selubung maka digunakan jaket

### 9. Perancangan Jaket Pendingin

komponen	kg/jam	kmol/jam	Xi (fraksi massa)	$\rho$ reaktor (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ reaktor (Cp)	$\rho$ camp	$\mu$ camp(Cp)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1432,498	14,617	0,356	1802,059	10,649	641,987	3,794
HNO <sub>3</sub>	954,999	15,159	0,238	1466,582	0,606	348,315	0,144
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1126,076	14,437	0,280	847,602	0,431	237,368	0,121
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,002	0,000056	913,071	0,423	0,051	0,000023
H <sub>2</sub> O	507,226	28,179	0,126	1004,287	0,552	126,684	0,070
TOTAL	4021,024	72,395	1,000	6033,600	12,661	1354,406	4,128

#### 1) Menghitung Konduktivitas termal

- Konduktivitas termal organik

$$\log_{10} K = A + B \left[ 1 - \frac{T^2}{C} \right]$$

$$T = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323,150 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	$\log_{10} k$	k (W/m.K)	k (Btu/ft.hr.°F)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	- 1,6846	1,052 0	615562,16 00	-1,563	0,027	0,016
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	- 1,6735	0,977 3	591,7900	-0,851	0,141	0,081

(Carl Yaws, 1999)

- Konduktivitas termal anorganik

$$\log_{10} K = A + BT + CT^2$$

$$T = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323,150 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	k (W/m. K)	k (Btu/ft. hr.°F)
HNO <sub>3</sub>	-0,2535	0,0029368	-0,0000036854	0,311	0,180
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,1553	0,0010699	-0,00000129	0,367	0,212
H <sub>2</sub> O	-0,2758	0,0046	-0,000005539	0,636	0,368

(Carl Yaws, 1999)

Komponen	kg/jam	Frakasi Massa	k (Btu/ft.hr.°F)	k.x
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1432,444	0,356	0,212	0,075
HNO <sub>3</sub>	954,963	0,238	0,180	0,043
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1126,033	0,280	0,016	0,004
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,0000560	0,081	0,0000046
H <sub>2</sub> O	507,207	0,126	0,368	0,046
Total	4020,871	1,000	0,856	0,169

## 2) Menghitung Dimensi Pendingin Reaktor (Jaket)

Data yang diketahui :

- Rotasi pengaduk (N) = 318,675 rpm = 19120,495 rph
- Densitas ( $\rho$ ) = 1354,406 kg/m<sup>3</sup> = 84,177 lb/ft<sup>3</sup>
- Viskositas ( $\mu$ L) = 4,128 cP = 9,985 lb/ft jam
- Konduktivitas Termal (k) = 0,169 Btu/ft.hr.°F
- Panas Spesifik (C) = 1,000 Btu/ft.°F
- Diameter Reaktor (Dt) = 0,872 m = 2,860 ft
- Diameter Impeler (L) = 0,291 m = 0,953 ft

## 3) Menghitung hi dan hio

Diketahui sifat-sifat air pendingin :

- Suhu : 50°C
- Massa jenis : 84,177 lb/ft<sup>3</sup>
- Viskositas : 9,985 lb/ft.jam

Konduktivitas : 0,169 Btu/ft.hr.°F

Komponen	Massa	Fraksi (x)	BM	Cp (J/kg.K)	Cp (Btu/lb.F)	Btu/lb.F (Cp.x)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1432,444	0,356	98	1464,335	0,350	0,125
HNO <sub>3</sub>	954,963	0,238	63	1786,563	0,427	0,101
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1126,033	0,280	78	1822,136	0,435	0,122
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,000	92	1755,708	0,419	0,000
H <sub>2</sub> O	507,207	0,126	18	4174,913	0,997	0,126
	4020,871	1,000				0,474

Kapasitas panas (Cp) = 0,474 Btu/lb.F

- Menghitung hi

$$\frac{h_i D_t}{k} = 0.76 \left( \frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.24}$$

$$h_i D_t / k = 6413,438$$

$$h_i = 378,785 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

- Menghitung hio

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

$$ID = 35,625 \text{ in} = 2,969 \text{ ft}$$

$$OD = 36 \text{ in} = 3$$

$$h_{io} = 374,839 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

- Menghitung ho

Diketahui sifat-sifat air pendingin :

