

**PRA RANCANGAN  
PABRIK ASETANILIDA DARI ASAM ASETAT DAN  
ANILIN DENGAN KAPASITAS 10.000 TON / TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK**

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



Oleh :

**Nama : Ilhamy Nurrahmah      Nama : Diora Ananda  
No. Mhs : 16521209      No. Mhs : 16521222**

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2020**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL**  
**PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI ASAM ASETAT**  
**DAN ANILIN**  
**KAPASITAS 10.000 TON/ TAHUN**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : **Ilhamy Nurrahmah**                      Nama : **Diora Ananda**  
No. Mhs : **16521209**                              No. Mhs : **16521222**

**Yogyakarta, Juni 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.

  
Ilhamy Nurrahmah

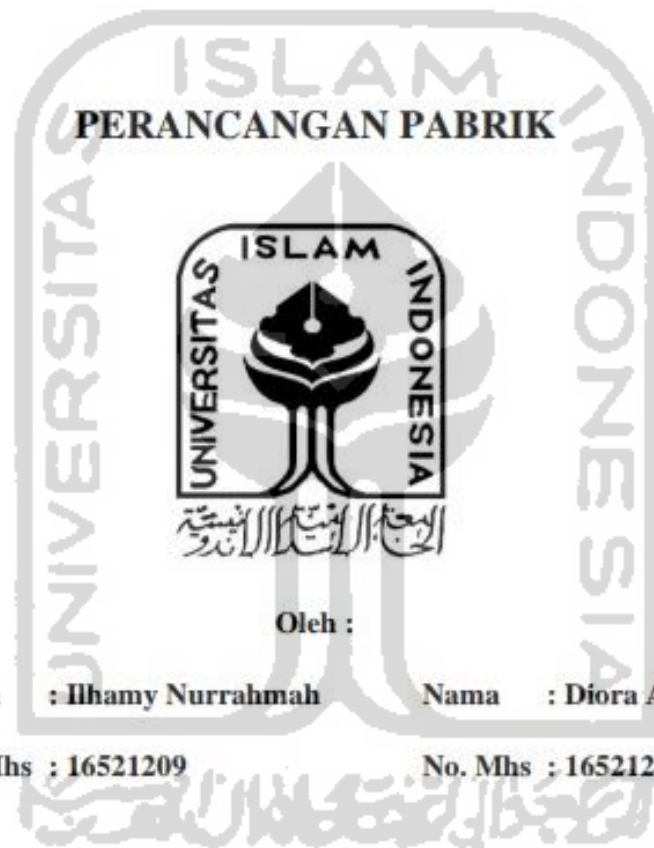
  
Diora Ananda

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA**

**DARI ASAM ASETAT DAN ANILIN**

**DENGAN KAPASITAS 10.000 TON / TAHUN**



Oleh :

Nama : Ilhamy Nurrahmah

Nama : Diora Ananda

No. Mhs : 16521209

No. Mhs : 16521222

Yogyakarta, Mei 2020

Pembimbing I,

Pembimbing II,

Dr. Suharno Rusdi

Nur Indah Fajar Mukti, S.T.,M.Eng

## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

### PRA RANCANGAN *PABRIK ASETANILIDA* DARI ASAM ASETAT DAN ANILIN DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK

Oleh:  
Nama : Ilhamy Nurrahmah Nama : Diora Ananda  
No. Mhs : 16521209 No. Mhs : 16521222

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

Yogyakarta, Juli 2020

Tim Penguji,

Dr. Suharno Rusdi

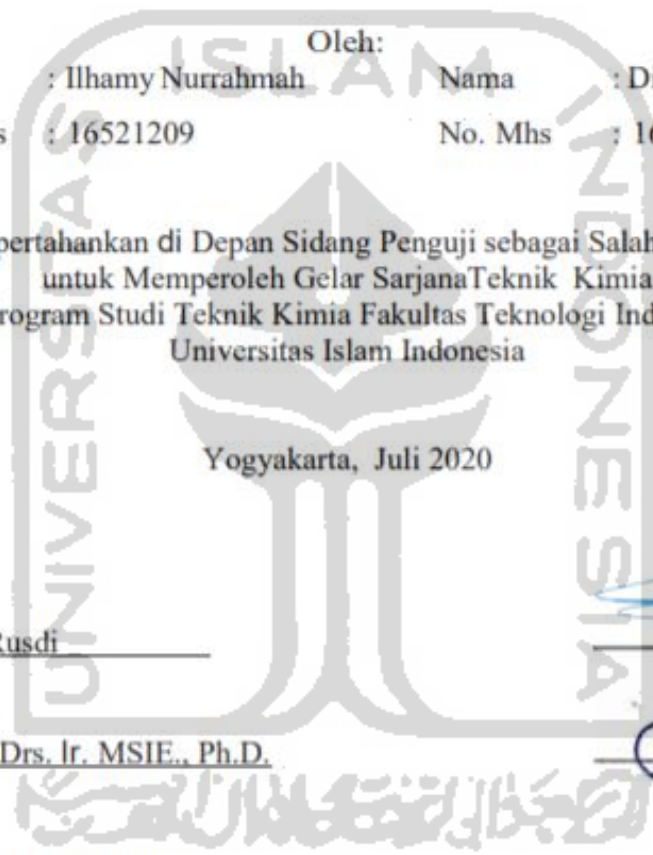
Ketua



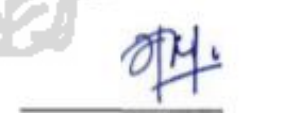
Faisal R. M., Drs. Ir. MSIE., Ph.D.

Anggota I

Ariany Zulkania, S.T. M.Eng.

Anggota II



Mengetahui,  
Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



  
**Dr. Suharno Rusdi**



## 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 ASETANILIDA DARI ASAM ASETAT DAN ANILIN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayah-Nya.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Dosen Pembimbing 1 Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Ibu Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing 2 Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan serta

revisian dalam penyusunan dan penulisan yang sangat penting bagi kami untuk proses pembelajaran kami hingga menjadi lebih baik.

6. Keluarga yang selalu memberikan dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.
7. Seluruh teman-teman Teknik Kimia UII angkatan 2016 yang saling membantu dalam membagikan ilmu.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

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

*Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.*

Yogyakarta, 05 Mei 2020

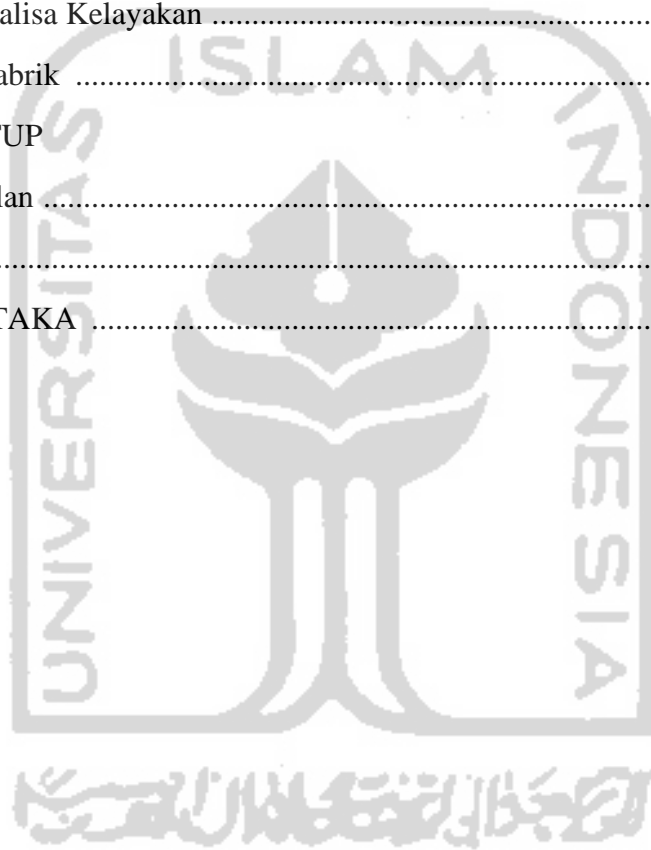
Penyusun

## DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK .....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PRA RANCANGAN PABRIK	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	iv
KATA PENGANTAR .....	v
DAFTAR ISI .....	vii
DAFTAR TABEL .....	x
DAFTAR GAMBAR .....	xiv
ABSTRACT .....	xv
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Produksi .....	3
1.2.1 <i>Supply</i> .....	3
1.2.2 <i>Demand</i> .....	4
1.3 Tinjauan Pustaka .....	7
<b>BAB II PERANCANGAN PRODUK</b>	
2.1 Spesifikasi Produk .....	16
2.1.1 Asetanilida .....	16
2.2 Spesifikasi Bahan Baku .....	17
2.2.1 Anilin .....	17
2.2.2 Asam Asetat .....	17
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu .....	18
2.3.1 Air .....	18
2.4 Pengendalian Kualitas .....	20
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan .....	20
2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk .....	20

2.4.3 Pengendalian Waktu Produksi .....	23
2.4.4 Pengendalian Bahan Proses .....	23
<b>BAB III PERANCANGAN PROSES</b>	
3.1 Uraian Proses .....	24
3.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku .....	24
3.1.2 Proses Reaksi .....	24
3.1.3 Proses Kristalisasi .....	25
3.1.1 Proses Pemurnian Produk .....	25
3.2 Spesifikasi Alat.....	26
<b>BAB IV PERANCANGAN PABRIK</b>	
4.1 Lokasi Pabrik .....	42
4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	43
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik .....	44
4.2 Tata Letak Pabrik .....	46
4.3 Aliran Proses dan Material .....	51
4.3.1 Neraca Massa Total.....	51
4.3.2 Neraca Massa Alat .....	52
4.3.3 Neraca Energi .....	54
4.4 Pelayanan Teknik ( <i>Utilitas</i> ) .....	59
4.4.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( <i>Water Treatment System</i> ).....	59
4.4.2 Spesifikasi Alat <i>Utilitas</i> .....	80
4.5 Organisasi Perusahaan .....	90
4.5.1 Bentuk Perusahaan .....	90
4.5.2 Struktur Organisasi .....	91
4.5.3 Status Karyawan .....	100
4.5.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	100
4.5.5 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan ....	102

4.5.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan .....	106
4.6 Evaluasi Ekonomi .....	108
4.6.1 Harga Alat .....	109
4.6.2 Dasar Perhitungan .....	114
4.6.3 Perhitungan Biaya .....	114
4.6.4 Analisa Keuntungan .....	118
4.6.5 Analisa Kelayakan .....	119
4.7 Resiko Pabrik .....	126
BAB V PENUTUP	
5.1 Kesimpulan .....	128
5.2 Saran .....	130
DAFTAR PUSTAKA .....	131
LAMPIRAN	
LAMPIRAN A	
LAMPIRAN B	





## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data impor asetanilida .....	2
Tabel 1.2 Data impor asetanilida .....	3
Tabel 1.3 Data konsumsi asetanilida .....	5
Tabel 1.4 Kapasitas pabrik asetanilida yang ada .....	6
Tabel 1.5 Nilai pasar dan massa molar bahan baku pabrik asetanilida .....	10
Tabel 1.6 Seleksi proses .....	13
Tabel 3.1 Tangki penyimpanan.....	26
Tabel 3.2 Bin (B-01).....	27
Tabel 3.3 Reaktor .....	28
Tabel 3.4 Crystalizer (CR-01).....	29
Tabel 3.5 Centrifuge (CF-01).....	30
Tabel 3.6 Screw Conveyer .....	31
Tabel 3.7 Rotary Dryer (RD-01).....	32
Tabel 3.8 Cyclone (CY-01).....	33
Tabel 3.9 Blow Box (B-01).....	33
Tabel 3.10 Ball Mill (BM-01).....	34
Tabel 3.11 Bucket Elevator (BE-01).....	35
Tabel 3.12 Screener (S-01) .....	35
Tabel 3.13 Chiller (CH-01).....	36
Tabel 3.14 Heater I (HE-01) dan Heater II (HE-02).....	37
Tabel 3.15 Heater III (HE-03).....	38
Tabel 3.16 Pompa.....	39
Tabel 3.17 Pompa.....	40
Tabel 3.18 Expansion Valve (EXV-01).....	41
Tabel 3.19 Blower I (BL-01) dan Blower II (BL-02) .....	41
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik .....	47

Tabel 4.2 Neraca massa total .....	51
Tabel 4.3 Neraca massa reaktor 1 (R-01).....	52
Tabel 4.4 Neraca massa reaktor 2 (R-02).....	52
Tabel 4.5 Neraca massa kristalizer (CR-01) .....	52
Tabel 4.6 Neraca massa centrifuge (CF-01) .....	53
Tabel 4.7 Neraca massa <i>rotary dryer</i> (RD-01) .....	53
Tabel 4.8 Neraca massa <i>ball mill</i> (BM-01).....	53
Tabel 4.9 Neraca massa <i>screener</i> (S-01).....	54
Tabel 4.10 Neraca massa <i>cyclone</i> (CY-01).....	54
Tabel 4.11 Neraca energi <i>heater</i> 1 (HE-01).....	54
Tabel 4.12 Neraca energi <i>heater</i> 2 (HE-02).....	55
Tabel 4.13 Neraca energi <i>reactor 1</i> (R-01).....	55
Tabel 4.14 Neraca energi <i>reactor 2</i> (R-02).....	55
Tabel 4.15 Neraca energi <i>crystalizer</i> (CR-01).....	56
Tabel 4.16 Neraca energi <i>centrifuge</i> (CF-01) .....	56
Tabel 4.17 Neraca energi <i>rotary dryer</i> (RD-01) .....	56
Tabel 4.18 Neraca energi <i>blow box</i> (BB-01) .....	56
Tabel 4.19 Kebutuhan air pembangkit <i>steam</i> /pemanas .....	70
Tabel 4.20 Kebutuhan air proses pendingin.....	71
Tabel 4.21 Total kebutuhan air .....	73
Tabel 4.22 Kebutuhan listrik proses.....	75
Tabel 4.23 Kebutuhan listrik utilitas.....	76
Tabel 4.24 Rincian kebutuhan listrik .....	77
Tabel 4.25 Spesifikasi pompa utilitas .....	80
Tabel 4.26 Spesifikasi pompa utilitas .....	81
Tabel 4.27 Spesifikasi pompa utilitas .....	82
Tabel 4.28 Spesifikasi pompa utilitas .....	83
Tabel 4.29 Spesifikasi bak .....	84

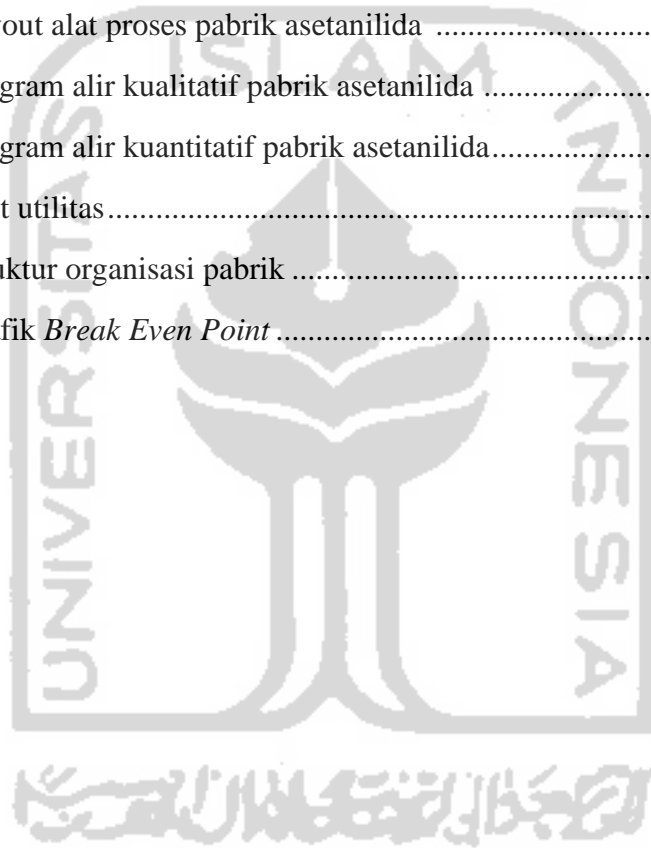
Tabel 4.30 Spesifikasi tangki .....	85
Tabel 4.31 Spesifikasi tangki .....	86
Tabel 4.32 Spesifikasi <i>scrainer</i> (SC-01) .....	87
Tabel 4.33 Spesifikasi <i>sand filter</i> (FU-02).....	87
Tabel 4.34 Spesifikasi <i>cooling tower</i> (CT-01) .....	88
Tabel 4.35 Spesifikasi <i>mixed-bed</i> (TU-07) .....	88
Tabel 4.36 Spesifikasi <i>deaerator</i> (De-01).....	89
Tabel 4.37 Spesifikasi <i>blower cooling tower</i> (BL-01).....	89
Tabel 4.38 Jadwal <i>shift</i> karyawan .....	101
Tabel 4.39 Jumlah karyawan pabrik .....	102
Tabel 4.40 Penggolongan jabatan .....	104
Tabel 4.41 Rincian gaji sesuai jabatan.....	105
Tabel 4.42 Indeks harga alat .....	110
Tabel 4.43 Harga alat proses.....	112
Tabel 4.44 Harga alat utilitas .....	113
Tabel 4.45 <i>Physical Plant Cost</i> .....	115
Tabel 4.46 <i>Direct Plant Cost</i> .....	115
Tabel 4.47 <i>Fixed Capital Investment</i> .....	115
Tabel 4.48 <i>Working Capital Investement</i> .....	116
Tabel 4.49 <i>Direct Manufacturing Cost</i> .....	116
Tabel 4.50 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> .....	117
Tabel 4.51 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> .....	117
Tabel 4.52 <i>Total Manufacturing Cost</i> .....	117
Tabel 4.53 <i>General Expenses</i> .....	118
Tabel 4.54 <i>Total Production Cost</i> .....	118
Tabel 4.55 <i>Annual Fixed Manufacturing Cost</i> .....	120
Tabel 4.56 <i>Annual Regulated Expenses</i> .....	121
Tabel 4.57 <i>Annual Variable Value</i> .....	121

Tabel 4.58 <i>Annual Sales Value</i> .....	121
Tabel 4.59 Resiko pabrik asetanilida .....	126
Tabel 5.1 Hasil analisa ekonomi .....	129



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik proyeksi impor asetnilida .....	4
Gambar 1.2 Grafik proyeksi konsumsi asetnilida .....	4
Gambar 4.1 Lokasi Kabupaten Lamongan, Jawa Timur .....	42
Gambar 4.2 Layout pabrik asetnilida .....	48
Gambar 4.3 Layout alat proses pabrik asetnilida .....	51
Gambar 4.4 Diagram alir kualitatif pabrik asetnilida .....	57
Gambar 4.5 Diagram alir kuantitatif pabrik asetnilida.....	58
Gambar 4.6 Unit utilitas .....	60
Gambar 4.7 Struktur organisasi pabrik .....	94
Gambar 4.8 Grafik <i>Break Even Point</i> .....	122





## ABSTRAK

Asetanilida adalah senyawa turunan asetil amina aromatis yang tergolong dalam amida primer. Asetanilida digunakan sebagai bahan baku dalam industri farmasi, bahan pembantu dalam industri cat dan karet, pewarna buatan, dll. Sejauh ini, pabrik Asetanilida belum pernah berdiri di Indonesia sehingga masih mengandalkan impor. Kebutuhannya yang mengalami peningkatan dari tahun ke tahun menjadikan perancangan pabrik asetanilida perlu dilakukan sehingga terjadi penambahan produksi. Pabrik asetanilida ini direncanakan akan dibangun di Kabupaten Lamongan, Jawa Timur dengan kapasitas produksi 10.000.000 kg/tahun yang beroperasi selama 330 hari dengan total 160 karyawan serta dibangun di atas lahan seluas 36.026 m<sup>2</sup>.

Proses pembuatan asetanilida menggunakan bahan baku asam asetat dan anilin. Reaksi bersifat eksotermis dan dijalankan dalam *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR), fase cair-cair, serta kondisi operasi dijaga isothermal (150°C) dan tekanan 2,5 atm. Produk keluar reaktor selanjutnya dikristalkan menggunakan kristalizer dan kemudian dikeringkan dengan *rotary dryer*. Produk kristal diangkut menuju bin, di *packing* dan dipasarkan. Untuk mencapai kapasitas produksi 10.000.000 kg/tahun dibutuhkan bahan baku asam asetat sebesar 562,251 kg/jam dan anilin sebesar 872,079 kg/jam. Utilitas yang dibutuhkan yaitu 2.015,347 kg/jam air domestik, 300 kg/jam air servis, 6.182,2336 kg/jam air pendingin, 5.348,1688 kg/jam air steam, 517,047 kW listrik, 16,2876 MMBTU/jam gas alam, dan 57,4387 kg/jam bahan bakar.

Hasil analisis menunjukkan bahwa pabrik asetanilida ini memiliki tingkat resiko rendah (*low risk*) dengan pajak sebesar 11%, *Return On Investment* (ROI) minimal sebesar 11%, *Pay Out Time* (POT) maksimal sebesar 5 tahun, dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 40-60%. Hasil evaluasi ekonomi pabrik Asetanilida ini menunjukkan modal tetap sebesar Rp. 477.321.344.574, modal kerja sebesar Rp.132.592.599.803, dan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 120.117.995.348, ROI sebelum pajak sebesar 25,17%, POT sebelum pajak sebesar 2,8 tahun, BEP sebesar 49,69%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 21,70%, dan *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 29,28%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik asetanilida secara ekonomi layak untuk didirikan.

Kata-kata kunci : asetanilida, asam asetat, anilin, prarancangan pabrik

## ABSTRACT

*Acetanilide an acetyl derivative of aromatic amines that are classified as primary amide. Acetanilide is used as a raw material in the pharmaceutical industry, an auxiliary material in the paint, rubber, and artificial coloring industry. So far, the acetanilide plant has never been established in Indonesia, so it still relies on imports. Acetanilide needs for which has increased from year to year makes the acetanilide plant design needs to be done so that additional production occurs. Acetanilide plant is planned to be built in Lamongan City, East Java with production capacity of 10.000.000 kg/year, will operate for 330 days with 160 employees, and will be built on 36.026 m<sup>2</sup> of land area.*

*The process of making acetanilide uses acetic acid and aniline. The reaction is exothermic and the reaction is run in Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR), liquid-liquid phase, and the operating conditions are maintained isothermal (150°C) and a pressure of 2,5 atm. The reactor output product is then crystallized using a crystallizer and then dried with a rotary dryer. Crystal products are transported to the bin, packaged, and marketed. To reach a production capacity of 10.000.000 kg/years, it takes 562,251 kg/h of acetic acid and 872,079 kg/h of aniline. Utilities needed are 2.015,347 kg/h for domestic water, 300 kg/h for service water, 6.182,2336 kg/h for cooling water, 5.348,1688 kg/h for steam water 517,047 kW for electricity, 16,2876 MMBTU/h for natural gas, and 57,4387 kg/h for fuel.*

*The analysis shows that the Acetanilide plant has a low risk level with a tax of 11%, a minimum Return On Investment (ROI) of 11%, a maximum Pay Out Time (POT) of 5 years, and a Break Even Point (BEP) of 40-60%. The economic evaluation result of Acetanilide plant show fixed capital of Rp. 473.486.686.926, working capital of Rp. 141.743.693.175, before tax profits of Rp.132.641.420.802, before tax ROI of 25,17%, before tax POT of 2,8 year, BEP of 49,69%, Shut Down Point (SDP) of 21,70%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 29,28%. Based on economic evaluation results, it is concluded that Acetanilide plant is economically feasible for established.*

*Key words : acetanilide, acetic acid, aniline, plant design*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Di Indonesia, pembangunan di bidang industri semakin pesat perkembangannya. Hal ini dibuktikan dengan adanya beberapa pabrik kimia yang didirikan di Indonesia. Pengembangan industri kimia ini ditujukan untuk memenuhi kebutuhan akan bahan kimia dan juga membantu memecahkan masalah ketenagakerjaan di dalam negeri.

Asetanilida atau N-phenilacetamida ( $C_6H_5NHCOCH_3$ ) adalah senyawa turunan asetil amina aromatis yang tergolong dalam amida primer. Asetanilida digunakan sebagai bahan baku dalam industri farmasi, bahan pembantu dalam industri cat dan karet, pewarna buatan, dll. Obat-obatan, cat, dan karet sudah menjadi kebutuhan sehari-hari masyarakat Indonesia. Kebutuhan cat dan karet meningkat setiap tahunnya seiring dengan meningkatnya jumlah penduduk. Kebutuhan asetanilida dalam industri farmasi, yaitu sebagai bahan baku pembuatan *antipyretic* (obat penurun panas) dan pembuatan *analgesic* (pengurang rasa sakit), juga meningkat dan terus dibutuhkan oleh bidang kesehatan.

Kebutuhan Asetanilida meningkat seiring dengan meningkatnya permintaan masyarakat. Akan tetapi, kebutuhan ini belum dapat sepenuhnya dipenuhi karena belum adanya produsen asetanilida di dalam negeri sehingga masih mengandalkan impor dari negara lain. Hal ini dapat dilihat pada kecenderungan impor dari tahun ke tahun yang semakin meningkat.

Oleh karena itu, pendirian pabrik asetnilida di Indonesia sangat mungkin dilakukan.

**Tabel 1.1** Data impor asetnilida.

Tahun	Impor (ton)
2011	2986,063
2012	4056,338
2013	4016,938
2014	4251,091
2015	5017,024
2016	4669,500
2017	5539,177
2018	6348,358

Sumber: Badan Pusat Statistik Nasional Tahun 2011-2018

Dari pertimbangan di atas, maka pendirian pabrik Asetnilida diperlukan di Indonesia dengan alasan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik asetnilida dapat membantu memenuhi kebutuhan dalam negeri.
2. Dapat mengurangi impor asetnilida.
3. Dapat mengekspor asetnilida ke negara lain.
4. Menambah devisa negara.
5. Membuka lapangan pekerjaan baru.
6. Mendorong didirikannya pabrik-pabrik baru yang mengolah lebih lanjut Asetnilida menjadi produk yang siap dipasarkan.

## 1.2. Penentuan Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi memiliki peran penting dalam pendirian suatu pabrik karena mempengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis saat perancangannya. Beberapa dasar pertimbangan dalam penentuan kapasitas yaitu melalui analisa *supply* dan *demand* yang meliputi data produksi, data konsumsi, data impor, dan data ekspor.

### 1.2.1. Supply

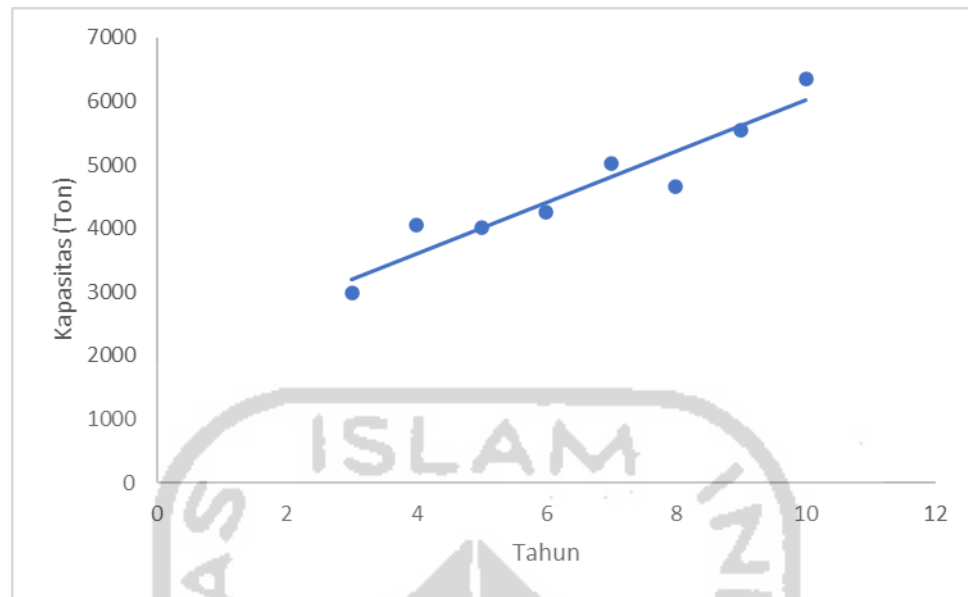
*Supply* (penawaran) yaitu meliputi data produksi dalam negeri dan impor. Berdasarkan data BPS tidak terdapat data produksi asetanilida, sehingga dapat diabaikan. Adapun data impor asetanilida dapat dilihat pada Tabel 1.2

**Tabel 1.2** Data impor asetanilida

Tahun	Impor (ton)
2011	2.986,063
2012	4.056,338
2013	4.016,938
2014	4.251,091
2015	5.017,024
2016	4.669,500
2017	5.539,177
2018	6.348,358

Sumber: Badan Pusat Statistik Nasional Tahun 2011-2018





**Gambar 1.1** Grafik proyeksi impor asetanalida

$$Y = 400,88x + 2004,8$$

Kebutuhan impor asetanalida dilihat dengan perhitungan regresi linear yang mana mengasumsikan bahwa impor setiap tahunnya meningkat secara stabil. Hal ini dilihat dari meningkatnya jumlah penduduk di Indonesia setiap tahunnya, sehingga kebutuhan asetanalida juga meningkat. Diprediksikan impor asetanalida pada tahun 2024 sebesar 8.418,88 Ton.

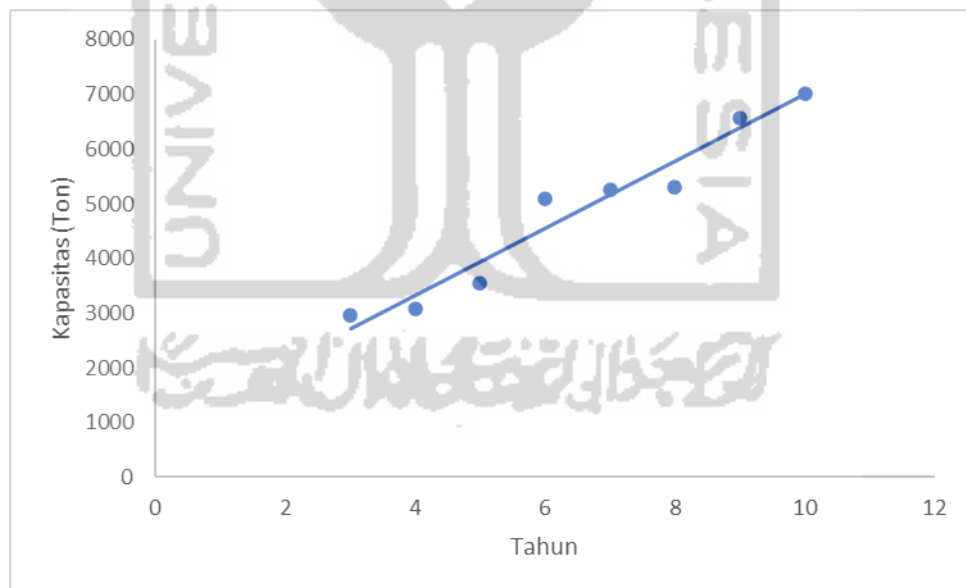
### 1.2.2. Demand

Demand (permintaan) diperoleh dari data konsumsi dalam negeri dan ekspor. Berdasarkan data Biro Pusat Statistik (BPS) tidak terdapat data ekspor asetanalida sehingga dapat diabaikan. Adapun data konsumsi dapat dilihat pada Tabel 1.3.

**Tabel 1.3** Data konsumsi asetanilida

Tahun	Konsumsi (Ton)
2011	2.965,524
2012	3.075,324
2013	3.554,278
2014	5.096,241
2015	5.263,215
2016	5.312,365
2017	6.558,256
2018	7.025,356

Sumber: Badan Pusat Statistik Nasional Tahun 2011-2018

**Gambar 1.2** Grafik proyeksi konsumsi asetanilida

$$Y = 610,41x + 888,63$$

Kebutuhan konsumsi asetanilida dilihat dengan perhitungan regresi linear yang mana mengasumsikan bahwa kebutuhan setiap tahunnya

meningkat secara stabil jika dilihat dari permintaan pasar. Diprediksikan konsumsi asetanilida pada tahun 2024 sebesar 10.655,19 Ton.

Dari analisa *supply* dan *demand*, maka dapat ditentukan peluang dengan rumus,

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$\text{Peluang} = (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor})$$

$$\text{Peluang} = (10.655,19 + 0) - (0 + 8.418,88)$$

$$\text{Peluang} = 2.236,31 \text{ Ton}$$

**Tabel 1.4** Kapasitas pabrik asetanilida yang ada

No.	Nama Perusahaan	Kapasitas(Ton/Tahun)
1	Toms River-Cincinnati Chemical Corp., Korea	2.300
2	Sherwin-Williams Co., Amerika Serikat	32.500

Adapun penentuan kapasitas pabrik asetanilida yang akan dirancang harus berada dalam kisaran kapasitas pabrik yang telah ada, hal tersebut dapat dilihat pada Tabel 1.4. Maka dari itu, jumlah kapasitas untuk pabrik asetanilida ini dapat ditentukan sebesar 10.000 ton/tahun. Kapasitas ini dipilih karena tidak melebihi kapasitas pabrik yang telah berdiri dengan alasan untuk tidak mematikan badan usaha asetanilida lain serta menyesuaikan kebutuhan bahan baku yang tersedia.

### 1.3. Tinjauan Pustaka

Asetanilida atau N-phenilacetamida dengan rumus molekul  $C_6H_5NHCOCH_3$  memiliki warna putih dan bentuk kristal, tidak berbau, tidak larut dalam minyak paraffin, dan larut dalam air dengan bantuan klorat hidrat. Senyawa ini adalah turunan dari asetil amina aromatis dan digolongkan dalam amida primer karena satu atom hydrogen pada anilin disubstitusi oleh satu gugus asetil. Asetanilida memiliki berat molekul 135,16 gram/gram mol.

Pada tahun 1872, pertama kalinya asetanilida ditemukan oleh Fiedel-Craft. Fiedel-Craft mereaksikan  $NH_2OH$  dengan asetophenon menjadi asetophenon oxime, yang kemudian diubah menjadi asetanilida menggunakan bantuan katalis. Kemudian, asetanilida juga ditemukan dengan mereaksikan benzilseanida dan  $H_2O$  dengan bantuan HCl sebagai katalis pada tahun 1899 oleh Beckmand. Pembuatan asetanilida dari asam asetat dan anilin kemudian ditemukan oleh Weaker pada tahun 1905.

Proses pembuatan asetanilida dapat dilakukan dengan 3 cara, yaitu:

- Pembuatan asetanilida dari anilin dan asam asetat anhidrid
- Pembuatan asetanilida dari anilin dan asam asetat
- Pembuatan asetanilida dari anilin dan keten

Macam-macam proses pembuatan asetanilida:

#### 1. Pembuatan Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat Anhidrid

Pada proses ini, asam asetat anhidrid direaksikan dengan anilin pada temperature  $30-110^{\circ}C$  dan tekanan 1 atm dengan yield 65% dan konversi

90% menghasilkan asetanilida. Larutan benzene dalam 1,4 bagian asam asetat dan 1 bagian anilin direfluk di dalam kolom dengan dilengkapi jaket pendingin hingga anilin tidak bersisa. (Kirk-Orthmer, 1981).

Reaksinya yaitu:



(anilin)    (asam asetat anhidrid)    (asetanilida)    (air)

Hasil reaksi kemudian disaring dan kristalnya dipisahkan dengan cara pendinginan, sedangkan filtrat di *recycle* kembali. Asam asetat anhidrid sebagai bahan baku dapat digantikan dengan asetil klorida. (Kirk-Orthmer, 1981).

## 2. Pembuatan Asetanilida dari Anilin dan Asam Asetat

Pada proses ini, anilin dan asam asetat direaksikan dalam *Continuous Stirred Tank Reaktor* (CSTR) selama 6 jam dengan suhu 100-160°C dan tekanan 2,5 atm. Konversi dapat mencapai 99% dan yield mencapai 90%. Produk dikristalisasi dengan katalizer membentuk Kristal (butiran) asetanilida. (Faith, and Keys., 1975)



(anilin)    (asam asetat)    (asetanilida)    (air)

Metode ini merupakan metode yang masih banyak digunakan karena lebih ekonomis dibandingkan metode-metode pembuatan asetanilida yang lain.

### 3. Pembuatan Asetanilida dari Anilin dan Keten

Proses ini dilakukan dengan mereaksikan anilin dengan ketena (gas) dalam reaktor *packed tube*. Reaksi berlangsung pada temperatur antara 400-625 °C dan tekanan 2,5 atm membentuk asetanilida dengan konversi sebesar 90%. Reaksi antara anilin dengan ketena membentuk asetanilida adalah sebagai berikut :



(Kirk & Orthmer, 1981)

Kandungan air dalam asetanilida dihilangkan dengan proses pengeringan menggunakan *Spray Dryer* sehingga diperoleh asetanilida serbuk dengan kandungan air hingga 4%.

Sebagaimana telah dicatat, mengingat bahwa tujuannya adalah untuk memproduksi produk tertentu, sering ada sejumlah jalur reaksi alternatif untuk produk tersebut. Jalur reaksi yang menggunakan bahan baku termurah dan menghasilkan produk sampingan dengan jumlah terkecil harus dipilih. Jalur reaksi yang menghasilkan produk sampingan yang tidak diinginkan dalam jumlah besar harus dihindari, karena dapat menimbulkan masalah lingkungan yang signifikan. (Robin Smith, 2005)

Mengingat bahwa tujuannya adalah untuk memproduksi asetanilida, terdapat tiga reaksi yang dapat dipilih yaitu :

- Reaksi 1, Pembuatan Asetanilida Menggunakan Anilin dan Asam Asetat Anhidrid :



- Reaksi 2, Pembuatan Asetanilida Menggunakan Anilin dan Asam Asetat:



- Reaksi 3, Pembuatan Asetanilida Menggunakan Anilin dan Ketena:



Nilai pasar dan massa molar dari bahan yang terlibat diberikan pada Tabel 1.5.

**Tabel 1.5.** Nilai pasar dan massa molar bahan baku pabrik asetanilida

Bahan	Molar Mass (kg/kmol)	Harga (\$/kg)	Harga (\$/ton)
Asetanilida	135,16	4	4.000
Asam Asetat	60,052	0,6	600
Anilin	93,12	0,88	880
Ketena	42	20,43	20.430
Asam asetat anhidrid	60,052	0,58	580

Sumber: [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com)

Keputusan dapat dibuat berdasarkan potensi ekonomi dari proses tersebut. Pada tahap ini, dalam hal memilih yang terbaik bisa dilakukan dengan mendefinisikan potensi ekonomi (EP) :

$$EP = (\text{nilai produk}) - (\text{biaya bahan baku})$$

(Robin Smith, 2005)

Dengan persamaan tersebut dapat diketahui nilai EP pada tiap reaksi :

• Reaksi 1 :

$$EP = (135,16 \times 4) - ((60,052 \times 0,58) + (93,12 \times 0,88)) = 423,864 \frac{\$}{\text{kmol}}$$

• Reaksi 2 :

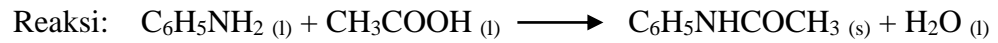
$$EP = (135,16 \times 4) - ((60,052 \times 0,6) + (93,12 \times 0,88)) = 422,663 \frac{\$}{\text{kmol}}$$

• Reaksi 3 :

$$EP = (135,16 \times 4) - ((93,12 \times 0,88) + (42 \times 20,43)) = -399,366 \frac{\$}{\text{kmol}}$$

Dari hasil tersebut dapat dilihat bahwa reaksi 1 dan 2 menunjukkan hasil positif, sehingga proses tersebut layak dipilih sedangkan reaksi 3 menunjukkan hasil negative sehingga tidak layak untuk dipilih.



**Kinetika Reaksi:****Persamaan Laju Reaksi**

Reaksi dianggap berorde 2 masing-masing terhadap a dan b

$$(-r_a) = k \cdot C_a \cdot C_b$$

$$(-r_a) = k \cdot C_{a0}^2 (1-X) \cdot (M-X)$$

Dengan:  $(-r_a)$  = laju reaksi  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NHCOCH}_3$ ,  $\text{kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$

$C_a$  = konsentrasi  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$ ,  $\text{kmol/m}^3$

$C_b$  = konsentrasi  $\text{CH}_3\text{COOH}$ ,  $\text{kmol/m}^3$

$$C_{a0} = \frac{F_m}{F_v \text{ total}}$$

$M$  =  $C_{b0}/C_{a0}$

$X$  = konversi reaktor

$k$  = konstanta laju reaksi,  $\text{m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$

(Kirk.,and Othmer, 1981)

Tabel 1.6. Seleksi proses

Parameter yang Ditinjau	Jenis Proses yang Ditinjau		
	Asetanilida dari anilin dan asam asetat anhidrid	Asetanilida dari anilin dan asam asetat	Asetanilida dari anilin dan ketena
Sumber bahan baku	Asam asetat anhidrat (impor), anilin (local)	Asam asetat (local), anilin (local)	Ketene ( impor), anilin (local)
Reaktor	-	CSTR	Packed Tube
Temperature	30-110°C	100-160°C	400-625 °C
Tekanan	1 atm	2,5 atm	2,5 atm
Konversi	90%	99%	90%
Yield	65%	90%	-
Nilai EP	423,864 \$/kmol	422,663 \$/kmol	-399,366 \$/kmol

Adapun **kelebihan** dan **kekurangan** masing-masing reaksi sebagai berikut:

1. Asetanilida dari anilin dan asam asetat anhidrid

Kelebihan:

- Reaksi terjadi pada kondisi operasi yang rendah sehingga biaya operasionalnya rendah
- Konversi cukup tinggi yaitu mencapai 90%
- Nilai EP (*Economic Potential*) bernilai positif sehingga pendirian pabrik asetanilida layak didirikan dan memberikan keuntungan

Kekurangan:

- Bahan baku impor sehingga lebih mahal dan sulit didapatkan
- Yield rendah

## 2. Asetanilida dari anilin dan asam asetat

Kelebihan:

- Konversi reaksi tinggi dibandingkan proses lainnya yaitu dapat mencapai 99%.
- Proses dan penanganannya lebih mudah karena kondisi operasinya rendah sehingga membutuhkan biaya operasional yang lebih rendah.
- Bahan baku lebih murah dan lebih mudah diperoleh karena diproduksi di dalam negeri.
- Nilai EP (*Economic Potential*) bernilai positif sehingga pendirian pabrik asetanilida layak didirikan dan memberikan keuntungan.

Kekurangan:

- Penggunaan CSTR memerlukan pengaduk

## 3. Asetanilida dari anilin dan ketene

Kelebihan:

- Konversi cukup tinggi yaitu mencapai 90%

Kekurangan:

- Bahan baku impor sehingga lebih mahal dan sulit didapatkan

- Nilai EP (*Economic Potential*) bernilai negative sehingga pendirian pabrik asetanilida tidak layak didirikan dan memberikan kerugian.
- Reaksi terjadi pada kondisi operasi yang tinggi sehingga biaya operasionalnya mahal.

Berdasarkan beberapa proses yang dapat digunakan untuk membuat asetanilida di atas, maka **dipilih proses menggunakan anilin dan asam asetat** dengan mempertimbangkan kelebihan serta meminimalisir kekurangannya.



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan Asetanilida dirancang berdasarkan variabel utama yaitu : spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 Asetanilida

Bentuk	: Powder/kristal
Warna	: Putih
Rumus kimia	: $C_6H_5NHCOCH_3$
Berat Molekul	: 135,16
Kemurnian	: 99,62%
Densitas	: 1,21 gr/ml
Titik didih (2 atm)	: 415,212 °C
Titik leleh	: 114,16 °C
Temperature kritis	: 843,5 °C
Tekanan kritis	: 37,9 atm
Panas pembakaran	: 1000 kcal/mol
Kelarutan	: terhadap air 0.46 g/liter air (20°C), 0.56 g/liter air (25°C), 5,5 g/liter air (40°C), 3.45 g/liter air (80°C)

( SIDS Initial Assesment Report, 2001)

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 2.2.1 Anilin

Bentuk	: Cair
Warna	: Jernih
Rumus Kimia	: $C_6H_5NH_2$
Berat Molekul	: 93,126
Kemurnian	: 98%
Densitas	: 1,022 gr/ml
Titik didih	: 221,793 °C
Titik leleh	: -6,2 °C
Temperatur kritis	: 426 °C
Tekanan kritis	: 52,4 atm
Panas pembakaran	: 820 kkal/kmol
Panas penguapan	: 103,68 kal/gr, 41,84 kJ/mol
Viskositas (25 °C)	: 3,71 cP

(Wikipedia, 2018)

### 2.2.2 Asam Asetat

Bentuk	: Cair
Warna	: Jernih
Rumus kimia	: $CH_3COOH$
Berat Molekul	: 60,04
Kemurnian	: 99,8%
Densitas	: 1,04928 gr/ml

Titik didih (2,5 atm)	: 150,606 °C
Titih leleh	: 16,635 °C
Temperature kritis	: 321,6 °C
Tekanan kritis	: 57,856 kPa
Panas penguapan	: 394,5 j/gr, 96,8 kal/gr (118°C)
Viskositas	: 1,22 cP

(Wikipedia, 2020)

### 2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

#### 2.3.1 Air

Rumus kimia	: H <sub>2</sub> O
Bentuk, 30°C, 1 atm	: Cair
Berat molekul (BM)	: 18 g/mol
Kapasitas panas (cp)	: 1 kal/g.°C
Densitas ( $\rho$ )	: 1 g/cm <sup>3</sup>
Konduktifitas panas	: 726 kal/m.j.K
Warna	: Jernih bening
Titik didih normal	: 100°C
Temperature kritis	: 374°C
Panas pebentukan	: -68,3174 kkal/gmol
Panas penguapan	: 0,717 kal/gmol
Energi gibbs	: -54,64 kkal/gmol

(Kirk Othmer,1983)

Air adalah substansi kimia dengan rumus kimia  $H_2O$ , satu molekul air tersusun atas dua atom hidrogen yang terikat secara kovalen pada satu atom oksigen. Zat kimia ini merupakan suatu pelarut yang penting, yang memiliki kemampuan untuk melarutkan banyak zat kimia lainnya, seperti garam-garam, gula, asam, beberapa jenis gas dan banyak macam molekul organik.

Dengan memperhatikan tabel periodik, terlihat bahwa unsur-unsur yang mengelilingi oksigen adalah nitrogen, fluor, fosfor, sulfur, dan klor. Semua elemen-elemen ini apabila berikatan dengan hidrogen akan menghasilkan gas pada temperatur dan tekanan normal. Alasan mengapa hidrogen berikatan dengan oksigen membentuk fase cair adalah karena oksigen lebih bersifat elektronegatif daripada elemen-elemen lain tersebut (kecuali fluor). Tarikan atom oksigen pada elektron-elektron ikatan jauh lebih kuat dari pada yang dilakukan oleh atom hidrogen, meninggalkan jumlah muatan positif pada kedua atom hidrogen, dan jumlah muatan negatif pada atom oksigen. Adanya muatan pada tiap-tiap atom tersebut membuat molekul air memiliki sejumlah momen dipol. Gaya tarik-menarik listrik antar molekul-molekul air akibat adanya dipol ini membuat masing-masing molekul saling berdekatan, membuatnya sulit untuk dipisahkan dan yang pada akhirnya menaikkan titik didih air. Gaya tarik-menarik ini disebut sebagai ikatan hidrogen.



## **2.4 Pengendalian Kualitas**

### **2.4.1 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.

### **2.4.2 Pengendalian Kualitas Produk**

Pengendalian produk bertujuan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan. Pengendalian ini dilakukan dengan melakukan pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi, maupun produk penunjang mutu proses. Pengawasan mutu dapat dilakukan menggunakan alat control maupun analisa di laboratorium. 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  $P_1$  lebih besar daripada  $P_2$  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. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. 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. Pengendalian kualitas (*quality control*) pada pabrik asetanilida ini meliputi:

##### a. Pengendalian kualitas bahan baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak

sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

b. Pengendalian kualitas bahan pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan asetanilida juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

c. Pengendalian kualitas produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi asetanilida.

d. Pengendalian kualitas produk pada waktu pemindahan

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama asetanilida pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke truk dan kapal.

### 2.4.3 Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu membutuhkan waktu tertentu pula. Maka dari itu, pengendalian waktu dibutuhkan untuk memaksimalkan waktu yang digunakan selama proses produksi berlangsung.

### 2.4.4 Pengendalian Bahan Proses

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 asetanilida sesuai kapasitas yang diinginkan.

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Uraian Proses

Untuk proses pembuatan asetanilida melalui proses persiapan bahan baku, proses reaksi, proses kristalisasi, dan proses pemurnian produk.

##### 3.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Bahan baku anilin disimpan dalam tangki penyimpanan (TP-01) dan asam asetat disimpan dalam tangki penyimpanan (TP-02). Asam asetat dan anilin kemudian dialirkan menuju reaktor, namun sebelum masuk reaktor kedua bahan dialirkan dengan pompa (P-01 dan P-02) menuju ke *Heater* (HE-01 dan HE-02) dengan tujuan untuk menaikkan suhu agar sesuai dengan suhu reaktor. Dari *Heater*, asam asetat dan anilin dialirkan ke reaktor (R-01) menggunakan pompa (P-03 dan P-04).

##### 3.1.2 Proses Reaksi

Bahan baku yang sudah sesuai dengan kondisi operasinya diumpankan ke reaktor (R-01). Tipe reaktor yang digunakan yaitu Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) atau *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR) karena reaksi berlangsung pada fase cair. Memasuki Reaktor I (R-01), asam asetat dan anilin direaksikan dengan kondisi tekanan 2,5 atm dan suhu 150°C selama 6 jam. Pada reaktor ini digunakan jaket pendingin sebagai penstabil suhu reaktor dan penyerap panas serta dilengkapi pengaduk agar semua bahan baku yang masuk tercampur dengan sempurna. Keluaran Reaktor I kemudian

melalui pompa (P-05) memasuki Reaktor II (R-02) dengan kondisi operasi 2,5 atm dan suhu 150°C.

### 3.1.3 Proses Kristalisasi

Produk keluaran reaktor (R-02) berupa asetanilida, anilin, asam asetat, dan air, kemudian dialirkan menuju *crystallizer* (CR-01) untuk dikristalkan. Sebelumnya tekanan keluaran Reaktor II diturunkan melalui *expansion valve* (EXV-01) menjadi 1 atm. Pembentukan butir-butir asetanilida dalam *crystallizer* terjadi pada temperatur 60 °C dan tekanan 1 atm. Jacket pendingin digunakan pada *crystallizer* untuk menjaga temperatur selama proses. Selanjutnya produk keluaran *crystallizer* di filter dalam *Centrifuge* (CF-01) dan kristalnya dialirkan melalui *screw conveyor* (SC-01) menuju *rotary dryer* (RD-01) untuk dikeringkan. Pengeringan dilakukan dengan media gas panas kering bertemperatur 170°C.

### 3.1.4 Proses Pemurnian Produk

Kristal asetanilida keluaran *rotary dryer* dialirkan ke *blow box* (BB-01) untuk diturunkan suhunya menjadi 30°C dengan cara mengalirkan udara pendingin. Kristal asetanilida kering kemudian diangkut dengan *screw conveyor* (SC-02) menuju *ball mill* (BM-01) dan selanjutnya dilarikan menuju *screener* (SC-01) menggunakan *bucket elevator* (BE-01) untuk disamakan ukurannya sesuai spesifikasi produk pasaran. Produk yang telah melewati *screener* diangkut menuju bin sebagai tempat penyimpanan akhir sebelum diangkut oleh truk.