Suhu : 30°C

Massa jenis : 62,090 lbm/ft<sup>3</sup>

Viskositas : 1,870 lb/ft.jam

Konduktivitas : 0,609



Komponen	Massa	Fraksi (x)	B M	Cp (J/kg.K)	Cp (Btu/lb.F)	Btu/lb.F (Cp.x)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1432,444	0,356	98	1464,335	0,350	0,125
HNO <sub>3</sub>	954,963	0,238	63	1786,563	0,427	0,101
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	1126,033	0,280	78	1822,136	0,435	0,122
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,225	0,000	92	1755,708	0,419	0,000
H <sub>2</sub> O	507,207	0,126	18	4174,913	0,997	0,126
	4020,871	1,000				0,474

Kapasitas panas (Cp) = 0,474 Btu/lb.F

$$\frac{h_o D_t}{k} = 0.76 \left( \frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.24}$$

$$h_i D_t / k = 4353,792$$

$$h_i = 927,040 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

- Menghitung U<sub>c</sub>

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_i}{h_o + h_i}$$

$$h_o = 927,040 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$h_i = 378,785 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$U_c = 268,909 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Diambil nilai R<sub>d</sub> adalah 0,004 ft/hr.F/Btu (Tabel 12 Kern.hal 840)

$$hD = 1/R_d$$

$$= 250$$

$$UD = 129,555 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

- 4) Menghitung Tinggi Jaket

$$\text{Luas Perpindahan panas} = 3,14 \times ID \times H_j + 0,25 \times 3,14 \times ID^2$$

$$H_j = 5,3226 \text{ ft} = 1,6223 \text{ m}$$

- 5) Menghitung Lebar Jaket (L<sub>j</sub>)

$$\text{Diketahui : Kebutuhan air} = 1761,009 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ air pendingin} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$L_j = \frac{(D_j - D_t)}{2}$$

$$L_j = 5,3226 \text{ ft} = 2,860 \text{ m}$$

6) Menghitung Tebal Jacket (Tj)

$$T_j = \left( \frac{P \times R_i}{F \cdot E - 0,2 P} \right) + C$$

Untuk bahan jacket dipilih bahan Stainless Steel SA 285 Grade B didapatkan data :