### 3.2 Spesifikasi Alat

#### 3.2.1 Tangki Penyimpanan Anilin dan Asam Asetat

**Tabel 3.1** Tangki penyimpanan

Spesifikasi		Tangki Penyimpanan	
Kode		T-01	T-02
Fungsi		Menyimpan bahan baku Anilin sebanyak 889,862 kg/jam selama 15 hari	Menyimpan bahan baku Asam asetat sebanyak 563,369 kg/jam selama 15 hari
Jenis		Tangki silinder vertikal dengan alas datar dan <i>conical roof</i>	Tangki silinder vertikal dengan alas datar dan <i>conical roof</i>
Bahan		<i>Carbon Steel SA -285 Grade C</i>	<i>Stainless Steels SA-240 Grade D</i>
Kapasitas (m <sup>3</sup> )		313,6265	193,306
Kondisi Operasi	Tekanan (atm)	1	1
	Suhu (°C)	30	30
Jumlah (unit)		1	1
<b>Spesifikasi</b>			
Diameter (m)		6,096	6,096
Tinggi	Head (m)	3,048	3,048
	Shell (m)	12,802	7,315
Tebal Head (in)		7/16	3/8
Tebal Shell (in)	Course		
	1	1/4	3/16
	2	3/16	3/16
	3	3/16	3/16
	4	3/16	3/16
	5	3/16	
	6	3/16	
7	3/16		

### 3.2.2 Bin (B-01)

**Tabel 3.2** Bin (B-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	Bin	
Kode Alat	B-01	
Jumlah	1 unit	
Kondisi Operasi	Suhu (°C)	Tekanan (atm)
	30	1
Fungsi	Menampung produk asetanilida yang keluar dari <i>Screen</i> sebelum dilakukan <i>packaging</i>	
Jenis	Silinder Vertikal dengan bagian dasar berbentuk Conical	
<b>SPESIFIKASI</b>		
Kapasitas	1,0441 m <sup>3</sup> /jam	
Bahan	<i>Stainless steel</i>	
Dimensi Silinder	D (m)	H (m)
	1,9978	1,9978
Dimensi Konis	d (m)	h (m)
	0,2540	1,4123



### 3.2.3 Reaktor

**Tabel 3.3** Reaktor

<b>IDENTIFIKASI</b>			
Nama Alat	Reaktor I dan Reaktor II		
Kode Alat	R-01 dan R-02		
Jumlah	2 unit		
Kondisi Operasi		Suhu (°C)	Tekanan
	Isothermal	150	2,5
Fungsi	Tempat mereaksikan Anilin dan Asam Asetat menjadi Asetanilida		
Jenis	<i>Continous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>		
<b>SPEKIFIKASI VESSEL</b>			
Kapasitas	18,1753 m <sup>3</sup>		
Bahan	<i>Stainless Steels SA-240 Grade D</i>		
Diameter	OD (in)	ID (in)	
	120	119,5	
Tinggi	Shell (m)	Penutup	Alas (m)
	3,0276	0,5792	0,5792
Tebal	Shell (in)	Penutup	Alas (in)
	1/4	1/4	1/4
<b>SPEKIFIKASI PENGADUK</b>			
	<b>R-01</b>	<b>R-02</b>	
Jenis	<i>Turbine with 6 Flat BladesDt</i>		
Kecepatan Pengaduk (rps)	1,0831	1,1497	
Diameter Impeller (m)	1,0118	1,0118	
Daya Motor (HP)	15,7267	21,1947	
Jumlah pengaduk	1	1	
<b>SPEKIFIKASI JAKET PENDINGIN</b>			
	<b>R-01</b>	<b>R-02</b>	
Jumlah air pendingin (kg/jam)	2373,8222	2575,8489	
Diameter	OD (in)	130,5	
	ID (in)	120,5	
Tinggi (m)	3,0277	3,0276	
Tebal (in)	3/4	7/8	

### 3.2.4 Crystalizer

**Tabel 3.4** Crystalizer (CR-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	Crystalizer	
Kode Alat	CR-01	
Jumlah	1 unit	
Kondisi Operasi	Suhu (°C)	Tekanan (atm)
	60	1
Fungsi	Tempat terbentuknya Kristal asetanilida	
Jenis	<i>Swanson Walker Crystallizer</i>	
<b>SPESIFIKASI</b>		
Kapasitas	1,2284 m <sup>3</sup> /jam	
Bahan	<i>Stainless Steel SA-240 Grade C</i>	
Panjang	20 ft	
Diameter	2 ft	
Power Motor	0,0833 HP	
Luas Transfer Panas	5,8394 m <sup>2</sup>	
Panas Tertransfer	320576,2398 kJ/jam	
Media Pendingin	Air	
Jumlah Air Pendingin	1612,8710 kg/jam	
Suhu Air	Masuk (°C)	Keluar (°C)
	20	50

### 3.2.5 Centrifuge

**Tabel 3.5** Centrifuge (CF-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	Centrifuge	
Kode Alat	CF-01	
Jumlah	1 unit	
Kondisi Operasi	Suhu (°C)	Tekanan (atm)
	60	1
Fungsi	Memisahkan Kristal Asetanilida dari larutan induknya	
Jenis	<i>Knife – discharge bowl centrifuge</i>	
<b>SPESIFIKASI</b>		
Kapasitas	1743,9052 kg/jam	
Luas Centrifuge	0,0207 m <sup>2</sup>	
Kecepatan Sudut	1200 rpm	
Diameter Bowl	36 in	
Jari-jari Bowl	18 in	
Daya Motor	30 HP	
Gaya Sentrifugal	2915,5095 N	

### 3.2.6 Screw Conveyer

**Tabel 3.6** Screw Conveyer

Spesifikasi		Screw Conveyer	
Kode		SC-01	SC-02
Fungsi		Mengangkut Asetanilida dari <i>Crystalizer</i> menuju <i>Rotary Dryer</i>	Mengangkut Asetanilida padat menuju <i>Ball Mill</i>
Jenis		<i>Horizontal screw conveyer</i>	
Bahan		<i>Carbon steel SA 285 grade C</i>	
Kapasitas (kg/jam)		1262,7113	1260,8610
Kondisi Operasi	Tekanan (atm)	1	1
	Suhu (°C)	60	30
Jumlah (unit)		1	1
<b>Spesifikasi</b>			
Panjang (m)		10	10
Power Motor (HP)		0,1	0,1
Putaran Spesifik (rpm)		14,7887	26.8302
Putaran Standar (rpm)		20	20

### 3.2.7 Rotary Dryer (RD-01)

**Tabel 3.7** Rotary Dryer (RD-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	Rotary Dryer	
Kode Alat	RD-01	
Jumlah	1 unit	
Kondisi Operasi	Suhu (°C)	Tekanan (atm)
	60	1
Fungsi	Meringkan kristal Asetanilida yang keluar dari <i>Centrifuge</i>	
Jenis	<i>Single shell direct rotary dryer</i>	
<b>SPESIFIKASI</b>		
Kapasitas	1515,4388 kg/jam	
Bahan	<i>Carbon steel, SA 238 grade C</i>	
Diameter	4 ft	
Panjang	32 ft	
Kecepatan putaran	0,133 rps	
Waktu Pengeringan	45,7170 menit	
Kemiringan Slope	1,6627°	0,0290 rad
Power Standar	10 HP	
<b>PEMANAS</b>		
Media Pemanas	Steam	
Jumlah Steam	19,2738 kg/jam	
Suhu	Masuk (°C)	Keluar ((°C)
	170	106,2579

### 3.2.8 Cyclone (CY-01)

**Tabel 3.8** Cyclone (CY-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>	
Nama Alat	Cyclone
Kode Alat	CY-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan debu Asetanilida yang terbawa udara panas yang keluar dari <i>Rotary Dryer</i>
Jenis	<i>Cyclone collector</i>
<b>SPEKIFIKASI</b>	
Kapasitas	1,0204 kg/jam
Diameter Silinder	0,7326 m
Panjang Silinder	1,4653 m
Panjang Konis	1,4653 m
Diameter Gas Outlet	0,3663 m
Diameter Inlet	0,1832 m
Diameter Dush Out	0,1832 m
Bahan	<i>Carbon Steel SA - 283 Grade C</i>

### 3.2.9 Blow Box (B-01)

**Tabel 3.9** Blow Box (B-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	Blow Box	
Kode Alat	B-01	
Jumlah	1 unit	
Kondisi Operasi	Suhu (°C)	Tekanan (atm)
	30	1
Fungsi	Untuk menurunkan temperature padatan Asetanilida dengan cara mengontakkan dengan udara pendingin yang berasal dari blower	
Jenis	Box vertikal dengan tutup datar bagian atas	

**Tabel 3.9** Lanjutan

<b>SPESIFIKASI</b>	
Kapasitas	1514.2333 kg/jam
Tinggi	0,8222 m
Lebar	1,2333 m
Panjang	1,2333 m

**3.2.10 Ball Mill (BM-01)****Tabel 3.10** Ball Mill (BM-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	Ball Mill	
Kode Alat	BM-01	
Jumlah	1 unit	
Kondisi Operasi	Suhu (°C)	Tekanan (atm)
	30	1
Fungsi	Menghancurkan kristal Asetanilida menjadi powder berukuran 40 mesh	
Jenis	<i>Dry Ball Mill</i>	
<b>SPESIFIKASI</b>		
Kapasitas	1968,7786 kg/jam	
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	
Diameter	2,4384 m	
Panjang	1,8288 m	
Kecepatan Putaran	0,1870 rps	
Jumlah Bola	Diameter 1 in (buah)	Diameter 2 in
	313600	58000
Daya Motor	15 HP	

### 3.2.11 Bucket Elevator (BE-01)

**Tabel 3.10** Bucket Elevator (BE-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Bucket Elevator
Kode Alat	BE-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengangkut padatan Asetanilida dari <i>Ball Mill</i> menuju <i>Screener</i>
Jenis	<i>Centrifugal Discharge Buckets</i>
SPESIFIKASI	
Kapasitas	1804,7137 kg/jam
Ukuran Bucket	6 × 4 × 4 ½ in
Jarak Antar Bucket	0,3048 m
Tinggi Elevator	7,6250 m
Head Shaft Speed	0,7167 rps
Power Head Shaft	1 HP
Kecepatan Bucket	1,1430 m/s
Power Total	1,5 HP

### 3.2.12 Screener (S-01)

**Tabel 3.12** Screener (S-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Screener
Kode Alat	S-01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan produk yang berukuran lebih besar dari 40 mesh
Jenis	<i>High Speed Vibrating Screen</i>
SPESIFIKASI	
Luas Screen	0,0929 m <sup>2</sup>
Screen Mesh	40 mesh
Daya Screen	8 HP



### 3.2.13 Chiller

**Tabel 3.13** Chiller (CH-01)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	Chiller	
Kode Alat	CH-01	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Mendinginkan udara yang akan masuk ke Blow Box dari suhu 30 °C menjadi 25 °C	
Jenis	<i>Double - pipe</i>	
<b>SPESIFIKASI</b>		
Medium Pendingin	Air pendingin suhu 20 °C	
Panas Terbuang	14,3923 Btu/jam	
Massa Air Pendingin	3,1305 lb/jam	
Luas Perpindahan Panas	11,2963 ft <sup>2</sup>	
Jumlah Hairpin	1	
<b>DIMENSI CHILLER</b>		
Inner	NPS	1 1/4
	Sch.No	40
	ΔP (psia)	$4 \times 10^{-5}$ psi
Annulus	NPS	2
	Sch.No	40
	ΔP (psia)	$81 \times 10^{-9}$ psi
Koefisien Transfer Panas	Uc ((Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	0.4683
	Ud	0.08227

### 3.2.14 Heater

**Tabel 3.14** Heater I (HE-01) dan Heater II (HE-02)

Spesifikasi		Heater	
		HE-01	HE-02
Kode			
Fungsi		Menaikkan suhu larutan Anilin dari suhu 30 °C menjadi 150 °C sebagai umpan segar reaktor	Menaikkan suhu larutan Asam Asetat dari suhu 30 °C menjadi 150 °C sebagai umpan segar reaktor
Jenis		<i>Double-pipe Exchanger Counterflow</i>	
Jumlah (unit)		1	1
<b>Spesifikasi</b>			
Medium Pemanas		<i>Saturated Steam 200 °C</i>	<i>Saturated Steam 200 °C</i>
Panas Terserap (kJ/jam)		210350,1919	116886,5518
Laju Steam (kg/jam)		122,6746	68,1673
Luas Perpindahan Panas (A) (ft <sup>2</sup> )		208,800	52,2000
Jumlah hairpin		12	3
<b>Dimensi Heater</b>			
Inner	NPS (in)	1 1/4	1 1/4
	Sch.No	40	40
	ΔP (psia)	1,0263	0,0802
Annulus	NPS (in)	2	2
	Sch.No	40	40
	ΔP (psia)	0,0114	0,0010
Koefisien Transfer Panas	Uc ((Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	5,7360	27,0339
	Ud	5,4099	12,0245
Dirt Factor (Rd)	Diperlukan	0,01	0,01
	Hitung	0,0105	0,0462

**Tabel 3.15** Heater III (HE-03)

<b>IDENTIFIKASI</b>		
Nama Alat	Heater III	
Kode Alat	HE-03	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Memanaskan udara yang akan masuk Rotary Dryer dari suhu 85°F menjadi 338°F	
Jenis	<i>Shell and Tubes Counterflow 1-2</i>	
<b>SPEKIFIKASI</b>		
Medium Pemanas	Udara kering	
Jumlah Udara Masuk	19,2737 kg udara kering/jam	
Massa Steam Dibutuhkan	4265,9653 kg/jam	
Panas yang Dibutuhkan	7307902,7432 kJ/jam	
Luas Perpindahan Panas (A)	4324,8816 ft <sup>2</sup>	
<b>DIMENSI HEATER</b>		
	<b>Tube</b>	<b>Shell</b>
ID (in)	0,482	13 1/4
Passes	2	2
$\Delta P$ (psia)	4,6275	0,1766
OD (in)	3/4	
BWG	10	
Baffle Space (in)		9,9375
Susunan	Triangular Pitch	
Panjang (ft)	16	
Jumlah (tube)	1377	

## 3.2.15 Pompa

Tabel 3.16 Pompa

Spesifikasi	Pompa			
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Memompa Anilin dari mobil tangki pengangkut ke tangki penampung Anilin	Memompa Asam Asetat dari mobil tangki pengangkut ke tangki penampung Asam Asetat	Memompa Anilin dari tangki penyimpanan Anilin menuju Heater 1 dan menaikkan tekanan 1 atm menjadi 2,5 atm	Memompa asam asetat dari tangki penyimpanan Asam Asetat menuju Heater 2 dan menaikkan tekanan 1 atm menjadi 2,5 atm
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Commercial Steel</i>			
Kapasitas	400 liter/menit	400 liter/menit	879,2865 L/jam	465,7557 L/jam
Jumlah	2	2	2	2
<b>Spesifikasi</b>				
Head (m)	15,1511	15,1510	26,2008	22,3487
NPS (in)	4	4	1	1
Sch.	40	40	40	40
OD (in)	4,5	4,5	1,32	1,32
ID (in)	4,026	4,026	1,049	1,049
Panjang ekivalen dan	496,0840	496,0840	695	695
BHP (Hp)	2,2093	2,2093	0,4199	0,1897
Efisiensi (I)	60%	60%	20%	20%
Daya motor (Hp)	3	3	0,75	0,25

Tabel 3.17 Pompa

Spesifikasi	Pompa	
Kode	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan larutan dari Reaktor I (R-01) ke Reaktor II (R-02)	Mengalirkan produk Reaktor II menuju ke <i>Crystallizer</i>
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan		
Kapasitas	1407,9056 L/jam	1228,4602 L/jam
Jumlah	2	2
<b>Spesifikasi</b>		
Head (m)	4,8284	1,9581
NPS (in)	1	1
Sch.	40	40
OD (in)	1,32	1,32
ID (in)	1,049	1,049
Panjang ekivalen dan	698	370
BHP (Hp)	0,1239	0,0439
Efisiensi ( $\eta$ )	20%	20%
Daya motor (Hp)	0,1667	0,05

### 3.2.16 Expansion Valve (EXV-01)

**Tabel 3.18** Expansion Valve (EXV-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Expansion Valve
Kode Alat	EXV-01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menurunkan tekanan dari 2,5 atm ke 1 atm pada Reaktor II (R-02) menuju <i>Crystalizer</i>
Jenis	<i>Globe Valve</i>
SPESIFIKASI	
ID	1,049 in
Sch	40
NPS	1 in
Bahan	<i>Commercial Steel</i>

### 3.2.17 Blower

**Tabel 3.19** Blower I (BL-01) dan Blower II (BL-02)

Spesifikasi	Blower	
	BL-01	BL-02
Kode		
Jumlah	2	2
Fungsi	Menghembuskan udara ke <i>Rotary Dryer</i> melalui <i>Heater</i> , sehingga diperoleh udara panas yang berfungsi sebagai media pengering dalam <i>Rotary Dryer</i>	Menghembuskan udara ke <i>Blow Box</i>
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>	
SPESIFIKASI		
Kapasitas	20559,9456 L/jam	483,6038 L/jam
Efisiensi	90%	80%
Power	0,125 Hp	0,05 Hp
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>	

## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pendirian pabrik adalah hal penting yang harus diperhatikan karena berkaitan dengan kelangsungan pabrik baik dari segi ekonomi maupun operasional. Pemilihan dan penentuan letak suatu pabrik dalam perencanaan pabrik akan mempengaruhi kemajuan serta kelangsungan suatu industri, karena hal tersebut menyangkut faktor produksi dan besarnya keuntungan yang dihasilkan serta perluasan di masa yang akan datang. Pabrik asetanilida kapasitas 10.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Lamongan, Jawa Timur, yang merupakan daerah kawasan industri. Kawasan spesifik yang dipilih yaitu di kecamatan Manyar, Kabupaten Lamongan dimana kawasan ini dekat dengan Sungai Bengawan Solo, serta dekat dengan sarana transportasi baik darat, laut, maupun udara.



**Gambar 4.1.** Lokasi Kabupaten Lamongan, Jawa Timur

Adapun pemilihan lokasi ini berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

#### 4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

a. Kemudahan penyediaan bahan baku

Bahan baku pembuatan asetanilida meliputi asam asetat yang diproduksi oleh PT. Indo Acidatama yang berada di Karanganyar, Jawa Tengah, dan anilin diperoleh dari PT Lautan Luas, yang berlokasi di Gresik, Jawa Timur sehingga dekat dengan lokasi pabrik. Ketersediaan bahan baku yang dekat dengan lokasi pabrik dapat mengurangi biaya transportasi dan meminimalisir tingkat kerusakan bahan baku.

b. Pemasaran

Lokasi pabrik asetanilida diharapkan dekat dengan industri-industri lain yang membutuhkan. Industri-industri besar maupun menengah yang membutuhkan asetanilida tersebar di pulau Jawa, Kalimantan, Sumatera, dan daerah lain, sebagai contohnya yaitu PT Konimex Pharma yang berada di Surakarta dan PT Bhakti Persada Saudara Pharma yang berada di Surabaya, Jawa Timur.

c. Utilitas

Pemenuhan kebutuhan air untuk utilitas, kebutuhan proses, pemadam kebakaran, dan rumah tangga pabrik asetanilida dapat diperoleh dari sungai yang ada di dekat pabrik yaitu sungai Bengawan Solo. Sedangkan penyuplai utama seluruh kebutuhan listrik yaitu PLN dan jika terjadi gangguan pada PLN digunakan generator cadangan.



d. Transportasi

Lamongan adalah lokasi yang strategis karena memiliki berbagai fasilitas transportasi yang meliputi transportasi darat berupa jalan raya dan jalur kereta api dan jalur laut berupa 3 pelabuhan besar. Kegiatan ekspor impor juga didukung dengan adanya pelabuhan Perak di Surabaya. Keadaan ini mempermudah pemasaran produk.

e. *Waste deposal*

Sebelum dibuang, limbah pabrik diolah terlebih dahulu sampai memenuhi syarat standar emisi yang telah ditentukan, sehingga kemudian dapat dibuang ke aliran udara sekitar.

f. Tenaga kerja

Salah satu tujuan dari pendirian pabrik ini adalah untuk membuka lapangan pekerjaan bagi masyarakat sekitar pabrik. Tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah Jawa Timur, Jawa Barat, Jakarta, Jawa Tengah, dan sekitarnya.

#### 4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses operasional pabrik. Akan tetapi akan berpengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi:

a. Perluasan Pabrik

Pendirian pabrik harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan. Hal ini bertujuan

supaya apabila area pabrik akan diperluas tidak akan kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Perijinan

Kelengkapan sarana dan prasarana yang tersedia serta kedekatan secara geografis dengan pabrik-pabrik yang menggunakan asetanilida dan Surabaya sebagai kota besar telah memberikan nilai tersendiri bagi tumbuhnya industri di wilayah ini, sehingga memudahkan perijinan dalam pendirian pabrik, karena faktor-faktor lain seperti iklim, karakteristik lingkungan, dan dampak sosial sudah dipertimbangkan.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Lingkungan prasarana dan fasilitas sosial yang dimaksud seperti penyediaan bengkel industri dan fasilitas umum lainnya seperti rumah sakit, masjid, dan perumahan/mess.

d. Masyarakat Sekitar

Sikap masyarakat sekitar cukup terbuka dengan berdirinya pabrik baru. Hal ini disebabkan akan tersedianya lapangan pekerjaan bagi mereka, sehingga terjadi peningkatan kesejahteraan masyarakat setelah pabrik didirikan. Selain itu, pendirian pabrik ini tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya karena dampak dan faktor-faktornya sudah dipertimbangkan sebelum pabrik berdiri.

## 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.

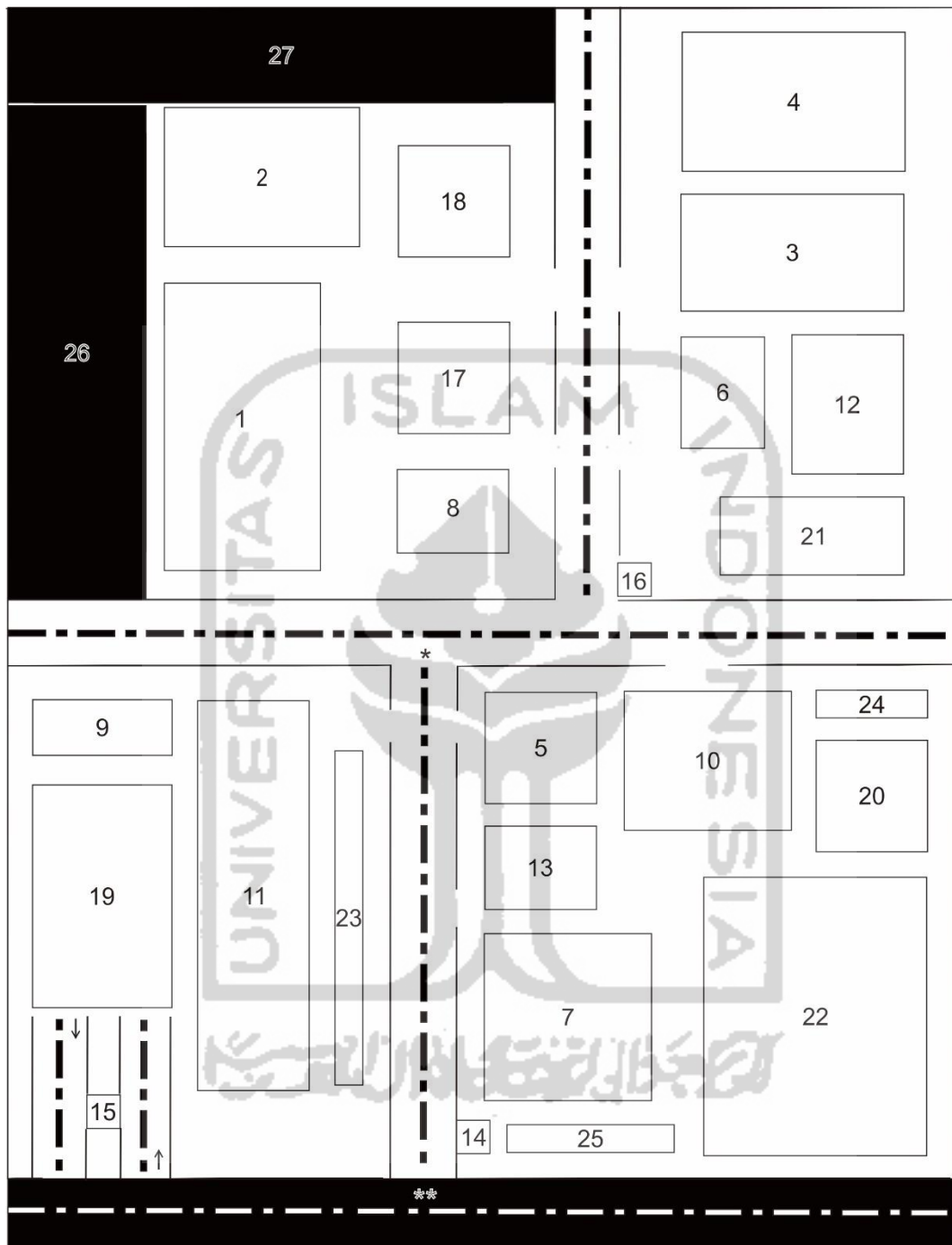
Merupakan lokasi alat-alat proses dan utilitas diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses. Laboratorium sebagai pusat control bahan baku dan produk.

- c. Daerah fasilitas pendukung proses yang meliputi Gudang, Bengkel, Kantor teknik dan produksi, Litbang, 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	Area Proses	1456
2	Area Utilitas	875
3	Bengkel	840
4	Gudang Peralatan	1000
5	Kantin	400
6	Kantor Teknik dan Produksi	300
7	Kantor Utama	900
8	Laboratorium	300
9	Area Loading Unloading	250
10	Parkir Utama	750
11	Parkir Truk	1400
12	Litbang	500
13	Poliklinik	300
14	Pos Keamanan 1	36
15	Pos Keamanan 2	36
16	Pos Keamanan 3	36
17	Control Room	400
18	Control Utilitas	400
19	Jembatan Timbang	1000
20	Masjid	400
21	Unit Pemadam Kebakaran	462
22	Perumahan/Mess	2000
23	Taman 1	300
24	Taman 2	100
25	Taman 3	150
26	Jalan	17500
27	Daerah Perluasan 1	2225
28	Daerah Perluasan 2	1666
	Luas Tanah	35982
	Luas Bangunan	12041
	Total	48023



Skala 1 : 1000

**Gambar 4.2.** Layout pabrik asetanilida

## Keterangan:

1. Area proses	11. Parkir truk	21. Unit pemadam
2. Area Utilitas	12. Litbang	22. Perumahan/mess
3. Bengkel	13. Poliklinik	23. Taman 1
4. Gudang peralatan	14. Pos keamanan 1	24. Taman 2
5. Kantin	15. Pos keamanan 2	25. Taman 3
6. Kantor teknik dan produksi	16. Pos keamanan 3	26. Daerah perluasan 1
7. Kantor Utama	17. Control room	27. Daerah perluasan 2
8. Laboratorium	18. Control room utilitas	* Jalan area pabrik
9. Area loading/unloading	19. Jembatan timbang	** Jalan raya
10. Parkir utama	20. Masjid	

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**

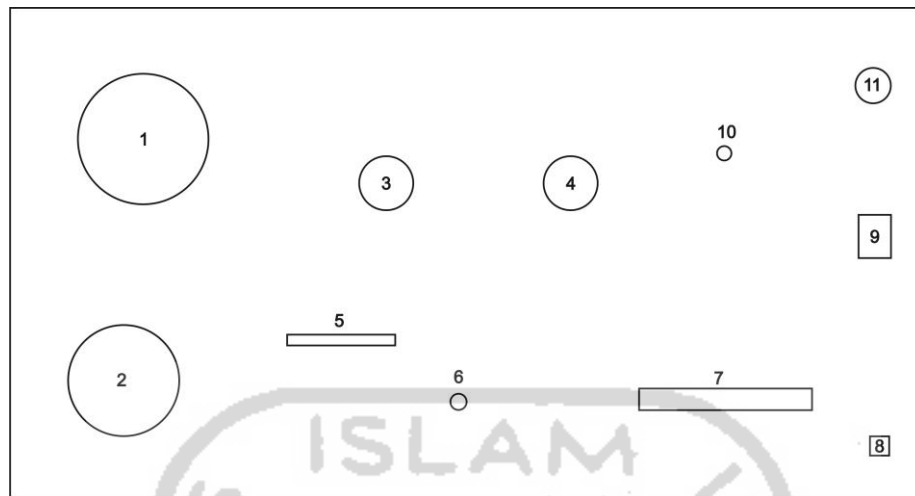
Dalam perancangan layout peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

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.



Skala 1 : 200

**Gambar 4.3.** Layout alat proses pabrik asetanilida

Keterangan:

- |                       |                 |
|-----------------------|-----------------|
| 1. Tangki Anilin      | 7. Rotary Dryer |
| 2. Tangki Asam Asetat | 8. Blow Box     |
| 3. Reaktor 01         | 9. Ball Mill    |
| 4. Reaktor 02         | 10. Cyclone     |
| 5. Crystallizer       | 11. Bin         |
| 6. Centrifuge         |                 |

### 4.3 Aliran Proses dan Material

#### 4.3.1 Neraca Massa Total

**Tabel 4.2.** Neraca massa total

No.	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
			Produk	Limbah
1.	Asetanilida (l)	-	-	0,003
2.	Asetanilida (s)	-	1257,828	0,016
3.	Asam asetat	562,251	0,379	3,100
4.	Anilin	872,079	3,788	1,608
5.	Air	18,924	0,631	185,901
Sub Total			1262,626	190,628
Total		1453,254	1453,254	



### 4.3.2 Neraca Massa Alat

#### 1. Reaktor I (R-01)

**Tabel 4.3.** Neraca massa reaktor I (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
Asetanilida (l)	-	-	1091,648
Asam asetat	562,251	-	77,310
Anilin	-	872,079	119,911
Air	1,127	17,798	164,386
Sub Total	563,378	889,876	1453,254
Total		1453,234	1453,234

#### 2. Reaktor II (R-02)

**Tabel 4.4.** Neraca massa reaktor II (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4
Asetanilida (l)	1091,648	1257,847
Asam Asetat	77,301	3,479
Anilin	119,911	5,396
Air	164,386	186,532
Total	1453,254	1453,254

#### 3. Kristalizer (CR-01)

**Tabel 4.5.** Neraca massa pada kristalizer (CR-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5
Asetanilida (l)	1257,847	0,003
Asetanilida (s)	-	1257,845
Asam asetat	3,479	3,479
Anilin	5,396	5,396
Air	186,532	186,532
Total	1453,254	1453,254

## 4. Centrifuge (CF-01)

**Tabel 4.6.** Neraca massa *Centrifuge* (CF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 6	Arus 7
Asetanilida (l)	0,003	-	-	0,003
Asetanilida (s)	1257,845	1257,845	1257,845	0,000
Asam asetat	3,479	0,383	0,383	3,096
Anilin	5,396	3,831	3,831	1,565
Air	186,532	0,653	0,653	185,879
Sub Total	1453,254	1262,711	1262,711	190,543
Total	1453,254			1453,254

## 5. Rotary Dryer (RD-01)

**Tabel 4.7.** Neraca massa *rotary dryer* (RD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 8	Arus 8	Arus 9
Asetanilida (l)	-	-	-	-
Asetanilida (s)	1257,845	0,163	0,163	1257,681
Asam asetat	0,383	0,039	0,039	0,344
Anilin	3,831	0,433	0,433	3,398
Air	0,653	0,215	0,215	0,437
Sub Total	1262,711	0,850	0,850	1261,861
Total	1262,711			1262,711

## 6. Ball Mill (BM-01)

**Tabel 4.8.** Neraca massa *ball mill* (BM-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 9	Arus 12	Arus 10
Asetanilida (l)	-	-	-
Asetanilida (s)	1257.681	377.348	1635.030
Asam asetat	0.344	0.114	0.457
Anilin	3.398	1.136	4.535
Air	0.437	0.189	0.627
Sub Total	1261.861	378.788	1640.649
Total		1640.649	1640.649

## 7. Screener (S-01)

**Tabel 4.9.** Neraca massa *screener* (S-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 10	Arus 11	Arus 12
Asetanilida (l)	-	-	-	-
Asetanilida (s)	0,147	1635.030	1257.828	377.348
Asam asetat	0,035	0.457	0.379	0.114
Anilin	0,389	4.535	3.788	1.136
Air	0,194	0.627	0.631	0.189
Sub Total	0,765	1640,649	1262,626	378,788
Total		1641,414		1641,414

## 8. Cyclone (CY-01)

**Tabel 4.10.** Neraca massa *cyclone* (CY-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 13	Arus 14	
Asetanilida (l)	-	-	-	-
Asetanilida (s)	0,163	0,016	0,147	
Asam asetat	0,039	0,004	0,035	
Anilin	0,433	0,043	0,389	
Air	0,215	0,022	0,194	
Sub Total	0,850	0,085	0,765	
Total	0,850		0,850	

**4.3.3 Neraca Energi**

## a. Neraca Energi Heater Anilin dan Asam Asetat

## 1. Heater Anilin (HE-01)

**Tabel 4.11.** Neraca energi *heater* 1 (HE-01)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	7816,571	-
Produk	-	218166,763
Steam	210350,192	-
Total	218166,763	218166,763

## 2. Heater Asam Asetat (HE-02)

**Tabel 4.12.** Neraca energi *heater* 2 (HE-02)

	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	4465,517	-
Produk	-	121352,069
Steam	116886552	-
Total	121352,069	121352,069

## b. Neraca Energi Alat

## 1. Reaktor I (R-01)

**Tabel 4.13.** Neraca energi reaktor I (R-01)

	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	339518,832	-
Produk	-	302174,000
Reaksi	3791324,053	-
Ke pendingin	-	3828668,885
Total	4130842,885	4130842,885

## 2. Reaktor II (R-02)

**Tabel 4.14.** Neraca energi reaktor II (R-02)

	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Umpan	302174,000	-
Produk	-	296488,385
Reaksi	4197929,821	-
Ke pendingin	-	4203615,437
Total	4500103,821	4500103,821

## 3. Crystalizer (CR-01)

**Tabel 4.15.** Neraca energi *crystalizer* (CR-01)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	296488,385	-
Produk	-	27943,468
Air pendingin	-	323814,384
Panas kristalisasi	55269,467	-
Total	351757,852	351757,852

## 4. Centrifuge (CF-01)

**Tabel 4.16.** Neraca energi *centrifuge* (CF-01)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	27943,468	-
Produk	-	592,543
Cairan terbuang	-	27350,926
Total	27943,468	27943,468

## 5. Rotary Dryer (RD-01)

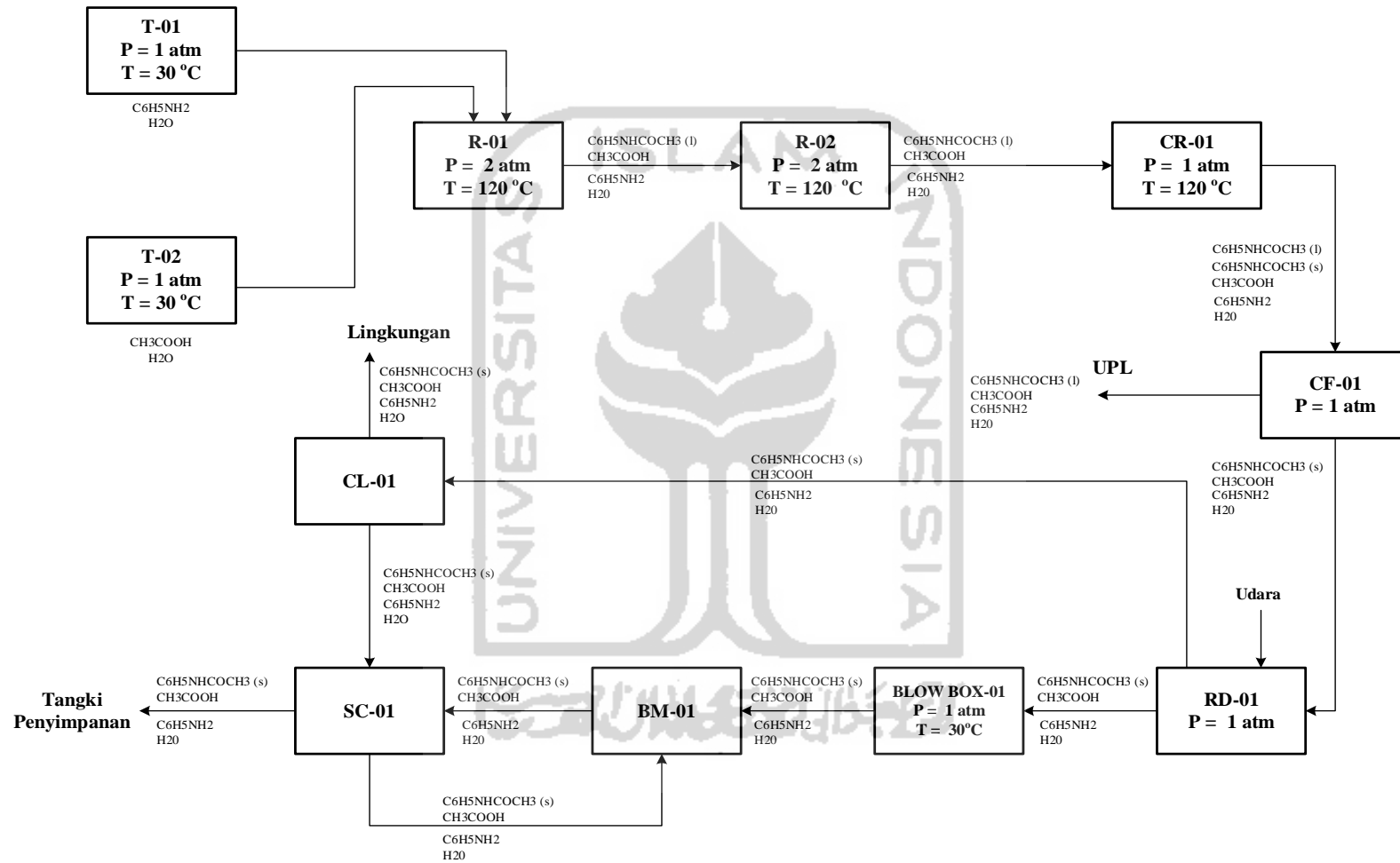
**Tabel 4.17.** Neraca energi *rotary dryer* (RD-01)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	592,543	-
Udara panas	77969,011	-
Campuran ke Ball	-	1181,496
Campuran ke udara	-	9,919
Penguapan	-	77370,138
Total	78561,553	78561,553

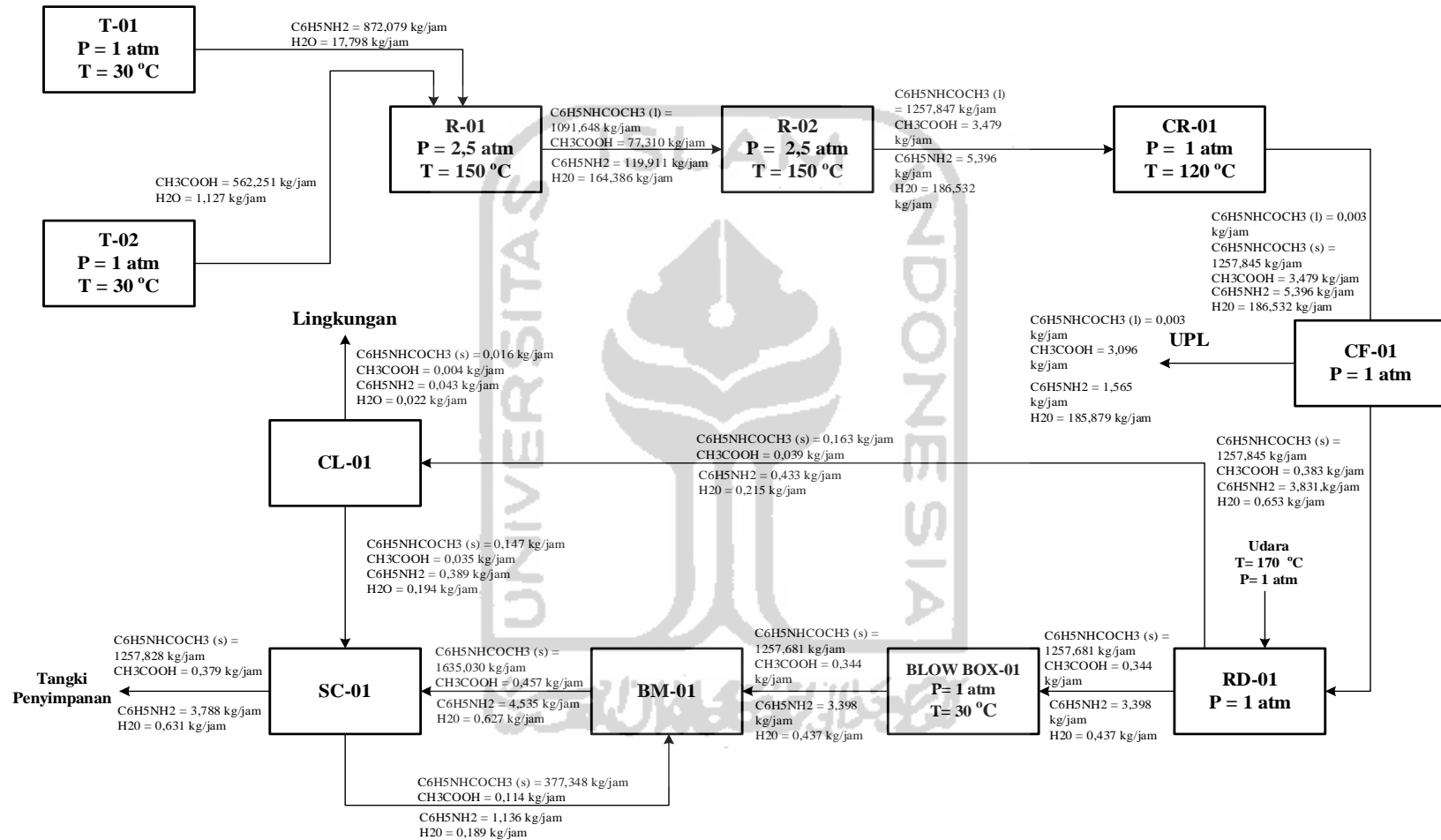
## 6. Blow Box (B-01)

**Tabel 4.18.** Neraca energi *blow box* (BB-01)

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Umpan	1181,496	-
Produk	-	73,922
Udara dingin	-	1107,574
Total	1181,496	1181,496



**Gambar 4.4.** Diagram alir kualitatif



Gambar 4.5. Diagram alir kuantitatif

#### 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

##### 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 Asetanilida ini menggunakan Sungai Bengawan Solo 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
  - Kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm.
- 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  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , dan  $\text{NH}_3$ .  $\text{O}_2$  masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

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

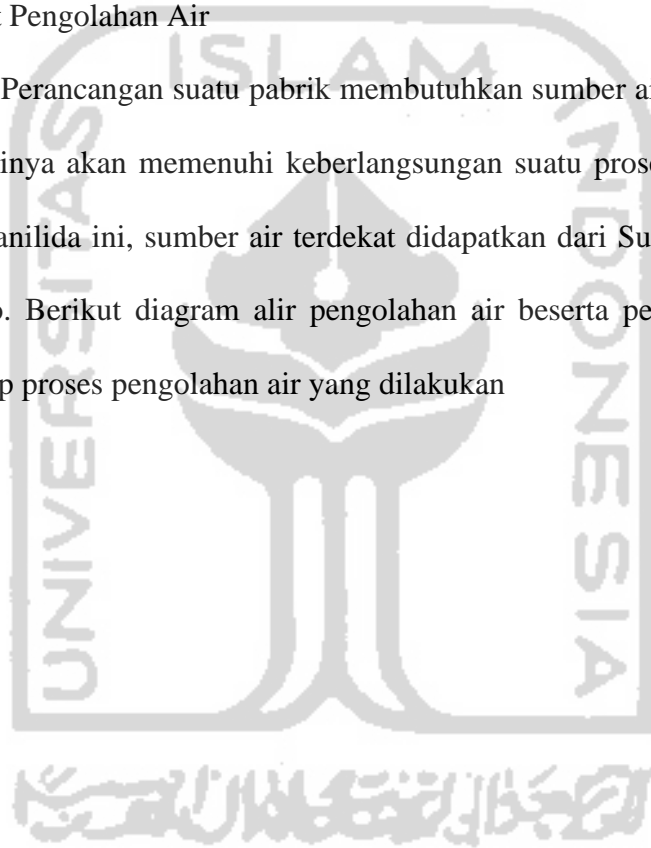
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika. Adanya kerak akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi bahkan bisa mengakibatkan boiler tidak beroperasi sama sekali.

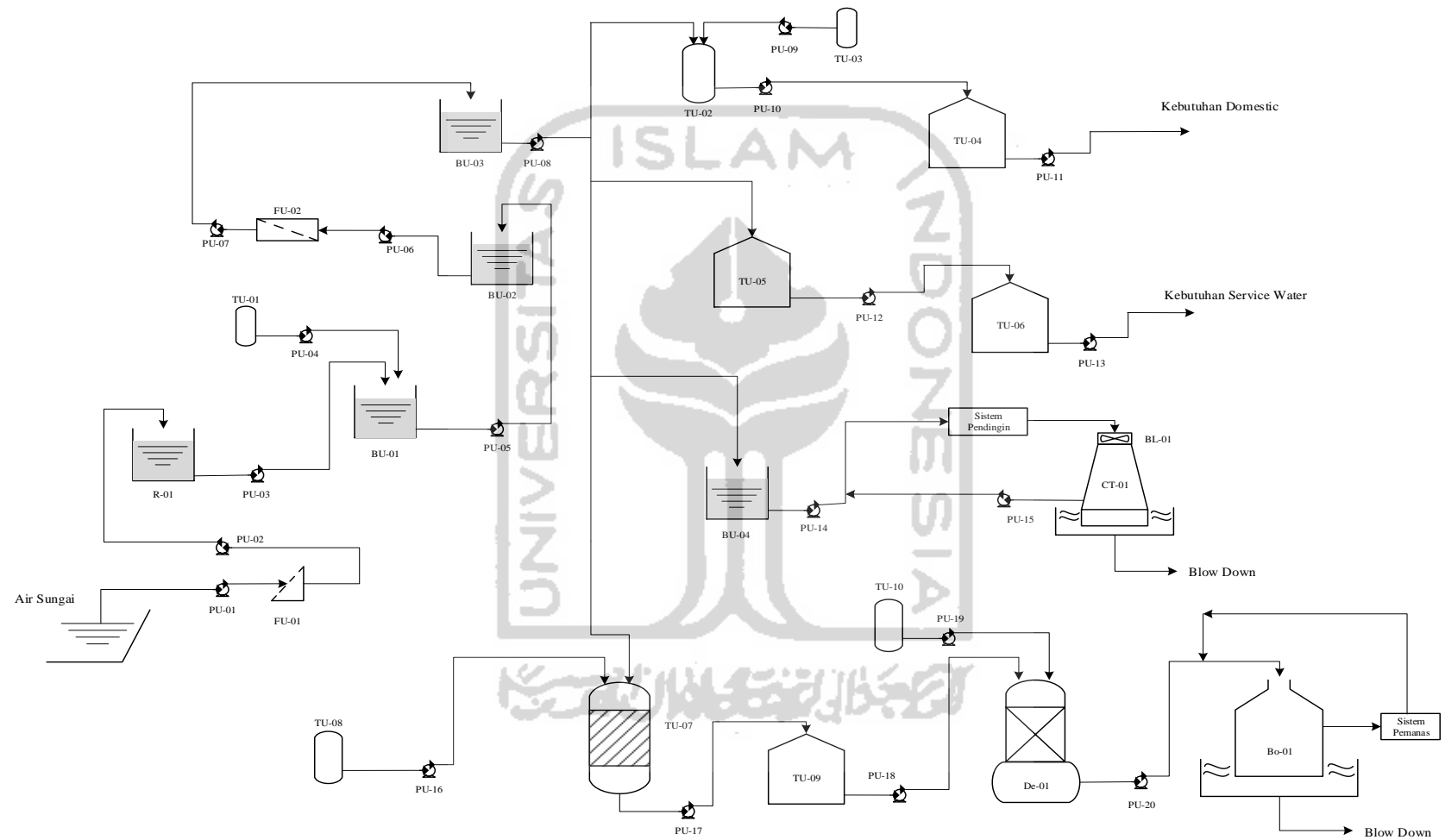
- Zat-zat yang dapat menyebabkan *foaming*.

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. Pada pabrik asetanilida ini, sumber air terdekat didapatkan dari Sungai Bengawan Solo. 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 : *Reservoir*
4. BU-01 : Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendap
7. FU-02 : *Sand Filter*
8. BU-03 : Bak Penampung Air Bersih
9. TU-02 : Tangki Klorinasi
10. TU-03 : Tangki Kaporit
11. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
12. TU-05 : Tangki *Service Water*
13. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
14. BU-04 : Bak *Cooling Water*
15. CT-01 : *Cooling Tower*
16. TU-07 : *Mixed-Bed*
17. TU-08 : Tangki NaCl
18. TU-09 : Tangki Air Demin
19. TU-10: Tangki N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>
20. De-01 : Deaerator
21. 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 ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ), 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:

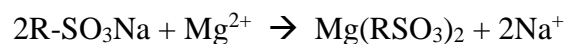
- Air layanan umum (*service water*)
- *Domestic water*
- *Make up Cooling Tower*
- Bahan baku *Demin Plant*

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*

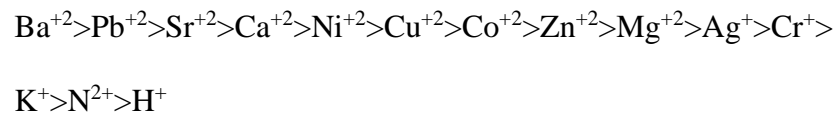
Dari bak penampung air bersih, air kemudian mengalir ke unit *Cation Exchanger* untuk ditukar ion-ion positifnya (  $\text{Ca}^{++}$ ,  $\text{Mg}^{++}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Fe}^{++}$ ,  $\text{Mn}^{++}$ ,  $\text{Al}^{+++}$  ) terutama  $\text{Ca}^{++}$ ,  $\text{Mg}^{++}$ , dengan ion-ion  $\text{H}^+$  atau  $\text{Na}^+$  oleh resin. Karena  $\text{Ca}^{++}$  dan  $\text{Mg}^{++}$  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:



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:

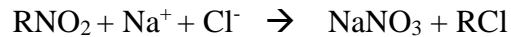


Ion  $NO_3^-$  dapat menggantikan ion  $Cl^-$  yang ada dalam resin karena selektivitas  $NO_3^-$  lebih besar dari selektivitas  $OH^-$ .