$$P = 14,7 \text{ Psia}$$

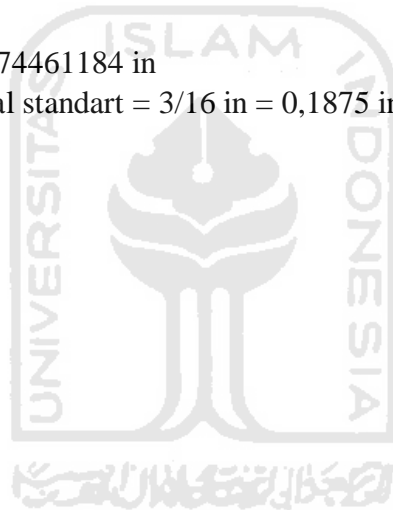
$$E = 0,8$$

$$F = 12500 \text{ Psia}$$

$$C = 0,125$$

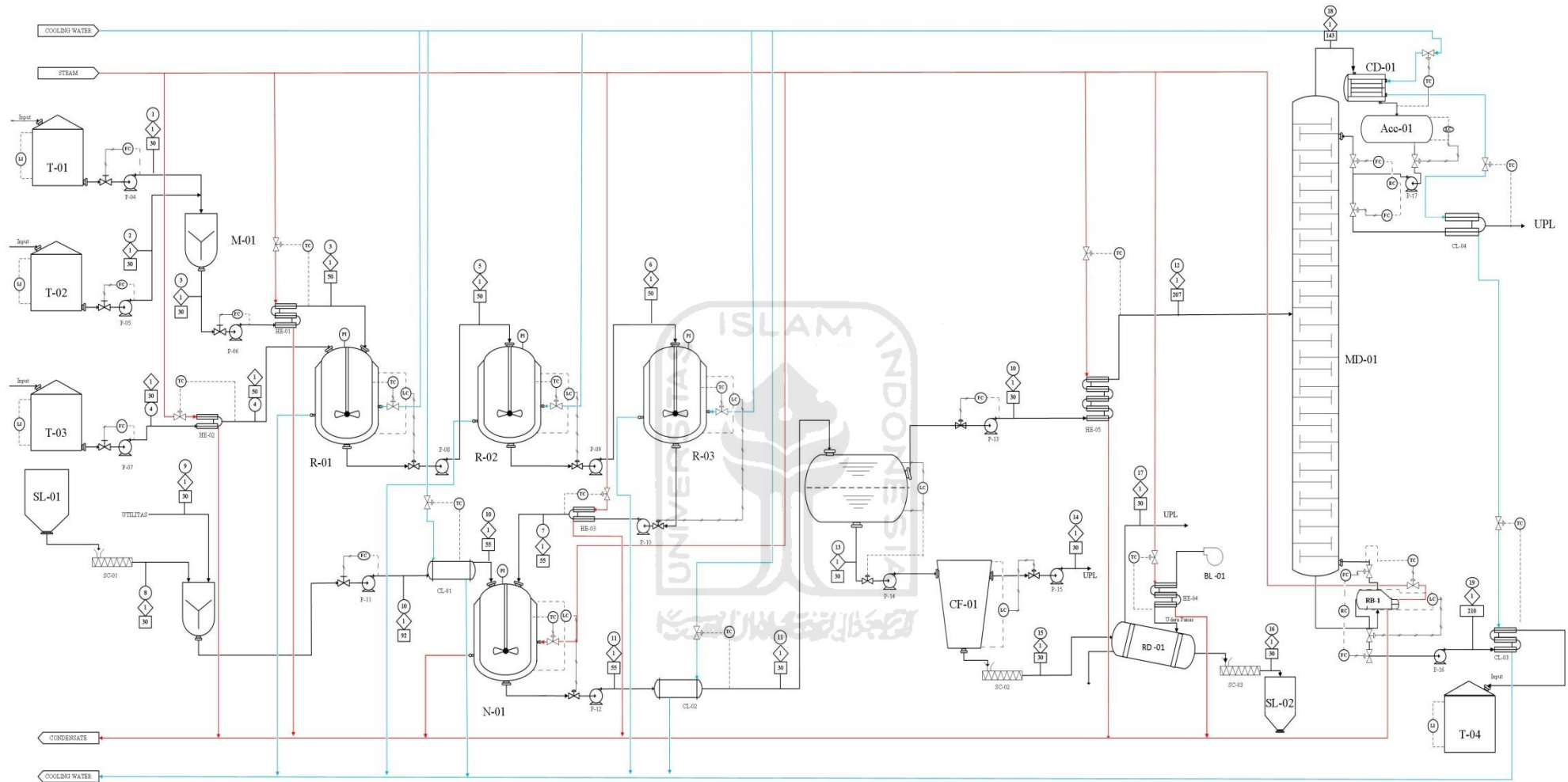
Maka,  $T_j = 0,174461184 \text{ in}$

Digunakan tebal standart =  $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$



# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM


## PRARANCANGAN PABRIK NITROBENZEN DARI NITRASI BENZEN DAN ASAM CAMPURAN BERKAPASITAS 14.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)																		
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>				1126,03	179,08	28,4	4,5					4,5						3,82	0,675
HNO <sub>3</sub>	954,961		954,96		190,12	68,41	49,11												
NaOH								1200,52			1200,52								
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		1432,441	1432,44		1432,44	1432,44	1432,44												
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>					1493,26	1730,87	1768,56				1768,56	1768,56						0,884	1767,67
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>				0,225	0,225	0,225	0,225				0,225	0,225						0,18	0,045
H <sub>2</sub> O	477,409	29,23	506,64	0,563	725,73	760,5	766,02	24,5	490,01	514,51	1820,76	1820,76	1764,45	56,31	4,33	51,98056			
NaNO <sub>3</sub>											66,26	66,26	60,43	5,83	5,83				
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>											2075,57	2075,57	583,24	1492,34	1492,34				
Total	1432,369	1461,67	2894,04	1126,82	4020,86	4020,86	4020,86	1225,02	490,01	1715,03	5735,89	1773,29	3962,604	2408,12	1554,48	1502,50	51,98056	4,9	1768,4

keterangan			
Acc	Accumulator	MD	Menara Distilasi
CD	Condensor	N	Netralizer
CF	Centrifuge	P	Pompa
CL	Cooler	Pi	Pressure Indicator
FC	Flow Controller	R	Reaktor
HE	Heater	RB	Reboiler
Li	Level Indicator	SC	Screw Conveyor
M	Mixer	T	Tangki
RD	Rotary Dryer	BL	Blower

Keterangan Simbol	
	: Tekanan, atm
	: Suhu, °C
	: Nomer Arus
	: Sinyal Pneumatik
	: Sensor Listrik



**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**  
**YOYOKARJAYA**  
**2020**

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM  
 PRARANCANGAN PABRIK NITROBENZEN DARI NITRASI BENZEN  
 DAN ASAM CAMPURAN BERKAPASITAS 14.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :

1. Augusta Alda Pratomo	(16521170)
2. Dhimas Tri Setiawan	(16521216)

DOSEN PEMBIMBING :

Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.	Venitality Aetha Sari Augustia, S.T., M.Eng
----------------------------------	---