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 :

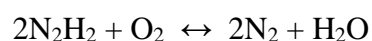


- *Mixed Bed*

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<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> 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, dengan menggunakan koil pemanas, air dipanaskan hingga suhu mencapai 90°C. 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 4.19.** Kebutuhan air pembangkit *steam* / pemanas

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heater 01	HE-01	122,6746
Heater 02	HE-02	68,1673
Heater 03	HE-03	4.265,9654
Total		4.456,8073

Direncanakan steam yang digunakan adalah saturated steam dengan kondisi:

$$P = 15,34 \text{ atm}$$

$$T = 200 \text{ C}$$

Perancangan dibuat over design sebesar 20%

$$\text{Kebutuhan steam} = 20\% \times 4.456,8073 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.348,1688 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Blowdown} = 15\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 15\% \times 5.348,1688 \text{ kg/jam}$$

$$= 802,2253 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Steam Trap} = 5\% \times \text{kebutuhan steam}$$

$$= 5\% \times 5.348,1688 \text{ kg/jam}$$

$$= 267,4048 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air *make up* untuk steam

= *Blowdown* + *Steam Trap*

= (802,2253 + 267,4048) kg/jam

= 1.069,6338 kg/jam

b. Kebutuhan Air Pendingin

**Tabel 4.20.** Kebutuhan air proses pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor 01	R-01	2.373,8222
Reaktor 02	R-02	2.575,8489
Kristalizer 01	CR-01	200,7690
Chiller 01	CH-01	1,4213
Total		5.151,8614

Perancangan dibuat over design 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= 20\% \times 5.151,8614 \text{ kg/jam} \\ &= 6.182,2336 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Jumlah air yang menguap ( $W_e$ )

$$= 0,00085 \times W_c \times (T_{in} - T_{out}) \quad (\text{Perry ed.7, Pers. 12-10})$$

$$= 0,00085 \times 6.182,2336 \times 15$$

$$= 78,8235 \text{ kg/jam}$$

- *Drift Loss* ( $W_d$ )

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

$$= 0,0002 \times 6.182,2336$$

$$= 1,2364 \text{ kg/jam}$$

- *Blowdown* ( $W_b$ ) (*cycle* yang dipilih 4 kali)

$$= \frac{W_e}{(\text{cycle}-1)} \quad (\text{Perry ed.7, Pers. 12-12})$$

$$= \frac{78,8235}{(4-1)}$$

$$= 26,2745 \text{ kg/jam}$$

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

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$W_m = (78,8235 + 1,2364 + 26,2745) \text{ kg/jam}$$

$$W_m = 106,3344 \text{ kg/jam}$$

c. **Kebutuhan Air Domestik**

Kebutuhan air domestic meliputi kebutuhan air untuk karyawan dan kebutuhan air untuk tempat tinggal.

- **Kebutuhan air karyawan**

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

$$\text{Diambil kebutuhan air tiap orang} = 100 \text{ liter/hari}$$

$$= 4,2626 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah karyawan} = 160 \text{ orang}$$

$$\text{Kebutuhan air untuk semua karyawan} = 682,0144 \text{ kg/jam}$$

- **Kebutuhan air area mess**

$$\text{Jumlah mess} = 40 \text{ rumah}$$

$$\text{Penghuni setiap mess} = 4 \text{ orang}$$

$$\text{Kebutuhan air untuk mess} = 1333,333 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan air domestic} &= (682,0144 + 1333,3333) \text{ kg/jam} \\ &= 2015,3477 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

d. Kebutuhan *Service Water*

Kebutuhan *service water* diperkirakan sekitar 300 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 13.845,7502 kg/jam dapat dilihat dari Tabel.4.20

**Tabel 4.21.** Total kebutuhan air

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestik Water</i>	2.015,3477
2	<i>Service Water</i>	300,0000
3	<i>Cooling Water</i>	6.182,2336
4	<i>Steam Water</i>	5.348,1688
5	<i>Air Proses</i>	-
Total		13.845,7502

4. 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 : 5.348,1688kg/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 145°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 210 atm, baru kemudian dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

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

Pabrik asetanilida 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 spesifikasi generator diesel yang digunakan yaitu :

Kapasitas = 600 kW

Jumlah = 1 buah

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

a) Kebutuhan listrik untuk alat proses

**Tabel 4.22.** Kebutuhan listrik proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Screw Conveyor 01	SC-01	0,1000	74,5700
Screw Conveyor 02	SC-02	0,1000	74,5700
Bucket Elevator 01	BE-01	1,5000	1118,5500
Reaktor-01	R-01	20,0000	14914,0000
Reaktor-02	R-02	25,0000	18642,5000
Crystalizer-01	CR-01	0,0833	62,1168
Centrifuge-01	CF-01	30	22371
Rotary Dryer-01	RD-01	10,0000	7457,0000
Cyclone-01	CL-01	2,0000	1491,4000
Ball Mill-01	BM-01	15,0000	11185,5000
Screener-01	S-01	8,0000	5965,6000
Pompa-01	P-01	3,0000	2237,1000
Pompa-02	P-02	3,0000	2237,1000
Pompa-03	P-03	0,7500	559,2750
Pompa-04	P-04	0,2500	186,4250
Pompa-05	P-05	0,1667	124,3082
Expansion valve-01	EXV-01	0,3333	248,5418
Pompa-06	P-06	0,0833	62,1168
Blower-01	BL-01	0,1250	93,2125
Blower-02	BL-02	0,0500	37,2850
<b>Total</b>		<b>119,5416</b>	<b>89.142,1960</b>

Power yang dibutuhkan = 89.142,1960 Watt

= 89,1422 kW



## b) Kebutuhan listrik untuk utilitas

**Tabel 4.23.** Kebutuhan listrik utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal	BU-01	20	14914
Blower Cooling Tower	BL-01	15	11185,5
Kompresor Udara	CP-01	7,5	5592,75
Pompa-01	PU-01	0,333	248,567
Pompa-02	PU-02	0,5	372,85
Pompa-03	PU-03	0,5	372,85
Pompa-04	PU-04	0,05	37,285
Pompa-05	PU-05	0,5	372,85
Pompa-06	PU-06	0,333	248,567
Pompa-07	PU-07	0,333	248,567
Pompa-08	PU-08	0,333	248,567
Pompa-09	PU-09	0,05	37,285
Pompa-10	PU-10	0,167	124,5319
Pompa-11	PU-11	0,05	37,285
Pompa-12	PU-12	0,125	93,2125
Pompa-13	PU-13	0,05	37,285
Pompa-14	PU-14	0,25	186,425
Pompa-15	PU-15	0,25	186,425
Pompa-16	PU-16	0,05	37,285
Pompa-17	PU-17	0,5	372,85
Pompa-18	PU-18	0,25	186,425
Pompa-19	PU-19	0,05	37,285
Pompa-20	PU-20	0,25	186,425
<b>Total</b>		<b>47,425</b>	<b>35.365,071</b>

Power yang dibutuhkan = 35.365,071 Watt

= 35,3651 kW

- c) Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC
- Listrik yang digunakan untuk AC diperkirakan sekitar 20 kW
  - Listrik yang digunakan untuk penerangan diperkirakan sekitar 150 kW
- d) Kebutuhan listrik untuk bengkel dan laboratorium
- Listrik untuk bengkel dan laboratorium sekitar 100 kW
- e) Kebutuhan listrik untuk instrumentasi
- Listrik untuk instrumentasi sekitar 30 kW

Berikut rincian kebutuhan listrik pada pabrik asetanilida:

**Tabel 4.24.** Rincian kebutuhan listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	89,1422
	b. Utilitas	35,3651
2	a. Listrik Ac	20
	b. Listrik Penerangan	150
3	Laboratorium dan Bengkel	100
4	Instrumentasi	30
Total		424,5073

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 424,5073kW. Dengan faktor daya sebesar 85% maka kebutuhan listrik total sebesar 517,047 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

#### 6. Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat pneumatic control.

Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 74,7648 m<sup>3</sup>/jam.

#### 7. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar mempunyai fungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada boiler dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk generator yaitu solar sebanyak 57,4387 kg/jam. Sedangkan untuk bahan bakar *natural gas* yang digunakan pada boiler sebanyak 16,2876 MMBTU/jam. Bahan bakar tersebut diperoleh dari PT. Pertamina EP Cepu dan PGN Gresik.

#### 8. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang diperoleh dari pabrik asetanilida adalah limbah cairan dan padatan.

##### a. Limbah Sanitasi

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

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

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

- COD : maks. 100 mg/l
- BOD : maks. 20 mg/l
- TSS : maks. 80 mg/l
- Oil : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5 – 8,5

c. Limbah Hasil Proses

Limbah yang dihasilkan dari proses pembuatan asetanilida ini terdapat limbah padat yang keluar dari Cyclone untuk dibuang ke udara dan limbah cair yang keluar dari Cyclone untuk diolah terlebih dahulu di UPL sebelum dibuang ke lingkungan. Dimana limbah tersebut yang dibuang sesuai parameter yang ditentukan pemerintah yaitu dengan baku mutu emisi:

- Anilin : 2 mg/m<sup>3</sup>
- Asam Asetat : 25 mg/m<sup>3</sup>
- Debu Asetanilida : 10 mg/m<sup>3</sup>

#### 4.4.2 Spesifikasi Alat Utilitas

##### 1. Pompa Utilitas

Tabel 4.25. Spesifikasi pompa utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai menuju screener	Mengalirkan air dari screener menuju bak reservoir	Mengalirkan air dari bak reservoir menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan alum dari tangki alum menuju bak koagulasi dan flokulasi	Mengalirkan air dari bak koagulasi dan flokulasi menuju bak pengendap
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	2,721	2,585	2,456	0,000001	2,333
Jumlah	2	2	2	2	2
<b>Spesifikasi</b>					
Head pompa (m)	2,10	4,11	3,69	3,6	3,78
NPS (in)	4	4	4	1/8	4
Sch.	40	40	40	40	40
Tenaga pompa (Hp)	0,2019	0,3752	0,3352	0,000001	0,3263
Tenaga motor (Hp)	0,333	0,5	0,5	0,05	0,5
Putaran standar	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000

## 2. Pompa Utilitas

Tabel 4.26. Spesifikasi pompa utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengendap menuju sand filter	Mengalirkan air dari sand filter menuju bak penampung sementara	Mengalirkan air dari bak penampung sementara menuju area kebutuhan air	Mengalirkan kaporit dari tangki kaporit menuju tangki klorinasi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	2,216	2,105	2,105	0,000001	0,306
Jumlah	2	2	2	2	2
<b>Spesifikasi</b>					
Head pompa (m)	2,07	2,07	2,65	2	4,89
NPS (in)	4	4	4	1/8	1,25
Sch.	40	40	40	40	40
Tenaga pompa (Hp)	0,1754	0,1689	0,2166	0,000001	0,0901
Tenaga motor (Hp)	0,333	0,333	0,333	0,05	0,167
Putaran standar	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000

## 3. Pompa Utilitas

Tabel 4.27. Spesifikasi pompa utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14	PU-15
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki air bersih menuju area domestik	Mengalirkan air dari tangki air service menuju tangki air bertekanan	Mengalirkan air dari tangki air bertekanan menuju area kebutuhan service	Mengalirkan air dari bak air dingin menuju <i>cooling tower</i>	Mengalirkan air dari <i>cooling tower</i> menuju <i>recycle</i> dari bak air dingin
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	0,306	0,046	0,046	0,940	0,940
Jumlah	2	2	2	2	2
<b>Spesifikasi</b>					
Head pompa (m)	1,19	23,21	1,68	3,78	3,55
NPS (in)	1,25	0,375	0,375	2	2
Sch.	40	40	40	40	40
Tenaga pompa (Hp)	0,0220	0,0636	0,0046	0,1707	0,1605
Tenaga motor (Hp)	0,05	0,125	0,05	0,25	0,25
Putaran standar	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000

## 4. Pompa Utilitas

Tabel 4.28. Spesifikasi pompa utilitas

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-16	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Fungsi	Mengalirkan NaCl dari tangki penampung NaCl menuju <i>Mixed-Bed</i>	Mengalirkan air dari <i>Mixed-Bed</i> menuju tangki air demin	Mengalirkan air dari tangki air demin menuju tangka deaerator	Mengalirkan larutan N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> dari tangka penampung N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> menuju deaerator	Mengalirkan air dari deaerator menuju boiler
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	0,002864	0,813	0,813	0,00002	0,813
Jumlah	2	2	2	2	2
<b>Spesifikasi</b>					
Head pompa (m)	3,4	8,22	2,9	2,80	3,1
NPS (in)	1/8	2,5	2,5	1/8	2,5
Sch.	40	40	40	40	40
Tenaga pompa (Hp)	0,001475	0,2818	0,0994	0,0000082	0,1010
Tenaga motor (Hp)	0,05	0,5	0,25	0,05	0,25
Putaran standar	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000



## 5. Bak Penampung

Tabel 4.29. Spesifikasi bak

Spesifikasi	Bak				
	RU-01	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi	Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan	Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)	Menampung sementara raw water setelah disaring	Menampung kebutuhan air pendingin
Jenis	Bak persegi	Bak silinder tegak	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang dan dilapisi porselin	Beton bertulang
<b>Spesifikasi</b>					
Panjang (m)	6,2100	-	6,0012	3,1907	2,4573
Lebar (m)	6,2100	-	6,0012	3,1907	2,4573
Tinggi (m)	3,1050	2,8897	3,0006	1,5953	1,2286
Diameter (m)	-	2,8897	-	-	-
Jumlah	1	1	1	1	1

## 6. Tangki

Tabel 4.30. Spesifikasi tangki

Spesifikasi	Tangki				
	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit selama 1 bulan yang akan dimasukkan ke dalam tangki klorinasi (TU-02)	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	Menampung air untuk keperluan layanan umum
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak berpengaduk	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>				
<b>Spesifikasi</b>					
Tinggi (m)	0,9387	1,4551	0,1893	4,1972	2,2244
Diameter (m)	0,4693	1,4551	0,1893	4,1972	2,2244
Volume (m <sup>3</sup> )	0,1623	2,4184	0,0053	58,042	8,6400
Jumlah	1	1	1	1	1

## 7. Tangki

Tabel 4.31. Spesifikasi tangki

Spesifikasi	Tangki			
	Kode	TU-06	TU-08	TU-09
Fungsi	Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum	Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.	Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan boiler.	Menyimpan larutan N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan	<i>Carbon Steel</i>			
<b>Spesifikasi</b>				
Tinggi (m)	2,2244	1,3138	5,8109	2,0255
Diameter (m)	2,2244	1,3138	5,8109	2,0255
Volume (m <sup>3</sup> )	8,6400	1,7801	154,0273	6,5235
Jumlah	1	1	1	1

8. *Screener* (SC-01)**Tabel 4.32.** Spesifikasi *screener* (SC-01)

Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar
Bahan	Alumunium
<b>Spesifikasi</b>	
Panjang (ft)	10
Lebar (ft)	8
Diameter lubang saringan (cm)	1
Jumlah	1

9. *Sand Filter* (FU-02)**Tabel 4.33.** Spesifikasi *sand filter* (FU-02)

Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai
Jenis	Bak berbentuk balok
Material	Spheres
Ukuran pasir (mesh)	28
<b>Spesifikasi</b>	
Panjang (m)	1,2647
Lebar (m)	1,2647
Tinggi (m)	0,6323
Jumlah	1

10. *Cooling Tower* (CT-01)**Tabel 4.34.** Spesifikasi *cooling tower* (CT-01)

Fungsi	Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Jenis	<i>Cooling Tower Induced Draft</i>
<b>Spesifikasi</b>	
Panjang (m)	1,1245
Lebar (m)	1,1245
Tinggi (m)	9,1253
Jumlah	1

11. *Mixed-Bed* (TU-07)**Tabel 4.35.** Spesifikasi *mixed-bed* (TU-07)

Fungsi	Menghilangkan kesadahan air
Jenis	Tangki silinder tegak
Resin	Zeolit
<b>Spesifikasi</b>	
Diameter tangki (m)	0,7466
Tinggi tangki(m)	1,2192
Tinggi bed (m)	1,0160
Volume bed (m <sup>3</sup> )	0,4445
Volume bak resin (m <sup>3</sup> )	2.687,2253
Tebal (in)	0,1875
Jumlah	1

12. *Deaerator* (De-01)**Tabel 4.36.** Spesifikasi *deaerator* (De-01)

Fungsi	Menghilangkan gas CO <sub>2</sub> dan O <sub>2</sub> yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada reboiler dan turbin trin
Jenis	Tangki silinder tegak
<b>Spesifikasi</b>	
Kecepatan volumetric (m <sup>3</sup> /jam)	5,3482
Diameter (m)	2,0145
Tinggi (m)	2,0145
Volume (m <sup>3</sup> )	6,4178
Jumlah	1

13. *Blower Cooling Tower* (BL-01)**Tabel 4.37.** Spesifikasi *blower cooling tower* (BL-01)

Fungsi	Menghembuskan udara ke <i>cooling tower</i>
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
<b>Spesifikasi</b>	
Kapasitas (ft <sup>3</sup> /jam)	144.113,0547
Efisiensi	86,5%
Power	15 HP
Bahan	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah	2

## 4.5 Organisasi Perusahaan

### 4.5.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik asetanilida 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 factor-faktor yang mendukung antara lain:

- a. 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.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- c. Penjualan saham adalah cara yang tepat untuk mendapatkan modal.

- d. 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:

- a. Pemegang Saham
- b. Direktur Utama
- c. Direktur
- d. Staff Ahli
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. 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.

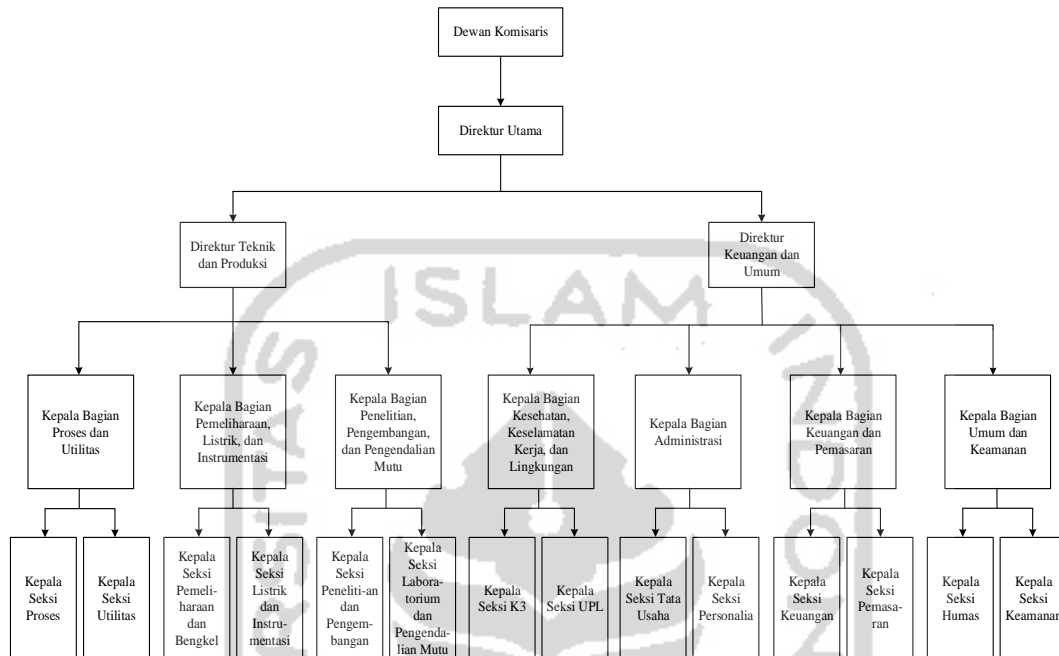
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu

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 asetanilida kapasitas 10.000 ton/tahun.



**Gambar 4.7.** Struktur organisasi pabrik

Berdasarkan gambar 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

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 pengarahannya 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 Proses dan Utilitas  
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.
- Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi  
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.
- Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu  
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.
- Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran  
Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
- Kepala Bagian Administrasi  
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.
- Kepala Bagian Umum dan Keamanan  
Tugas: Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.
- Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan  
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: Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

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 dan Bengkel

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

4. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap perumusan kebijakan teknis penelitian dan pengembangan.

5. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

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 Tata Usaha

Tugas: Mengurus kebijakan teknis dibidang umum dan kepegawaian, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan dan asset, serta keuangan di perusahaan.

13. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas: Mengurus kebijakan teknis dibidang pengolahan limbah di perusahaan.



#### 14. 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 asetnilida 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 4.38.** 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	■	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■

**Tabel 4.38.** 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 4.39.** Jumlah karyawan pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1
5	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	1
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
7	Ka. Bag. Administrasi	1
8	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1
9	Ka. Bag. K3 & UPL	1
10	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1

Tabel 4.39. Lanjutan

11	Ka. Sek. Proses	1
12	Ka. Sek. Utilitas	1
13	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1
14	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
15	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1
16	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1
17	Ka. Sek. Keuangan	1
18	Ka. Sek. Pemasaran	1
19	Ka. Sek. Tata Usaha	1
20	Ka. Sek. Personalia	1
21	Ka. Sek. Humas	1
22	Ka. Sek. K3	1
23	Ka. Sek. UPL	1
24	Ka. Sek. Keamanan	1
25	Karyawan + Operator Proses	27
26	Karyawan + Operator Utilitas	15
27	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	5
28	Karyawan Personalia	5
29	Karyawan Humas	5
30	Karyawan Litbang	5
31	Karyawan Pengadaan	5
32	Karyawan Pemasaran	5
33	Karyawan Administrasi	5
34	Karyawan Kas/Anggaran	5
35	Karyawan Pengendalian	5
36	Karyawan Laboratorium	5
37	Karyawan K3	5
38	Karyawan UPL	5
39	Karyawan Keamanan	10
40	Sekretaris	3
41	Dokter	3
42	Perawat	5
43	Supir	5
44	Cleaning Service	7
TOTAL		160

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 4.40.** 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:

1) Gaji Bulanan

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

2) Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3) Gaji Lembur

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

Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan.

**Tabel 4.41.** Rincian gaji sesuai jabatan

No	Jabatan	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	Rp 45.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	Rp 30.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	Rp 30.000.000
4	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	Rp 16.000.000
5	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	Rp 16.000.000
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	Rp 16.000.000
7	Ka. Bag. Administrasi	Rp 16.000.000
8	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	Rp 16.000.000
9	Ka. Bag. K3 & UPL	Rp 16.000.000
10	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	Rp 16.000.000
11	Ka. Sek. Proses	Rp 12.000.000
12	Ka. Sek. Utilitas	Rp 12.000.000
13	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	Rp 12.000.000
14	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	Rp 12.000.000
15	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	Rp 12.000.000
16	Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	Rp 12.000.000
17	Ka. Sek. Keuangan	Rp 12.000.000
18	Ka. Sek. Pemasaran	Rp 12.000.000
19	Ka. Sek. Tata Usaha	Rp 12.000.000
20	Ka. Sek. Personalia	Rp 12.000.000
21	Ka. Sek. Humas	Rp 12.000.000
22	Ka. Sek. Keamanan	Rp 12.000.000
23	Ka. Sek. K3	Rp 12.000.000
24	Ka. Sek. UPL	Rp 12.000.000
25	Karyawan + Operator Proses	Rp 5.500.000
26	Karyawan + Operator Utilitas	Rp 5.500.000
27	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	Rp 5.500.000
28	Karyawan Personalia	Rp 5.500.000
29	Karyawan Humas	Rp 5.500.000
30	Karyawan Litbang	Rp 5.500.000
31	Karyawan Pengadaan	Rp 5.500.000
32	Karyawan Pemasaran	Rp 5.500.000

**Tabel 4.41.** Lanjutan

33	Karyawan Administrasi	Rp	5.500.000
34	Karyawan Kas/Anggaran	Rp	5.500.000
35	Karyawan Pengendalian	Rp	5.500.000
36	Karyawan Laboratorium	Rp	5.500.000
37	Karyawan K3	Rp	5.500.000
38	Karyawan UPL	Rp	5.500.000
39	Karyawan Keamanan	Rp	4.500.000
40	Sekretaris	Rp	5.500.000
41	Dokter	Rp	10.000.000
42	Perawat	Rp	5.500.000
43	Supir	Rp	4.000.000
44	Cleaning Service	Rp	3.500.000

#### 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.

### 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 analisa. Harga indeks tahun 2019 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2019, dicari dengan persamaan regresi linier.

**Tabel 4.42.** Indeks harga alat

Tahun	CE Indeks
1987	324,0
1988	343,0
1989	355,0
1990	356,0
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402,0
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

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

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka didapatkan persamaan berikut:

$$y = 9,88x + (-19324,59)$$

Dengan:  $y$  = indeks harga

$x$  = tahun pembelian

Dari persamaan di atas di dapat harga indeks pada tahun 2023 adalah 658,564. 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

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada Peter Timmerhaus,

“Plant Design And Economic for Chemical Engineering”, 3th edition. Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga x sebesar 0,6.

**Tabel 4.43.** Harga alat proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Alat
1	Tangki 1	1	\$ 113.513,955
2	Tangki 2	1	\$ 220.397,689
3	Heater 1	1	\$ 46.068,60
4	Heater 2	1	\$ 2.514,911
5	Heater 3	1	\$ 310.362,93
6	Chiller	1	\$ 1.908,000
7	Reaktor 1	1	\$ 388.668,124
8	Reaktor 2	1	\$ 388.668,124
9	Kristalizer	1	\$ 53.613,338
10	Centrifuge	1	\$ 79.533,000
11	<i>Rotary Dryer</i>	1	\$ 51.898,626
12	<i>Cyclone</i>	1	\$ 48.469,201
13	Blow box	1	\$ 6.287,278
14	Ball Mill	1	\$ 833.578,812
15	Screener	1	\$ 14.517,898
16	Bucket Elevator	1	\$ 12.345,929
17	Screw Conveyor-01	1	\$ 42.982,122
18	Screw Conveyor-02	1	\$ 42.982,122
19	Bin	1	\$ 8.687,876
20	Pompa 01	2	\$ 9.373,761
21	Pompa 02	2	\$ 9.373,761
22	Pompa 03	2	\$ 13.489,070
23	Pompa 04	2	\$ 13.489,070
24	Pompa 05	2	\$ 13.489,070
25	Pompa 06	2	\$ 13.489,070
26	Expansion valve	2	\$ 38,410
27	Blower-01	2	\$ 26.063,627
28	Blower-02	2	\$ 6.401,593

**Tabel 4.44.** Harga alat utilitas

<b>No</b>	<b>Nama Alat</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Harga Alat</b>
1	Bak Koagulasi dan Flokulasi	1	\$ 590,710
2	Impeller	1	\$ 5.029,823
3	Kompresor Udara	1	\$ 8.230,619
4	Pompa-01	2	\$ 17.147,123
5	Pompa-02	2	\$ 17.147,123
6	Pompa-03	2	\$ 17.147,123
7	Pompa-04	2	\$ 685,885
8	Pompa-05	2	\$ 17.147,123
9	Pompa-06	2	\$ 17.147,123
10	Pompa-07	2	\$ 13.031,814
11	Pompa-08	2	\$ 17.147,123
12	Pompa-09	2	\$ 685,885
13	Pompa-10	2	\$ 8.459,247
14	Pompa-11	2	\$ 8.459,247
15	Pompa-12	2	\$ 685,885
16	Pompa-13	2	\$ 685,885
17	Pompa-14	2	\$ 11.202,787
18	Pompa-15	2	\$ 11.202,787
19	Pompa-16	2	\$ 685,885
20	Pompa-17	2	\$ 13.031,814
21	Pompa-18	2	\$ 13.031,814
22	Pompa-19	2	\$ 685,885
23	Pompa-20	2	\$ 14.403,583
24	Screenner	1	\$ 27.549,067
25	Reservoir	1	\$ 2.085,137
26	Tangki Alum	1	\$ 8.116,305
27	Bak Pengendap	1	\$ 1.947,234
28	Sand Filter	1	\$ 145.521,918
29	Bak Penampung Sementara	1	\$ 550,431
30	Tangki Klorinasi	1	\$ 18.633,207
31	Tangki Kaporit	1	\$ 2.171,969
32	Tangki Air bersih	1	\$ 56.585,506
33	Tangki Service	1	\$ 29.035,795
34	Tangki Air Bertekanan	1	\$ 29.035,795

**Tabel 4.44.** Lanjutan

35	Bak Air Pendingin	1	\$ 246,919
36	Mixed Bed	2	\$ 26.292,255
37	Tangki NaCl	1	\$ 4.115,310
38	Tangki Air Demin	1	\$ 101.853,911
39	Deaerator	1	\$ 2.045,080
40	Tangki N <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1	\$ 33.722,675
41	Boiler	1	\$ 546.993,228
42	Tangki Solar	1	\$ 2.743,540
43	Tangki Silica Gel	1	\$ 4.343,938
44	Blower Cooling Tower	2	\$ 20.805,176
45	Cooling Tower	1	\$ 111.570,615

#### 4.6.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam Analisa ekonomi adalah:

1. Kapasitas produksi : 10.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun: 2023
4. Nilai kurs dollar 2018 : \$1 = Rp 13.944 (BI per 31 Desember 2019)
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 Asetanilida ini memerlukan rencana *physical plant cost*, *direct plant cost*, *fixed capital instrument* seperti pada Tabel 4.45. sampai Tabel 4.47.

**Tabel 4.45. Physical Plant Cost**

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya	Jumlah Biaya
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 58.032.750.635	\$ 4.161.843,849
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 14.508.187.659	\$ 1.040.460,962
3	<i>Instalation Cost</i>	Rp 9.209.927.375	\$ 660.493,931
4	<i>Piping Cost</i>	Rp 31.703.985.867	\$ 2.273.665,079
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp 14.457.796.053	\$ 1.036.847,107
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp 2.182.595.770	\$ 156.525,801
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp 8.704.912.595	\$ 624.276,577
8	<i>Building Cost</i>	Rp 84.595.000.000	\$ 6.066.767,068
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp 108.078.000.000	\$ 7.750.860,585
<b>Total Pengeluaran Biaya</b>		<b>Rp 331.473.155.954</b>	<b>\$ 23.771.740,961</b>

**Tabel 4.46. Direct Plant Cost**

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya	Jumlah Biaya
1	<i>Engineering and Construction</i>	Rp 66.294.631.191	\$ 4.754.348,192
2	<i>Physical Plant Cost</i>	Rp 331.473.155.954	\$ 23.771.740,961
<b>Total Pengeluaran Biaya</b>		<b>Rp 397.767.787.145</b>	<b>\$ 28.526.089,153</b>

**Tabel 4.47. Fixed Capital Investment**

No	Jenis Biaya	Jumlah Biaya	Jumlah Biaya
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 397.767.787.145	\$ 28.526.089,153
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp 39.776.778.715	\$ 2.852.608,915
3	<i>Contingency</i>	Rp 39.776.778.715	\$ 2.852.608,915
<b>Total Pengeluaran Biaya</b>		<b>Rp 477.321.344.574</b>	<b>\$ 34.231.306,983</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 4.48.

**Tabel 4.48.** *Working Capital Investment*

No	Type of Expenses	Biaya	Biaya
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 10.083.307.533	\$ 723.128,767
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 14.360.767.545	\$ 1.029.888,665
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 28.721.535.090	\$ 2.059.777,330
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 50.705.454.545	\$ 3.636.363,636
5	<i>Available Cash</i>	Rp 28.721.535.090	\$ 2.059.777,330
<b><i>Working Capital (WC)</i></b>		<b>Rp 132.592.599.803</b>	<b>\$ 9.508.935,729</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 4.49.** *Direct Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	Biaya	Biaya
1	<i>Raw Material</i>	Rp 110.916.382.858	\$ 7.954.416,441
2	<i>Labor</i>	Rp 13.506.000.000	\$ 968.588,640
3	<i>Supervision</i>	Rp 1.350.600.000	\$ 96.858,864
4	<i>Maintenance</i>	Rp 19.092.853.783	\$ 1.369.252,279
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 2.863.928.067	\$ 205.387,842
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 27.888.000.000	\$ 2.000.000,000
7	<i>Utilities</i>	Rp 31.424.833.043	\$ 2.253.645,514
<b><i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i></b>		<b>Rp 207.042.597.751</b>	<b>\$ 14.848.149,581</b>

## 2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

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

**Tabel 4.50. Indirect Manufacturing Cost**

No	Type of Expenses	Biaya	Biaya
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.025.900.000	\$ 145.288,296
2	<i>Laboratory</i>	Rp 2.701.200.000	\$ 193.717,728
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 9.454.200.000	\$ 678.012,048
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 27.888.000.000	\$ 2.000.000,000
<b>Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)</b>		<b>Rp 42.069.300.000</b>	<b>\$ 3.017.018,072</b>

## 3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

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

**Tabel 4.51. Fixed Manufacturing Cost**

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Depreciation</i>	Rp 47.732.134.457	\$ 3.423.130,698
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 9.546.426.891	\$ 684.626,140
3	<i>Insurance</i>	Rp 9.546.426.891	\$ 684.626,140
<b>Total Fixed Manufacturing Cost</b>		<b>Rp 66.824.988.240</b>	<b>\$ 4.792.382,978</b>

**Tabel 4.52. Total Manufacturing Cost**

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 207.042.597.751	\$ 14.848.149,581
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 42.069.300.000	\$ 3.017.018,072
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 66.824.988.240	\$ 4.792.382,978
<b>Total Manufacturing Cost (MC)</b>		<b>Rp 315.936.885.992</b>	<b>\$ 22.657.550,631</b>

#### 4.6.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expense*)

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

**Tabel 4.53.** *General Expenses*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 18.956.213.160	\$ 1.359.453,038
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 69.506.114.918	\$ 4.984.661,139
3	<i>Research</i>	Rp 8.846.232.808	\$ 634.411,418
4	<i>Finance</i>	Rp 24.396.557.775	\$ 1.749.609,708
<b>Total General Expenses(GE)</b>		<b>Rp 121.705.118.661</b>	<b>\$ 8.728.135,303</b>

**Tabel 4.54.** *Total Production Cost*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 315.936.885.992	\$ 22.657.550,631
2	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 121.705.118.661	\$ 8.728.135,303
<b>Total Production Cost (TPC)</b>		<b>Rp 437.642.004.652</b>	<b>\$ 31.385.685,933</b>

#### 4.6.4 Analisa Keuntungan

##### 1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 557.760.000.000

Total biaya produksi : Rp 437.642.004.652

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi

: Rp 120.117.995.348

##### 2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 11 % x Rp 132.641.420.802

: Rp 13.212.979.488

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak  
: Rp 106.905.015.859

#### 4.6.5 Analisa Kelayakan

##### 4.6.5.1 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 (*ROIb*)

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

$$(ROIb) = \frac{\text{Rp } 120.117.995.348}{\text{Rp } 477.321.344.574} \times 100\% = 25,165\%$$

##### 2. ROI setelah pajak (*ROIa*)

$$(ROIa) = \frac{\text{Rp } 106.905.015.859}{\text{Rp } 477.321.344.574} \times 100\% = 22,397\%$$

##### 4.6.5.2 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.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

##### 1. POT sebelum pajak (POTb)

$$(POTb) = \frac{\text{Rp } 477.321.344.574}{(\text{Rp } 120.117.995.348 + \text{Rp } 47.732.134.457)} = 2,8 \text{ tahun}$$

2. POT setelah pajak (POTa)

$$(POTb) = \frac{\text{Rp } 477.321.344.574}{(\text{Rp } 106.905.015.859 + \text{Rp } 47.732.134.457)} = 3,1 \text{ tahun}$$

#### 4.6.5.3 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 4.55.** *Annual Fixed Manufacturing Cost*

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Depreciation</i>	Rp 47.732.134.457	\$ 3.423.130,698
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 9.546.426.891	\$ 684.626,140
3	<i>Insurance</i>	Rp 9.546.426.891	\$ 684.626,140
<b>Total Fixed Manufacturing Cost</b>		<b>Rp 66.824.988.240</b>	<b>\$ 4.792.382,978</b>

**Tabel 4.56. Annual Regulated Expenses**

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	Gaji Karyawan	Rp 13.506.000.000	\$ 968.588,640
2	Payroll Overhead	Rp 2.025.900.000	\$ 145.288,296
3	Supervision	Rp 1.350.600.000	\$ 96.858,864
4	Plant Overhead	Rp 9.454.200.000	\$ 678.012,048
5	Laboratorium	Rp 2.701.200.000	\$ 193.717,728
6	General Expense	Rp 121.705.118.661	\$ 8.728.135,303
7	Maintenance	Rp 19.092.853.783	\$ 1.369.252,279
8	Plant Supplies	Rp 2.863.928.067	\$ 205.387,842
<b>Total Regulated Cost</b>		<b>Rp 172.699.800.511</b>	<b>\$ 12.385.241,000</b>

**Tabel 4.57. Annual Variable Value**

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	Raw Material	Rp 110.916.382.858	\$ 7.954.416,441
2	Packaging and Shipping	Rp 27.888.000.000	\$ 2.000.000,000
3	Utilities	Rp 31.424.833.043	\$ 2.253.645,514
4	Royalty & Patent	Rp 27.888.000.000	\$ 2.000.000,000
<b>Total Variable Cost</b>		<b>Rp 198.117.215.901</b>	<b>\$ 14.208.061,955</b>

**Tabel 4.58. Annual Sales Value**

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	Annual Sales Cost	Rp 557.760.000.000	\$ 37.184.000,000
<b>Annual Sales Cost (Sa)</b>		<b>Rp 557.760.000.000</b>	<b>\$ 37.184.000,000</b>

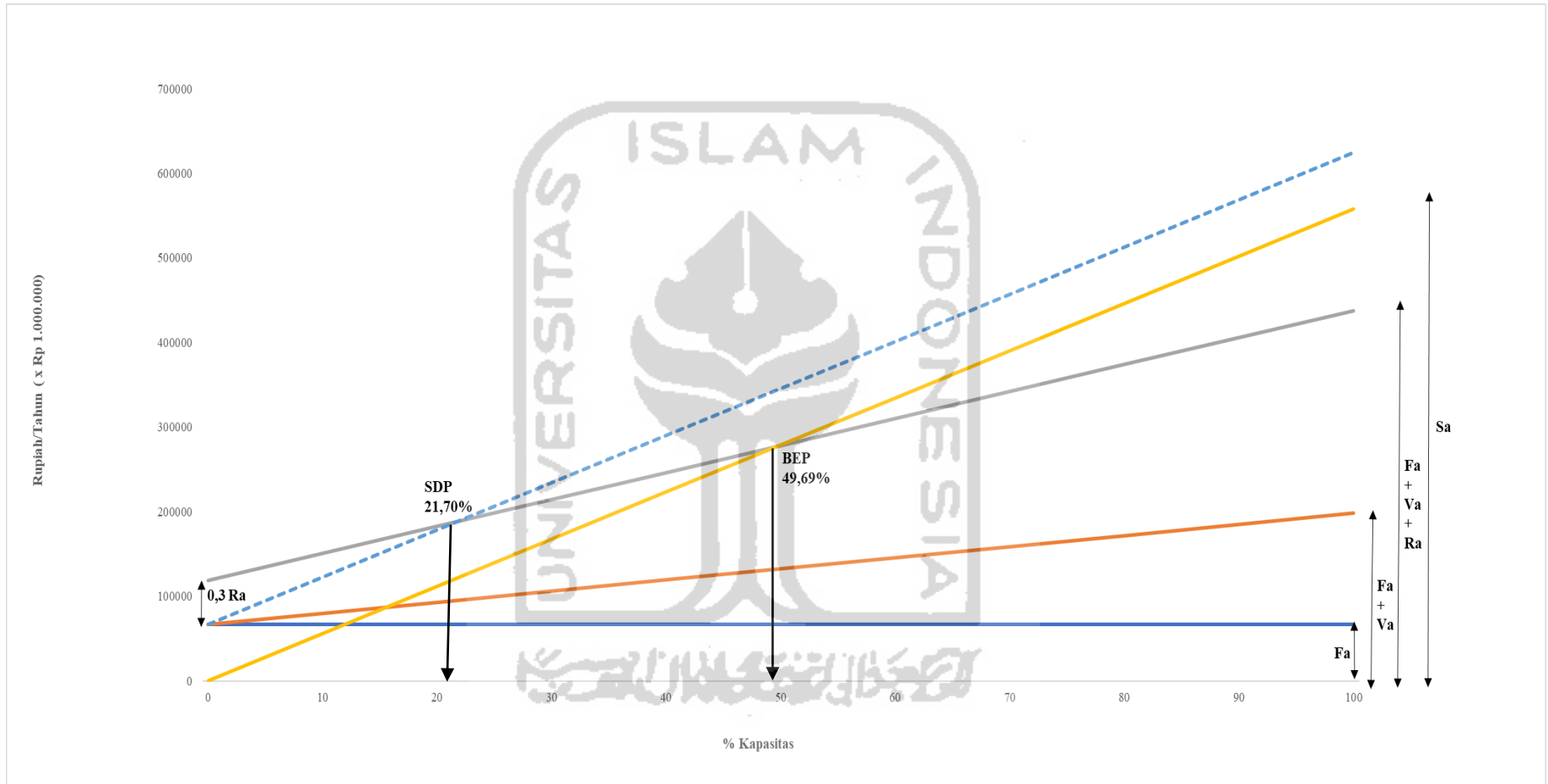
Sesuai dengan data yang terdapat pada Tabel. 4.55 – 4.58, maka didapatkan

BEP sebesar

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

$$BEP = \frac{(Rp 66.824.988.240 + 0,3 \times Rp 172.699.800.511)}{(Rp 557.760.000.000 - Rp 198.117.215.901 - 0,7 \times Rp 172.699.800.511)} \times 100\%$$

$$BEP = 49,69\%$$



Gambar 4.8. Grafik Break Even Point

#### 4.6.5.4 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*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup

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

$$SDP = \frac{(0,3 \times \text{Rp } 172.699.800.511)}{(\text{Rp } 557.760.000.000 - \text{Rp } 198.117.215.901 - 0,7 \times \text{Rp } 172.699.800.511)} \times 100\%$$

$$SDP = 21,70\%$$



#### 4.6.5.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

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

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

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

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

*Fixed Capital Investment* (FCI) : Rp 477.321.344.574

*Working Capital Investment* (WCI) : Rp 132.592.599.803

*Salvage value* (SV) = Depresiasi : Rp 47.732.134.457

*Cash flow* (CF) : Rp 179.033.708.091,97

Sehingga dapat dihitung nilai DCFR:

*Discounted cash flow* dihitung secara *trial & error*

Dengan *trial & error* diperoleh nilai  $i$ : 0,2881

DCFR : 29,28 %

Minimum nilai DCFR : 1.5 x bunga deposito bank (Aries Newton)

Bunga bank : 5,00 % (Bank Indonesia per Desember 2019)

Kesimpulan : Memenuhi syarat ( $1,5 \times 5,00\% = 7,50\%$ )

(Didasarkan pada suku bunga deposito di Bank Indonesia saat ini adalah 5,00% berlaku mulai Desember 2019)

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 7,50%.

#### 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 4.59.

**Tabel 4.59.** Resiko pabrik asetanilida

No	Parameter Resiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1	<b>Kondisi Operasi</b>	Suhu maksimal yang digunakan 200 C	√	
		Tekanan maksimal yang digunakan 2,5 atm	√	
2	<b>Bahan baku yang digunakan</b>			
	Anilin	Toksisitas : Irritant		√
		Explosion Limits: lower 1,3% upper 11%	√	
		Flamability: uap mudah terbakar		√
		Stabilitas: stabil di suhu kamar	√	
	Asam Asetat	Toksisitas : Irritant		√
		Explosion Limits: lower 4% upper 19,9%	√	
		Flamability: cairan dan uap mudah terbakar		√
Stabilitas: stabil di suhu kamar		√		
3	<b>Sifat Produk yang dihasilkan</b>			
	Asetanilida	Toksisitas : Tidak mengandung komponen yang persisten, bioakumulasi, dan toksik (PBT)	√	
		Explosion: Non explosion	√	
		Flamability: Dapat membentuk konsentrasi debu yang mudah terbakar di udara		√
		Stabilitas: stabil di suhu kamar	√	

Tabel 4.59. Lanjutan

4	Regulasi pemerintah	Keputusan Menteri Kesehatan Indonesia Nomor 1405/MENKES/SK/XI/2002 tentang Persyaratan Kesehatan Lingkungan Kerja Perkantoran dan Industri dan  Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Nomor Per.13/MEN/X/2011 tentang Nilai Ambang Batas Faktor Fisika dan Faktor Kimia di Tempat Kerja menetapkan  Baku Mutu Emisi atau Nilai Ambang Batas (NAB) untuk: Anilin = 2 mg/m <sup>3</sup> Asam Asetat = 25 mg/m <sup>3</sup> Debu Asetanilida = 10 mg/m <sup>3</sup>  Emisi yang dihasilkan oleh Rancangan Pabrik Asetanilida: Anilin = 1,6 mg/m <sup>3</sup> Asam Asetat = 3,1 mg/m <sup>3</sup> Debu Asetanilida = 0,044 mg/m <sup>3</sup>  Sehingga Memenuhi standar baku mutu emisi yang ditentukan pemerintah			v
		Kebijakan Pemerintah dalam bidang investasi, Pemerintah masih membuka kesempatan investasi bagi industri asetanilida di Indonesia. Hal ini terlihat dalam <b>Daftar Negatif Investasi (DNI) yang tertuang dalam Keppres No.54 tahun 1993</b> , bahwa asetanilida tidak termasuk dalam bidang usaha yang tertutup mutlak bagi penanam modal, sehingga masih terbuka peluang investasi untuk PMDN maupun PMA			v
5	Keberadaan pabrik	Pabrik Asetanilida belum pernah didirikan di Indonesia, namun banyak didirikan di negara lain, beberapa diantaranya yaitu: 1. Toms River-Cincinnati Chemical Corp., Korea 2. Sherwin-Williams Co , Amerika Serikat			v

Melihat parameter pada Tabel 4.59, maka pabrik Asetanilida dikategorikan sebagai pabrik dengan resiko rendah (*low risk*).

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Kesimpulan prarancangan pabrik asetanilida ini, adalah sebagai berikut:

- 1) Pabrik asetanilida dari asam asetat dan anilin dengan kapasitas 10.000 ton/tahun ini tergolong sebagai pabrik beresiko rendah berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta regulasi pemerintah.
- 2) Pabrik asetanilida didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, memberi lapangan pekerjaan, dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
- 3) Pabrik asetanilida akan didirikan dengan kapasitas 10.000 ton/tahun, dengan bahan baku asam asetat sebanyak 562,251 kg/jam dan anilin sebanyak 872,079 kg/jam.
- 4) Pabrik akan didirikan di Kabupaten Lamongan Provinsi Jawa Timur, dengan pertimbangan mudah mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai prospek yang baik karena lokasinya yang dekat dengan Kawasan industri.

5) Berdasarkan analisis ekonomi, maka didapatkan hasil sebagai berikut:

**Tabel 5.1.** Hasil analisa ekonomi

<b>Parameter Kelayakan</b>	<b>Perhitungan</b>	<b>Standar Kelayakan (Aries and Newton, 1954)</b>
<b>Profit</b>		
Profit sebelum pajak	Rp 120.117.995.348	Pajak (11%) (Peraturan Dirjen Pajak Nomor PER-17/PJ/2015)
Profit sesudah pajak	Rp 106.905.015.859	
<b>Return On Investment (ROI)</b>		
ROI sebelum pajak	25,17%	Industrial Chemical minimal 11% (Low risk)
ROI setelah pajak	22,4%	
<b>Pay Out Time (POT)</b>		
POT sebelum pajak	2,8 tahun	Industrial Chemical maksimal 5 th (Low risk)
POT setelah pajak	3,1 tahun	
Break Even Point (BEP)	49,69%	40% - 60%
Shut Down Point (SDP)	21,70%	20% - 30%
Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)	29,28%	1,5 x suku bunga acuan bank = 1,5 x 5% = 7,50%

Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik Asetanilida dengan kapaitas perancangan 10.000 ton/tahun ini layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

## 5.2 Saran

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

- 1) Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
- 2) Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
- 3) Produk Asetanilida dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat melihat pesatnya kebutuhan masyarakat saat ini.
- 4) Pemenuhan bahan baku didapatkan dari produk pabrik lain sehingga pemenuhan bahan baku tergantung pada produksi pabrik tersebut jadi diperlukan adanya kontrak pembelian bahan baku pada kurun waktu tertentu agar kebutuhan bahan baku dapat terpenuhi selama pabrik berjalan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba. 2020. *Price of asetanilida*. <http://www.alibaba.com/>. Diakses pada 19 Februari 2020 pukul 19.00 WIB
- Anonim, 2018, *Anilin*, <https://id.wikipedia.org/wiki/Anilin>. Diakses pada 28 April 2020 pukul 13.00 WIB.
- Anonim, 2020, *Asam Asetat*, [https://id.wikipedia.org/wiki/Asam\\_asetat](https://id.wikipedia.org/wiki/Asam_asetat). Diakses pada 28 April 2020 pukul 13.00 WIB.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Badger, W.L. and Banchero, J.T., 1955. *Introduction to Chemical Engineering*. International Student Edition, McGraw Hill, Kogakusha Company, Tokyo.
- Bank Indonesia. 2020. *Suku bunga acuan Bank Indonesia*. <http://bi.go.id/>. Diakses pada 19 Februari 2020 pukul 19.00 WIB
- Biro Pusat Statistik, 2011-2018, [www.bps.go.id](http://www.bps.go.id), Indonesia. Diakses pada 20 November 2019 pukul 13.00 WIB
- Branan, C.P., 1994. *Rules of Thumb for Chemical Engineers*. Texas: Gulf Publishing Company.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York



- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Dirjen Pajak. 2020. *Peraturan Dirjen Pajak Nomor PER- 17/PJ/2015 tentang Norma Penghitungan Penghasilan Neto bagi Wajib Pajak* <http://pajak.go.id/>. Diakses pada 20 April 2020 pukul 15.00 WIB.
- Faith, W.L., and Keyes, D.B., 1961, *Industrial chemical*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Geankoplis, C.J., 1978, *Transport Process and Unit Operations*, 3<sup>rd</sup> ed, P T R Prentice-Hall, Inc., USA
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1981, *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*, New York: Jhon Wiley and Sons Inc.
- Lee, M.S., 2001. *SIDS Initial Assessment Report for 13th SIAM*. Korea.
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2<sup>nd</sup> ed., John Wiely and Sons, Inc., New York
- Matche. 2020. *Equipment cost*. <http://www.matche.com/>. Diakses pada tanggal 15 Maret 2020 pukul 19.50 WIB

McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4<sup>th</sup> ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York

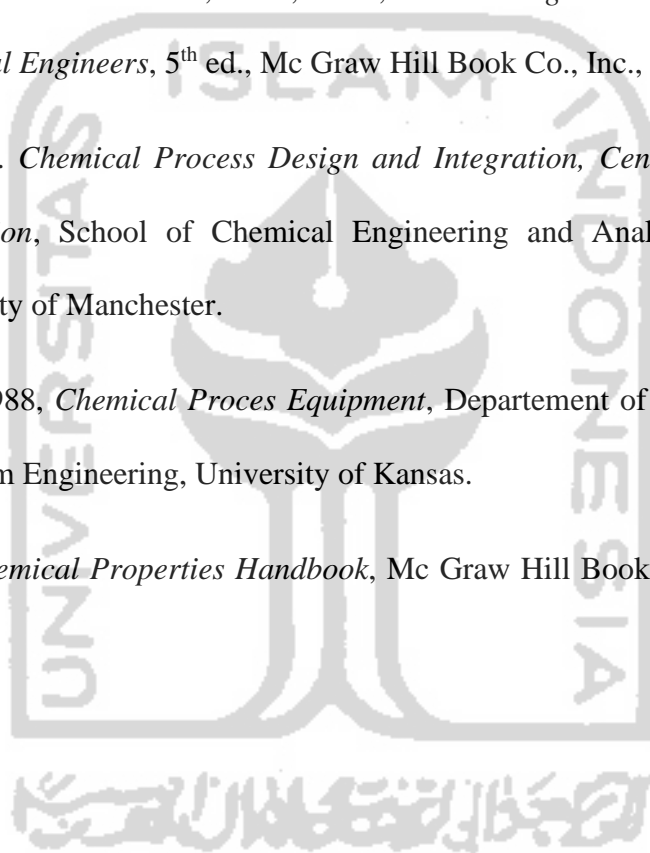
Perry, R.H., and Green, D.W., 1997, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 7<sup>th</sup> ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York

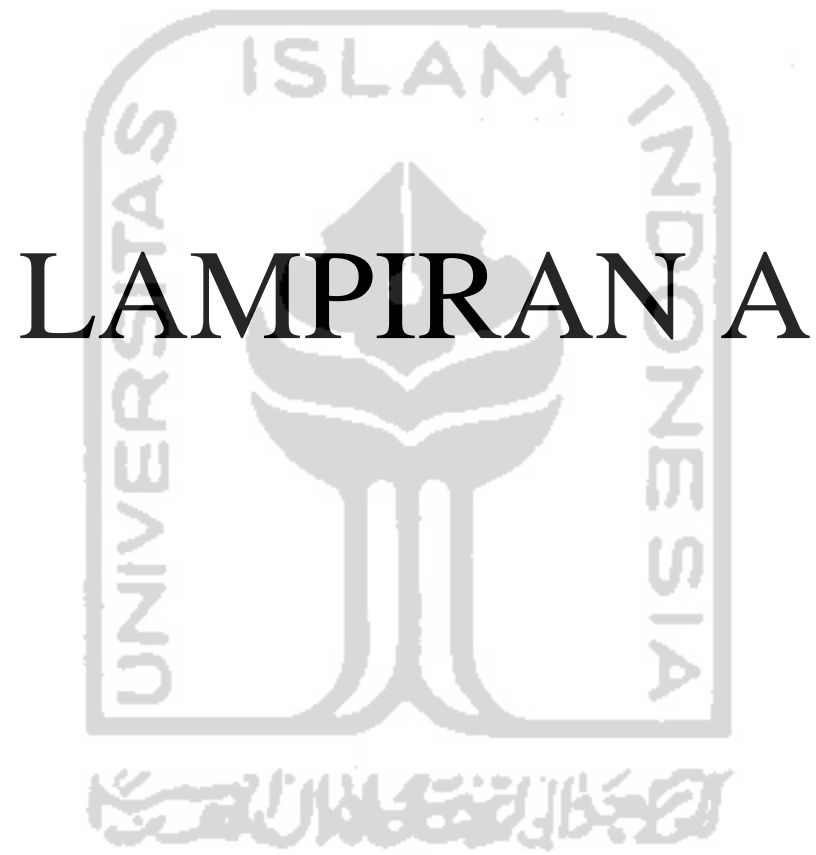
Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 2004, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5<sup>th</sup> ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York

Smith, R. 2005. *Chemical Process Design and Integration*, Centre for Process Integration, School of Chemical Engineering and Analytical Science, University of Manchester.

Walas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, Department of Chemical and Petroleum Engineering, University of Kansas.

Yaws, C.S., *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill Book Co., Inc., New York





# LAMPIRAN A

## LAMPIRAN

### REAKTOR

Tugas : Tempat mereaksikan Anilin dan Asam Asetat menjadi Asetanilida

Jenis : *Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)*

Alasan pemilihan :

1. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran adalah reactor yang harus selalu homogen bias terpenuhi
2. Fase reaktan adalah cair sehingga memungkinkan penggunaan CSTR
3. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal bias dipenuhi
4. Mudah dalam melakukan pengontrolan secara otomatis sehingga produk lebih konsisten dan biaya lebih rendah

Tujuan perancangan :

1. Menghitung neraca massa
2. Menghitung neraca panas
3. Perancangan reaktor

Kondisi operasi :

$$P = 2,5 \text{ atm}$$

$$T = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

DATA :

Raw material :

Asam asetat (  $\text{CH}_3\text{COOH}$  )

Kemurnian : 99,8 %

Anilin (  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$  )

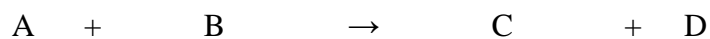
Kemurnian : 98%

Spesifikasi Asetanilida yang diinginkan  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NHCOCH}_3 = 99,62\%$

Konversi reaksi = 95,5%

#### A. Kinetika Reaksi

Komponen	BM
$\text{CH}_3\text{COOH}$	60.040760
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	93.126080
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NHCOCH}_3$	135.157160
$\text{H}_2\text{O}$	18.009680



Persamaan Laju Reaksi

Reaksi dianggap berorde 2 masing-masing terhadap a dan b

$$(-r_a) = k \cdot C_a \cdot C_b$$

Dengan :  $(-r_a)$  = laju reaksi  $C_6H_5NHCOCH_3$   
 $k$  = konstanta laju reaksi,  $m^3/kmol.jam$   
 $Ca$  = konsentrasi  $C_6H_5NH_2$ ,  $kmol/m^3$   
 $Cb$  = konsentrasi  $CH_3COOH$ ,  $kmol/m^3$

Diketahui :

$X$  = 0,955  
 $t$  = 6 jam (Faith dkk 1975, hal. 8)

Menghitung konsentrasi awal ( $Ca_0$ ) :

Komponen	BM (kg/ kmol)	$\rho$ (kg/ liter)	$F_m$ (kmol / jam)	$F_w$ (kg/ jam)	$F_v$ (liter/ jam)	$W_i$ (% mol)
Asetanilid	135.157	1.210	0	0	0	0
Anilin	93.1260	1.021	9.364	872.078	853.5314	0.4734
Asam	60.0407	1.049	9.364	562.251	535.8449	0.4734
Air	18.0096	1.008	1.050	18.9243	18.7741	0.0531
<b>Total</b>					1408.150	
					1.4082	$m^3/jam$

$$Ca_0 = \frac{F_m}{Fv_{total}}$$

Sehingga :  $Ca_0 = 6.6502 \text{ kmol/m}^3$

$Cb_0 = 6.6502 \text{ kmol/m}^3$

$M = Cb_0/Ca_0 = 1$

Menghitung harga konstanta laju reaksi (k) :

Neraca massa proses :

*rate of mass input – rate of mass output – rate of mass reaction  
= rate of mass acc*

$$\begin{aligned}
 0 - 0 - (-r_A)V &= \frac{dn_A}{dt} \\
 -(-r_A)V &= \frac{d(C_A \cdot V)}{dt} \\
 -k \cdot C_A \cdot C_B \cdot V &= V \cdot \frac{d(C_{A0} \cdot [1 - X_A])}{dt} \\
 -k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A) \cdot (C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A) &= C_{A0} \cdot \frac{d(1 - X_A)}{dt} \\
 -k \cdot (C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A) \cdot (1 - X_A) &= \frac{dX_A}{dt} \\
 t &= \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k \cdot (C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A) \cdot (1 - X_A)} \\
 k &= \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{t \cdot (C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A) \cdot (1 - X_A)}
 \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan :

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

$$k = 0.53188 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$$

Menghitung laju reaksi :

$$-r_A = k \cdot C_a \cdot C_b$$

$$-r_A = k \cdot C_{a0}^2 \cdot (1-X) \cdot (M-X)$$

$$-r_A = 0.0476 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

## B. Perancangan Reaktor

Model matematis perancangan reaktor

- Asumsi :
1. Isothermal
  2. Pengadukan sempurna
  3. Laju alir volumetrik tetap
  4. Steady state

Diketahui :

$$F_v = 1.4082 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{a0} = 6.6502 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = C_{b0}/C_{a0} = 1$$

$$X = 0,955$$

$$k = 0.53188 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$$

Neraca Massa

Input – Output – Laju reaksi = Akumulasi

$$F_v \cdot C_{a \text{ in}} - F_v \cdot C_{a \text{ out}} + (-r_A)V = 0$$

$$F_v \cdot C_{a \text{ in}} - F_v \cdot C_{a \text{ out}} = (-r_A)V$$

$$F_v (C_{a \text{ in}} - C_{a \text{ out}}) = (-r_A)V$$

$$V = F_v (C_{a \text{ in}} - C_{a \text{ out}}) / (-r_A)$$



$$V = Fv (Ca0 - Ca0(1 - X)) / (-rA)$$

$$V = Fv (Ca0 \cdot X) / (k \cdot Ca \cdot Cb)$$

$$V = Fv (Ca0 \cdot X) / k \cdot (Ca0 (1-X)) \cdot (Cb0 - Ca0 \cdot X)$$

$$V = Fv \cdot X / k \cdot Ca0 \cdot (1 - X) \cdot (M - X)$$

Sehingga diperoleh :

$$V = 187.7508 \text{ m}^3$$

### Menentukan optimasi jumlah reaktor

#### 1. Jumlah Reaktor 1

$$X_1 = 0,955$$

$$k = 0.53188 \text{ m}^3/\text{kmol}\cdot\text{jam}$$

$$Fv = 1.4082 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Ca0 = 6.6502 \text{ kmol}/\text{m}^3$$

Persamaan umum :

$$X_{A_{n-1}} = X_{A_n} - \frac{V \cdot k \cdot C_{A_0} (1 - X_{A_n})(M - X_{A_n})}{Fv}$$

$$V_{\text{coba-coba}} = 187.7508 \text{ m}^3$$

$$X_1 = 0.955$$

$$X_0 = 0$$

#### 2. Jumlah Reaktor 2

$$V_{\text{coba-coba}} = 18.1753 \text{ m}^3$$

$$X_2 = 0.955$$

$$X_1 = 0.8625$$

$$X_0 = 0$$

### 3. Jumlah Reaktor 3

$$V_{\text{coba-coba}} = 7.3409 \text{ m}^3$$

$$X_3 = 0.955$$

$$X_2 = 0.9177$$

$$X_1 = 0.7927$$

$$X_0 = 0$$

### 4. Jumlah Reaktor 4

$$V_{\text{coba-coba}} = 4.3221 \text{ m}^3$$

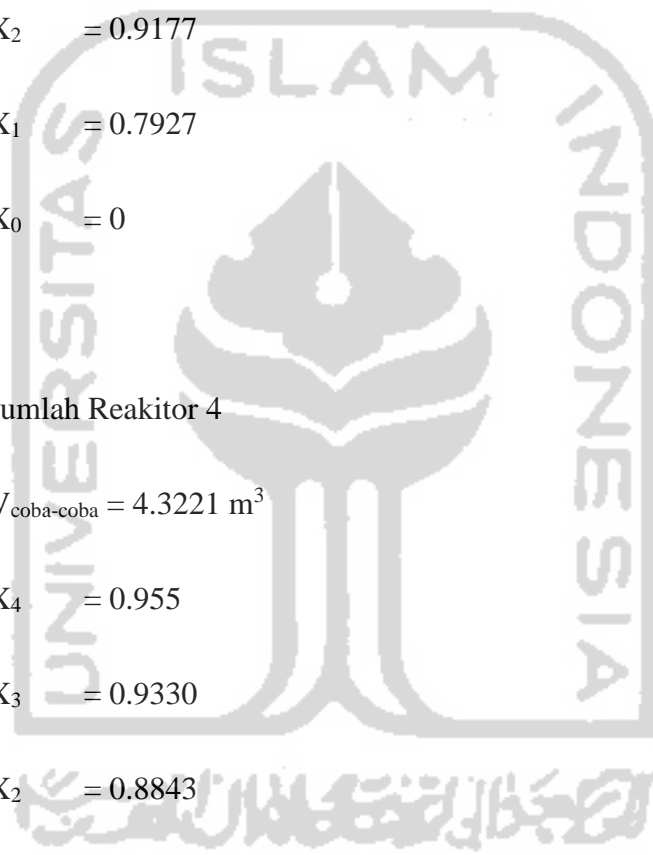
$$X_4 = 0.955$$

$$X_3 = 0.9330$$

$$X_2 = 0.8843$$

$$X_1 = 0.7390$$

$$X_0 = 0$$



**C. Menghitung Harga Total Reaktor dengan Menggunakan Persamaan Six Tenth Factor**

$H = n \cdot K \cdot V^{0,6}$  ; karena K = konstanta, maka

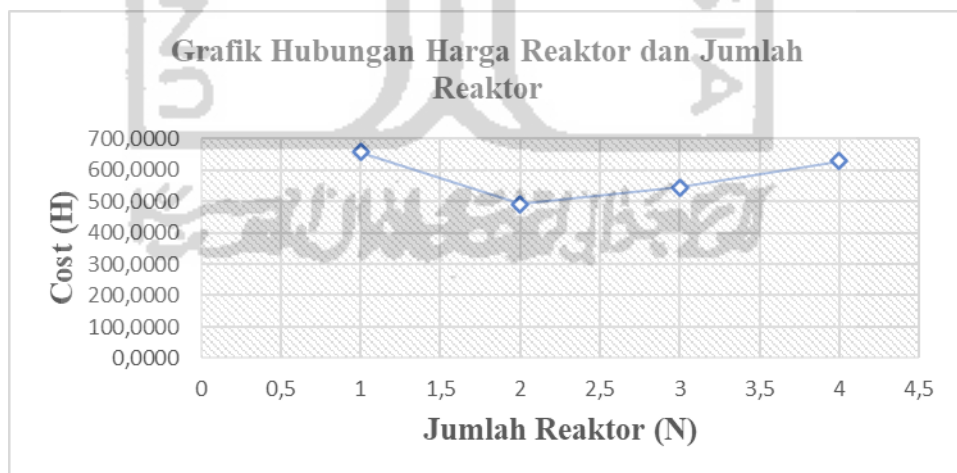
$$H = n \cdot V^{0,6}$$

Data harga total tiap reactor ditampilkan pada table optimasi reactor

**Tabel hasil perhitungan optimasi reaktor**

No	V (gal)	V total (gal)	H / reaktor	H total
1	49598.5121	49598.5121	656.5702	656.5702
2	4801.4093	9602.8186	323.4828	490.3083
3	1939.2533	5817.7599	281.6450	544.4710
4	1141.7718	4567.0873	273.2798	627.8322

**Grafik hubungan jumlah reaktor dan harga reactor (\$)**



Sehingga dipilih dengan jumlah reaktor 2, sehingga volume masing-masing reaktor adalah :

$$V_i = V_1 = V_2 = 18.1753 \text{ m}^3.$$

**D. Menghitung neraca massa tiap reaktor**

Reaktor 1 :

Konversi = 0.8625

<b>Bahan</b>	<b>Input (kg/jam)</b>		<b>Output (kg/jam)</b>
	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
Asetanilida (I)	0.0000	0.0000	1091.6477
Asam asetat	562.2514	0.0000	77.3096
Anilin	0.0000	872.0787	119.9108
Air	1.1268	17.7975	164.3862
<b>TOTAL</b>	563.3781	889.8762	1453.2543
	1453.2543		1453.2543

Reaktor 2 :

Konversi = 0.955

<b>Bahan</b>	<b>Input (kg/jam)</b>	<b>Output (kg/jam)</b>
	<b>3</b>	<b>4</b>
Asetanilida (I)	1091.6477	1257.8471
Asam asetat	77.3096	3.4789
Anilin	119.9108	5.3960
Air	164.3862	186.5323
<b>TOTAL</b>	1453.2543	1453.2543

## PERANCANGAN REAKTOR 1

Reaktor beroperasi pada :

$$P = 2,5 \text{ atm} = 36,74 \text{ psi}$$

$$T = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

### A. Dimensi Reaktor

Diameter dan Tinggi Reaktor Menurut Peters dan Timmerhaus (1980), overdesign yang direkomendasikan untuk "Continuous Reactor" adalah 20 %. Jadi volume masing-masing reactor adalah :

$$V_R = 1,2V_1$$

$$V_1 = 18.1753 \text{ m}^3$$

$$V_R = 21.8104 \text{ m}^3$$

Bentuk reaktor adalah silinder vertical dengan alas dan penutup ellipsoidal

Spesifikasi reaktor :

$$V_{reaktor} = V_{shell} + 2.V_{head}$$

Dirancang :  $D=H$

Volume silinder reaktor :

$$V_s = \left( \frac{\pi D_i^2}{4} \right) H_s = \frac{\pi D_i^3}{4}$$

Volume penutup tangka :

$$V_{head} = 0,000076 D^3$$

Brownell, page 95

Sehingga :

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_{reaktor}}{\frac{\pi}{4} + 2(0,000076)}}$$

$$D = 3.0276 \text{ m}$$

$$= 9.9332 \text{ ft}$$

$$= 119.1987 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga, } H_s = 119.1987 \text{ in}$$

$$= 3.0276 \text{ m}$$

**Mencari tebal shell ( $t_s$ )**

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

(Eq. 13.1 Brownell, hal. 254)

Dimana :

$t_s$  = tebal shell (in)

- P = tekanan desain (psia)
- ri = jari-jari dalam tangki (in)
- f = allowable stress (psia)
- E = joint efficiency
- C = corrosion allowance (in/tahun) = 0.002 in/tahun
- n = umur alat (tahun) = 10 tahun

Mencari tekanan desain (P) :

Tinggi larutan dalam tangka (ZL)

$$ZL = (V_l/V_r) \cdot D$$

$$ZL = 2.5588 \text{ m}$$

$$Ph \text{ (tekanan hidrostatik)} = \rho \cdot g \cdot ZL$$

$$\rho = 1032.2101 \text{ kg/m}^3$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{sehingga : } Ph = 25522.1797 \text{ Pa}$$

$$= 3.7017 \text{ psi}$$

$$P \text{ desain} = 1,2 \cdot (P \text{ operasi} + Ph)$$

$$= 48.5300 \text{ psia}$$

$$\text{Jari-jari dalam tangka (ri)} = Di/2 = 119.1987 \text{ in} / 2 = 59.5993 \text{ in}$$

Bahan yang digunakan adalah *Stainless Steels SA-240 Grade D Type 430*, karena tahan korosif dan memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (sampai dengan 17.500 psi pada suhu -20 °F – 1500 °F)

Dari item 4. Brownell halaman 342, didapatkan nilai :

*allowable stress* (f) adalah = 17500 psi

Jenis pengelasan yang digunakan adalah *single-welded*, sehingga didapatkan :

*joint efficiency* (E) = 85% (Tabel 13.2 Brownell halaman 254)

menghitung nilai ts :

$$ts = \frac{48.5300 \times 59.5993}{(17500 \times 85\%) - (0.6 \times 48.5300)} + (10 \times 0.002)$$

$$= 0.2148 \text{ in}$$

$$= 0.0055 \text{ m}$$

Dari table 5.7 Brownell halaman 91, diambil tebal standar = 1/4 in

### **Menentukan diameter terstandar**

$$OD = ID + 2.ts$$

$$OD = 119.1987 + (2 \cdot 1/4)$$

$$= 119.6987 \text{ in}$$

Dari table 5.7 Brownell halaman 91, diambil OD = 120 in



$$ID \text{ terstandar} = OD - 2 \cdot t_s$$

$$ID = 120 - (2 \cdot 1/4)$$

$$= 119.5000 \text{ in}$$

$$= 3.0353 \text{ m}$$

**Mencari tebal head (th)**

$$t_h = \frac{0.885 \cdot P \cdot r_c}{fE - 0.1P} + n c$$

(Eq. 13.12 Brownell hal. 258)

$$r_c = OD/2 = 120/2 = 60 \text{ in}$$

menghitung nilai th :

$$t_h = \frac{0.885 \times 48.5300 \times 60}{(17500 \times 85\%) - (0.1 \times 48.5300)} + (10 \times 0.002)$$

$$= 0.1933 \text{ in}$$

$$= 0.0049 \text{ m}$$

Dari table 5.7 Brownell halaman 91, diambil tebal standar = 1/4 in

## Mencari tinggi penutup dan alas

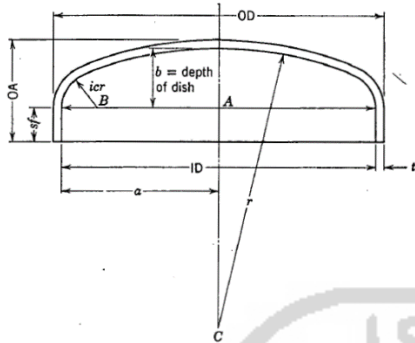


Fig. 5.8 Brownell halaman 87

Dimana :

ID : diameter dalam tangka (in)

OD : diameter luar tangka (in)

a :  $ID/2$  ; jari-jari tangki (in)

t : tebal head (in)

icr : *inside corner radius* (in)

sf : *straight flange* (in)

b : *depth of dish* (in)

OA : *overall dimension* (in)

Dari table 5.7 Brownell halaman 91, didapatkan :

OD = 120 in

r = 114 in

irc =  $7 \frac{1}{4}$  in

Sehingga untuk dimensi tutup atas dan bawah dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{➤ } a &= 0.5 \text{ ID} \\ &= 59.7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{➤ } AB &= a - icr \\ &= 52.5000 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{➤ } BC &= r - icr \\ &= 106.7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{➤ } AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 92.9479 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{➤ } b &= r - AC \\ &= 21.0521 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari table 5.8 Brownell halaman 93, didapatkan :

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Sehingga didapatkan tinggi penutup atas dan bawah :

$$OA = t + b + sf$$

$$OA = 1/4 \text{ in} + 21.0521 \text{ in} + 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$= 22.8021 \text{ in}$$

$$= 0.5792 \text{ m}$$

Karena alas sama dengan pentup, sehingga tinggi alas = 0.5792 m

Sehingga didapatkan tinggi total reaktor :

$$= 3.0276 + (2 \times 0.5792)$$

$$= 4.1860 \text{ m}$$

## B. Perancangan Pengaduk

Komponen	Fw (kg/jam)	$\rho$ (kg/liter)	$X_i$ (%)	$\mu_i$ (cp)	$\ln \mu_i$	$X_i \cdot \ln \mu_i$	$X_i \cdot \rho$	$\mu \cdot x$
Asetanilida	0	1.2100	0	4.423	1.487	0	0	0
Anilin	872.079	1.0217	0.600	3.71	1.311	0.787	0.613	2.226
Asam	562.251	1.0492	0.387	1.22	0.199	0.077	0.406	0.472
Air	18.924	1.008	0.013	0.467	-0.761	-0.01	0.013	0.006
<b>Total</b>	1453.254		1		2.235	0.854	1.032	2.704

$$\ln \mu = \sum X_i \ln \mu_i$$

$$= 0.8538$$

$$\mu = 2.7044 \text{ cp}$$

$$= 0.0018 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho = 1.032 \text{ kg/liter}$$

$$= 64.439 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 1032.210 \text{ kg/m}^3$$

Karena campuran liquid mempunyai viskositas yang tinggi, dan hasil campuran diharapkan homogen, maka dipilih pengaduk jenis *Turbine with 6 Flat Blades*, karena pengaduk jenis ini cocok untuk liquid dengan viskositas medum hingga heavy. Selain itu pengaduk jenis ini juga mudah ditemukan.

**Menentukan jumlah pengaduk :**

$$\text{jumlah pengaduk} = \frac{ZL \times SpGr}{ID}$$

Dimana :

ZL = tinggi cairan dalam silinder = 2.5230 m

SpGr = *specific gravity*

$$SpGr = \frac{\text{densitas larutan}}{\text{densitas air}}$$

$$= \frac{1.032 \text{ kg/liter}}{1.008 \text{ kg/liter}}$$

$$= 1.024$$

ID = *inside diameter* = 3.0353 m

Sehingga didapatkan jumlah pengaduk :

$$\text{jumlah pengaduk} = \frac{2.523 \text{ m} \times 1.024}{3.0353 \text{ m}}$$

$$= 0.8512 \approx 1 \text{ buah}$$

**Dimensi pengaduk :**

Tipe pengaduk yang digunakan adalah *Turbine with 6 Flat Blades* (Fig. 47 Brown halaman 507)

Dimana :

$D_i$  = diameter of impeller

$D_t$  = diameter of tank

$n$  = revolutions per second

$w$  = width of baffle

$Z_i$  = elevation of impeller above tank bottom

$Z_t$  = height of liquid in tank

$Z_r$  = tinggi reaktor = 4.1860 m

$Z_L$  = tinggi cairan dalam silinder = 2.5230 m

Diketahui :

$D_t$  = 3.0353 m

$D_t/D_i = 3 \rightarrow D_i = 1.0118 \text{ m}$   
 $= 3.3195 \text{ ft}$

$W/D_i = 0.17 \rightarrow W = 0.1720 \text{ m}$   
 $= 0.5643 \text{ ft}$

$Z_t/D_i = 2.7 \rightarrow Z_t = 2.7318 \text{ m}$   
 $= 8.9625 \text{ ft}$

$Z_i/D_i = 0.75 \rightarrow Z_i = 0.7588 \text{ m}$   
 $= 2.4896 \text{ ft}$

## Menghitung kecepatan pengaduk dalam reaktor

$$\frac{WELH}{2 \cdot D_i} = \left( \frac{\pi D_i N}{600} \right)^2 \text{ Eq. 8.8 HF Rase, halaman 345}$$

Dimana :

WELH = water equipment liquid height

Di = diameter pengaduk (ft)

N = kecepatan pengaduk (rpm)

H = tinggi pengaduk (ft)

$$WELH = ZL \times \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}}$$

$$= 2.5836 \text{ m}$$

$$= 8.4765 \text{ ft}$$

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

$$= 64.9863 \text{ rpm}$$

$$= 1.0831 \text{ rps}$$

### Mencari nilai bilangan Reynold (Re)

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

$$= 423181.665$$

Didapatkan nilai  $Re > 2100$ , maka merupakan aliran turbulen

Dari fig. 477 Brown halaman 507, didapatkan :

$$Po = 7$$

Diketahui :

$$Gc = 32.174 \text{ lbf} \cdot \text{s}^2$$

$$P = \frac{Po N^3 D_i^5 \rho}{Gc}$$

$$= 7179.2420 \text{ ft} \cdot \text{lbf/s}$$

$$= 13.0532 \text{ HP}$$

Dari fig. 14 Peter halaman 521, diperoleh efisiensi = 83%

Sehingga power motor :

$$= \frac{13.0532 \text{ HP}}{83\%}$$

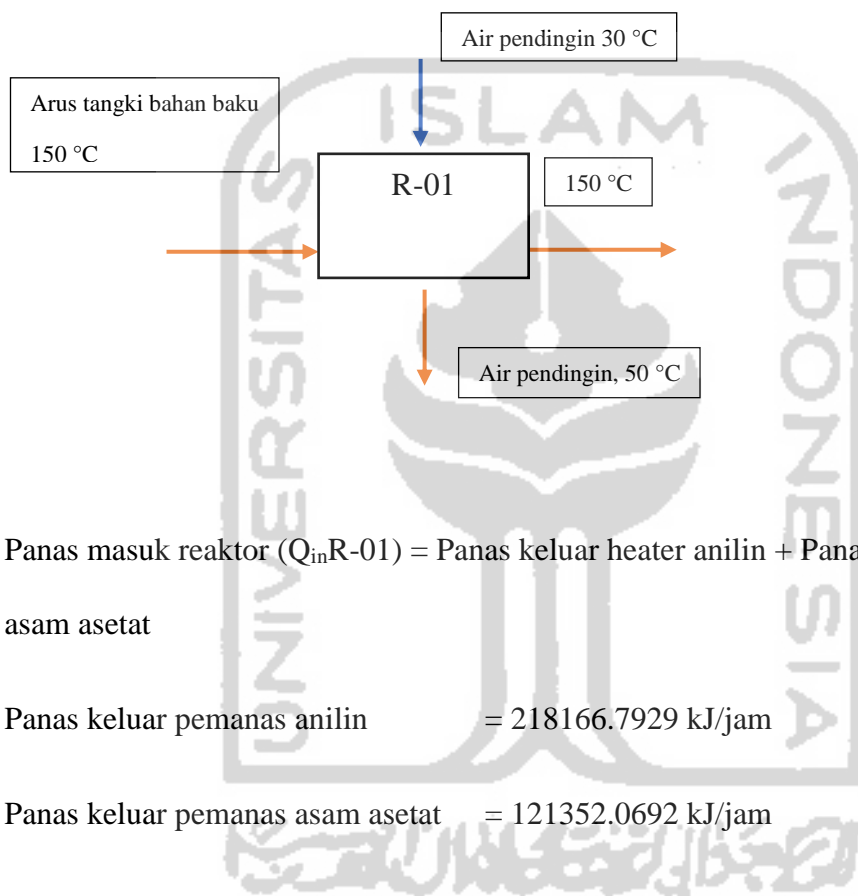
$$= 15.7267 \text{ HP}$$



### C. Perhitungan Neraca Panas

#### Perhitungan panas di reaktor 1 (R-01)

Asumsi : reaksi berlangsung isothermal pada suhu 150 °C



Panas masuk reaktor ( $Q_{inR-01}$ ) = Panas keluar heater anilin + Panas keluar heater asam asetat

Panas keluar pemanas anilin = 218166.7929 kJ/jam

Panas keluar pemanas asam asetat = 121352.0692 kJ/jam

$Q_{inR01} = 218166.7929 + 121352.0692$

= 339518.8321 kJ/jam

Panas pembentukan standar :

Komponen	$\Delta H_f$ ( kkal/mol)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)
Asetanilida	-78.4852	-328382.0768
Anilin	20.76	86859.84
Asam Asetat	-103.93	-434843.12
Air	-57.8	-241835.2

Sumber: Carl L. Yaws "Chem. Properties Handbook

$$\Delta H_f^\circ = (\Delta H_f^\circ \text{asetanilida} + \Delta H_f^\circ \text{air}) - (\Delta H_f^\circ \text{as.asetat} + \Delta H_f^\circ \text{anilin})$$

$$\Delta H_f^\circ = (-78.4852 - 57.8) - (-103.93 + 20.76)$$

$$= -53.1152 \text{ kkal/mol}$$

$$= -222233.9968 \text{ kJ/kmol}$$

Data kapasitas panas liquid  $C_{p_l}$  (j/mol.K) :

Komponen	A	B	C	D
Asetanilida	-115.731	0.7892	0	0
Anilin	-13.7	0.932	-0.0016	0.00000137
Asam Asetat	-36.1	0.605	-0.000394	-0.000000562
Air	18.296	0.472	-0.00134	0.00000131

Sumber : Yaws 1999

$$\int_{T_{\text{reff}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{reff}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{reff}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{reff}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{reff}}^4)$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{in} = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

### Mencari panas keluar reaktor

Komponen	N (kmol/jam)	Intg Cp dT	N. intg Cp dT (kJ/jam)
Asetanilida	8.077	21096.95	170397.462
Anilin	1.288	22297.615	28707.558
Asam Asetat	1.288	12895.457	16602.541
Air	9.128	9472.450	86461.149
Total			302174.0001

### Mencari panas reaksi

$$\text{Mol yang dibawa umpan} = 19.7798 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Konversi di reaktor 1 (R-01)} = 0.8625$$

Mol yang bereaksi di reaktor 1 (R-01) :

$$= 19.7789 \times 0.8625$$

$$= 17.0601 \text{ kmol/jam}$$

Sehingga, panas reaksi :

$$= 17.0601 \text{ kmol/jam} \times (-222233.9968 \text{ kJ/kmol})$$

$$= -3791324.0532 \text{ kJ/jam}$$

### Mencari panas ke pendingin

$$\text{Panas ke pendingin} = (\text{panas umpan} + \text{panas reaksi}) - \text{panas produk}$$

$$= (339518.8321 + 3791324.0532) - 302174.0001$$

$$= 3828668.8851 \text{ kJ/jam}$$

	Arus masuk (kJ/jam)	Arus keluar (kJ/jam)
Panas umpan	339518.8321	0
Panas produk	0	302174.0001
Panas reaksi	3791324.0532	0
Panas ke pendingin	0	3828668.8851
Total	4130842.8853	4130842.8853

Jumlah air pendingin yang diperlukan (m) :

$$m = \frac{3828668.8851 \text{ kJ/jam}}{1612.871 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 2575.8085 \text{ kg/jam}$$

#### D. Perancangan Pendingin

Medium pendingin

Dipilih : Air pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm

$$T_{c1} = \text{suhu masuk jaket pendingin} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{c2} = \text{suhu keluar jaket pendingin} = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Fluida panas (F)	Fluida dingin (F)	Selisih (F)	
T1	302	t <sub>2</sub> 122	180
T2	302	t <sub>1</sub> 86	216
T2-T1	0	t <sub>2</sub> -t <sub>1</sub> 36	36

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

$$= \frac{36}{\ln \frac{216}{180}}$$

$$= 197.4533 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Nilai  $U_D$  adalah antara : 50 – 125 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.F (Tabel 8, Kern, halaman 840)

Diambil nilai  $U_D = 125$  Btu/jam.ft<sup>2</sup>.F

Panas yang diberikan oleh media panas adalah = 3828668.8851 kj/jam =  
3628877.4567 Btu/jam

Luas transfer panas yang diperlukan (A) :

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

$$A = \frac{3628877.4567 \text{ Btu/jam}}{125 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \times 197.4533 \text{ F}}$$

$$= 147.0272 \text{ ft}^2$$

Luas transfer panas tersedia (a) :

$$a = \pi \cdot D \cdot Hs$$

$$a = 3.14 \times 9.933 \text{ ft} \times 9.933 \text{ ft}$$

$$= 310.1019 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer panas tersedia lebih besar dari pada luas transfer panas diperlukan, maka pendingin yang digunakan adalah **Jaket Pendingin**.

$$\text{Jumlah air pendingin yang dibutuhkan} = 2373.8222 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume air pendingin} = 2.3738 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Diameter dalam jaket (D1)} = \text{diameter luar} + (2 \times \text{tebal dinding})$$

$$\text{Diketahui : Diameter luar} = 120 \text{ in}$$

$$\text{Tebal dinding} = 1/4 \text{ in}$$

$$D1 = 120 \text{ in} + (2 \times 1/4)$$

$$= 120.5 \text{ in}$$

$$= 3.0607 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi jaket pendingin} = \text{tinggi shell}$$

$$\text{Tinggi jaket} = 3.0276 \text{ m}$$

$$\text{Asumsi, jarak jaket} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar jaket (D2)} = D1 + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$D2 = 120.5 + (2 \times 5)$$

$$= 130.5 \text{ in}$$

$$= 3.3147 \text{ m}$$

Luas penampang yang dilalui air pendingin (A)

$$A = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$$A = \frac{3.14}{4} \times (130.5^2 - 120.5^2)$$

$$= 1972.1429 \text{ in}^2$$

$$= 1.2724 \text{ m}^2$$

Kecepatan air pendingin (v)

$$v = (\text{volume air pendingin} / A)$$

$$v = (2.3738 \text{ m}^3/\text{jam}) / (1.2724 \text{ m}^2)$$

$$= 1.8657 \text{ m/jam}$$

**Mencari tebal dinding jaket**

Diketahui :

$$H_{\text{jaket}} = 119.1987 \text{ in}$$

$$= 3.0277 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatatis}} = \frac{H - 1}{144} \times \rho_{\text{air}}$$

Diketahui :

$$\rho_{\text{air}} = 1.008 \text{ kg/liter}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{119.1987 - 1}{144} \times 1.008 \times 62.428$$

$$= 51.6523 \text{ psia psia}$$

Sehingga tekanan desain :

$$P_{desain} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$= 88.4023 \text{ psia}$$

Dipilih bahan *Carbon Steel Plate SA-285 grade C*

$$\text{Allowable stress } (f) = 17500 \text{ psi}$$

$$\text{Welded joint } (E) = 85\%$$

$$\text{Corrosion allowance } (c) = 0.002 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Umur alat } (n) = 10 \text{ tahun}$$

$$t_j = \frac{P D}{f E - 0.6 P} + n c$$

$$t_j = \frac{88.4023 \times 120.5}{(13750 \times 85\%) - (0.6 \times 88.4023)} + (10 \times 0.002)$$

$$= 0.7387 \text{ in}$$

$$= 0.0188 \text{ m}$$

Dipilih tebal jaket standar = 3/4 in (Tabel 5.2 Brownell halaman 83)



## PERANCANGAN REAKTOR 2

Reaktor beroperasi pada :

$$P = 2,5 \text{ atm} = 36,7398 \text{ psi}$$

$$T = 150 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

### A. Dimensi Reaktor

Diameter dan Tinggi Reaktor Menurut Peters dan Timmerhaus (1980), overdesign yang direkomendasikan untuk "Continuous Reactor" adalah 20 %. Jadi volume masing-masing reaktor adalah :

$$V_R = 1,2V_1$$

$$V_2 = 18.1753 \text{ m}^3$$

$$V_R = 21.8104 \text{ m}^3$$

Bentuk reaktor adalah silinder vertical dengan alas dan penutup ellipsoidal

Spesifikasi reaktor :

$$V_{reaktor} = V_{shell} + 2.V_{head}$$

Dirancang :  $D=H$

Volume silinder reaktor :

$$V_s = \left( \frac{\pi D_i^2}{4} \right) H_s = \frac{\pi D_i^3}{4}$$

Volume penutup tangka :

$$V_{head} = 0,000076 D^3$$

Brownell, page 95

Sehingga :

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_{reaktor}}{\frac{\pi}{4} + 2(0,000076)}}$$

$$D = 3.0276 \text{ m}$$

$$= 9.9332 \text{ ft}$$

$$= 119.1987 \text{ in}$$

$$\text{Sehingga, } H_s = 119.1987 \text{ in}$$

$$= 3.0276 \text{ m}$$

**Mencari tebal shell ( $t_s$ )**

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

(Eq. 13.1 Brownell, hal. 254)

Dimana :

$t_s$  = tebal shell (in)

- P = tekanan desain (psia)
- ri = jari-jari dalam tangki (in)
- f = allowable stress (psia)
- E = joint efficiency
- C = corrosion allowance (in/tahun) = 0.002 in/tahun
- n = umur alat (tahun) = 10 tahun

Mencari tekanan desain (P) :

Tinggi larutan dalam tangka (ZL)

$$ZL = (V_l/V_r) \cdot D$$

$$ZL = 2.5230 \text{ m}$$

$$Ph \text{ (tekanan hidrostatik)} = \rho \cdot g \cdot ZL$$

$$\rho = 1163.068 \text{ kg/m}^3$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{sehingga : } Ph = 28757.8383 \text{ Pa}$$

$$= 4.1710 \text{ psi}$$

$$P \text{ desain} = 1,2 \cdot (P \text{ operasi} + Ph)$$

$$= 49.0929 \text{ psi}$$

$$\text{Jari-jari dalam tangka (ri)} = Di/2 = 119.1987 \text{ in} / 2 = 59.5993 \text{ in}$$

Bahan yang digunakan adalah *Stainless Steels SA-240 Grade D* karena tahan korosif dan memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (sampai dengan 17.500 psi pada suhu -20 °F – 1500 °F).

Dari item 4. Brownell halaman 342, didapatkan nilai :

*allowable stress* (f) adalah = 17500 psi

Jenis pengelasan yang digunakan adalah *single-welded*, sehingga didapatkan :

*joint efficiency* (E) = 85% (Tabel 13.2 Brownell halaman 254)

menghitung nilai ts :

$$ts = \frac{49.0929 \times 59.5993}{(17500 \times 85\%) - (0.6 \times 49.1641)} + (10 \times 0.002)$$

$$= 0.2171 \text{ in}$$

$$= 0.0055 \text{ m}$$

Dari table 5.7 Brownell halaman 91, diambil tebal standar = 1/4 in

**Menentukan diameter terstandar**

$$OD = ID + 2.ts$$

$$OD = 119.6987 \text{ in}$$

Dari table 5.7 Brownell halaman 91, diambil OD = 120 in

ID terstandar = OD – 2.ts

ID = 119.5000 in

= 3.0353 m

**Mencari tebal head (th)**

$$t_h = \frac{0.885 \cdot P \cdot r_c}{fE - 0.1P} + n c$$

(Eq. 13.12 Brownell hal. 258)

$r_c = OD/2 = 60$  in

menghitung nilai th :

$$t_h = \frac{0.885 \times 49.0929 \times 60}{(17500 \times 85\%) - (0.1 \times 49.0929)} + (10 \times 0.002)$$

= 0.1953 in

= 0.0050 m

Dari table 5.7 Brownell halaman 91, diambil tebal standar = 1/4 in

## Mencari tinggi penutup dan alas

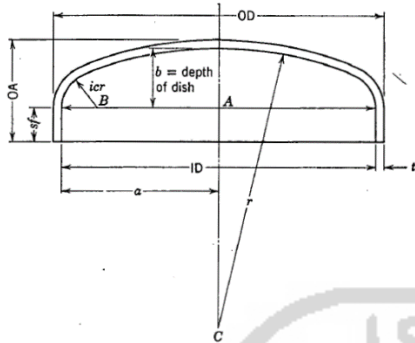


Fig. 5.8 Brownell halaman 87

Dimana :

ID : diameter dalam tangka (in)

OD : diameter luar tangka (in)

a :  $ID/2$  ; jari-jari tangki (in)

t : tebal head (in)

icr : *inside corner radius* (in)

sf : *straight flange* (in)

b : *depth of dish* (in)

OA : *overall dimension* (in)

Dari table 5.7 Brownell halaman 91, didapatkan :

OD = 120 in

r = 114 in

irc =  $7 \frac{1}{4}$  in

Sehingga untuk dimensi tutup atas dan bawah dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{➤ } a &= 0.5 \text{ ID} \\ &= 59.7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{➤ } AB &= a - icr \\ &= 52.5000 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{➤ } BC &= r - icr \\ &= 106.7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{➤ } AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ &= 92.9479 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{➤ } b &= r - AC \\ &= 21.0521 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari table 5.8 Brownell halaman 93, didapatkan :

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

Sehingga didapatkan tinggi penutup atas dan bawah :

$$OA = t + b + sf$$

$$OA = 1/4 \text{ in} + 21.0521 \text{ in} + 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$= 22.8021 \text{ in}$$

$$= 0.5792 \text{ m}$$

Karena alas sama dengan pentup, sehingga tinggi alas = 0.5792 m

Sehingga didapatkan tinggi total reaktor :

$$= 3.0276 + ( 2 \times 0.5792)$$

$$= 4.1860 \text{ m}$$

## B. Perancangan Pengaduk

Komponen	Fw (kg/jam)	$\rho$ (kg/liter)	$X_i$ (%)	$\mu_i$ (cp)	$\ln \mu_i$	$X_i \cdot \ln \mu_i$	$X_i \cdot \rho$	$X_i \cdot \mu$
Asetanilida	1091.648	1.2100	0.751	4.423	1.487	1.1169	0.908935	0.064895
Anilin	119.911	1.0217	0.083	3.71	1.311	0.1082	0.055814	0.306089
Asam asetat	77.310	1.0492	0.053	1.22	0.199	0.0106	0.084297	3.322497
Air	164.386	1.008	0.113	0.467	-0.761	-0.086	0.114022	0.052826
<b>Total</b>	1453.254		1	9.82	2.235	1.149489	1.163068	3.746307

$$\ln \mu = \sum X_i \ln \mu_i$$

$$= 1.1495$$

$$\mu = 3.7463 \text{ cp}$$

$$= 0.0025 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho = 1.1631 \text{ kg/liter}$$

$$= 72.6080 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 1163.0661 \text{ kg/m}^3$$



Karena campuran liquid mempunyai viskositas yang tinggi, dan hasil campuran diharapkan homogen, maka dipilih pengaduk jenis *Turbine with 6 Flat Blades*, karena pengaduk jenis ini cocok untuk liquid dengan viskositas medium hingga heavy. Selain itu pengaduk jenis ini juga mudah ditemukan.

**Menentukan jumlah pengaduk :**

$$\text{jumlah pengaduk} = \frac{ZL \times SpGr}{ID}$$

Dimana :

ZL = tinggi cairan dalam silinder = 2.5230 m

SpGr = *specific gravity*

$$SpGr = \frac{\text{densitas larutan}}{\text{densitas air}}$$

$$= \frac{1.1631 \text{ kg/liter}}{1.008 \text{ kg/liter}}$$

$$= 1.1538$$

ID = *inside diameter* = 3.0353 m

Sehingga didapatkan jumlah pengaduk :

$$\text{jumlah pengaduk} = \frac{2.5230 \text{ m} \times 1.1538}{3.0353 \text{ m}}$$

$$= 0.9591 \approx 1 \text{ buah}$$

**Dimensi pengaduk :**

Tipe pengaduk yang digunakan adalah *Turbine with 6 Flat Blades* (Fig. 477 Brown halaman 507)

Dimana :

$D_i$  = diameter of impeller

$D_t$  = diameter of tank

$n$  = revolutions per second

$w$  = width of baffle

$Z_i$  = elevation of impeller above tank bottom

$Z_t$  = height of liquid in tank

$Z_r$  = tinggi reaktor = 4.1860 m

$Z_L$  = tinggi cairan dalam silinder = 2.5230 m

Diketahui :

$D_t$  = 3.0353 m

$D_t/D_i = 3 \rightarrow D_i = 1.0118$  m

= 3.3194 ft

$W/D_i = 0.17 \rightarrow W = 0.1720$  m

= 0.5643 ft

$$Z_t/D_i = 2.7 \rightarrow Z_t = 2.7318 \text{ m}$$

$$= 8.9625 \text{ ft}$$

$$Z_i/D_i = 0.75 \rightarrow Z_i = 0.7588 \text{ m}$$

$$= 2.4896 \text{ ft}$$

### Menghitung kecepatan pengaduk dalam reaktor

$$\frac{WELH}{2 \cdot D_i} = \left( \frac{\pi D_i N}{600} \right)^2 \text{ Eq. 8.8 HF Rase, halaman 345}$$

Dimana :

WELH = water equipment liquid height

$D_i$  = diameter pengaduk (ft)

$N$  = kecepatan pengaduk (rpm)

$H$  = tinggi pengaduk (ft)

$$WELH = ZL \times \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}}$$

$$= 2.9112 \text{ m}$$

$$= 9.5511 \text{ ft}$$

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

$$= 68.9828 \text{ rpm}$$

$$= 1.1497 \text{ rps}$$

### Mencari nilai bilangan Reynold (Re)

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

$$= 365386.4868$$

Didapatkan nilai  $Re > 2100$ , maka merupakan aliran turbulen

Dari fig. 477 Brown halaman 507, didapatkan :

$$Po = 7$$

Diketahui :

$$Gc = 32.174 \text{ lbf} \cdot \text{s}^2$$

$$P = \frac{Po N^3 D_i^5 \rho}{Gc}$$

$$= 9675.4108 \text{ ft} \cdot \text{lbf/s}$$

$$= 17.5917 \text{ HP}$$

Dari fig. 14 Peter halaman 521, diperoleh efisiensi = 83%

Sehingga power motor :

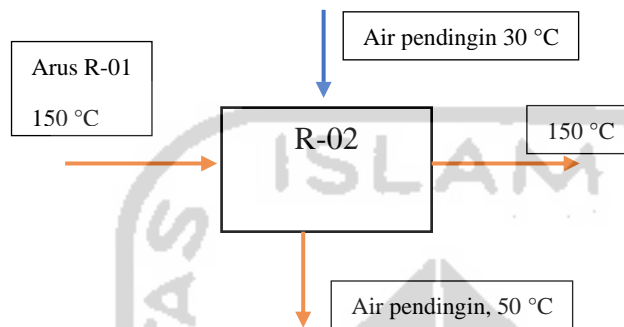
$$= \frac{17.5917 \text{ HP}}{83\%}$$

$$= 21.1948 \text{ HP}$$

### C. Perhitungan Neraca Panas

#### Perhitungan panas di reaktor 2 (R-02)

Asumsi : reaksi berlangsung isothermal pada suhu 150 °C



Panas masuk reaktor 2 ( $Q_{inR-02}$ ) = Panas keluar reaktor 1 ( $Q_{outR-01}$ )

$$Q_{inR02} = 302174.0001 \text{ kJ/jam}$$

Panas pembentukan standar :

Komponen	$\Delta H_f$ ( kkal/mol)	$\Delta H_f$ (kJ/kmol)
Asetanilida	-78.4852	-328382.0768
Anilin	20.76	86859.84
Asam Asetat	-103.93	-434843.12
Air	-57.8	-241835.2

Sumber: Carl L. Yaws "Chem. Properties Handbook

$$\Delta H_f^\circ = (\Delta H_f^\circ \text{asetanilida} + \Delta H_f^\circ \text{air}) - (\Delta H_f^\circ \text{as.asetat} + \Delta H_f^\circ \text{anilin})$$

$$\Delta H_f^\circ = (-78.4852 - 57.8) - (-103.93 + 20.76)$$

$$= -53.1152 \text{ kkal/mol}$$

$$= -222233.9968 \text{ kJ/kmol}$$

Data kapasitas panas liquid  $C_{p1}$  (j/mol.K) :

Komponen	A	B	C	D
Asetanilida	-115.731	0.7892	0	0
Anilin	-13.7	0.932	-0.0016	0.00000137
Asam Asetat	-36.1	0.605	-0.000394	-0.000000562
Air	18.296	0.472	-0.00134	0.00000131

sumber, Yaws 1999

$$\int_{T_{reff}}^T C_p dT = A(T - T_{reff}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{reff}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{reff}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{reff}^4)$$

$$T_{reff} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{in} = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{out} = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Mencari panas keluar reaktor

Komponen	N (kmol/jam)	Intg Cp dT	N. intg Cp dT (kJ/jam)
Asetanilida	9.307	21096.95	196336.919
Anilin	0.058	22297.615	1291.840
Asam Asetat	0.058	12895.457	747.114
Air	10.357	9472.450	98107.866
Total			296488.3848

### Mencari panas reaksi

$$\text{Mol yang dibawa umpan} = 19.780 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Konversi di reaktor 2 (R-02)} = 0.955$$

Mol yang bereaksi di reaktor 2 (R-02) :

$$= 19.780 \times 0.955$$

$$= 18.810 \text{ kmol/jam}$$

Sehingga, panas reaksi :

$$= 18.889 \text{ kmol/jam} \times (-222233.9968 \text{ kJ/kmol})$$

$$= -4197929.8212 \text{ kJ/jam}$$

### Mencari panas ke pendingin

$$\text{Panas ke pendingin} = (\text{panas umpan} + \text{panas reaksi}) - \text{panas produk}$$

$$= (302174.0001 + 4197929.8212) - 296488.3848$$

$$= 4203615.4365 \text{ kJ/jam}$$

	Arus masuk (kJ/jam)	Arus keluar (kJ/jam)
Panas umpan	302174.0001	0
Panas produk	0	296488.3848
Panas reaksi	4197929.8212	0
Panas ke pendingin	0	4203615.4365
Total	4500103.8213	4500103.8213

Jumlah air pendingin yang diperlukan (m) :

$$m = \frac{4203615.4365 \text{ kJ/jam}}{1612.871 \text{ kJ/kg}}$$
$$= 2575.8489 \text{ kg/jam}$$

#### D. Perancangan Jacket Pendingin

Medium pendingin

Dipilih : Air pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm

$$T_{c1} = \text{suhu masuk jacket pendingin} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{c2} = \text{suhu keluar jacket pendingin} = 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Fluida panas (F)	Fluida dingin (F)	Selisih (F)
T1 302	t <sub>2</sub> 122	180
T2 302	t <sub>1</sub> 86	216
T2-T1 0	t <sub>2</sub> -t <sub>1</sub> 36	36

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

$$= \frac{36}{\ln \frac{216}{180}}$$

$$= 197.4533 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Nilai  $U_D$  adalah antara : 50 – 125 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.F (Tabel 8, Kern, halaman 840)



Diambil nilai  $U_D$  : 125 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.F

Panas yang diberikan oleh media panas adalah = 4203615.4365 kj/jam =  
3984258.1722 Btu/jam

Luas transfer panas yang diperlukan (A) :

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

$$A = \frac{3984258.1722 \text{ Btu/jam}}{125 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F} \times 197.4533 \text{ F}}$$

$$= 161.4258 \text{ ft}^2$$

Luas transfer panas tersedia (a) :

$$a = \pi \cdot D \cdot Hs$$

$$a = 3.14 \times 9.9332 \text{ ft} \times 9.9332 \text{ ft}$$

$$= 310.102 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer panas tersedia lebih besar dari pada luas transfer panas diperlukan, maka pendingin yang digunakan adalah **Jaket Pendingin**.

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan = 2575.8489 kg/jam

Volume air pendingin = 2.5759 m<sup>3</sup>/jam

Diameter dalam jaket ( $D_1$ ) = diameter luar + ( $2 \times$  tebal dinding)

Diketahui : Diameter dalam = 120 in

Tebal dinding = 1/4 in

$$D_1 = 120 + (2 \times 1/4)$$

$$= 120.5 \text{ in}$$

$$= 3.0607 \text{ m}$$

Tinggi jaket pendingin = tinggi shell

$$\text{Tinggi jaket} = 3.0276 \text{ m}$$

Asumsi, jarak jaket = 5 in

Diameter luar jaket ( $D_2$ ) =  $D_1 + (2 \times$  jarak jaket)

$$D_2 = 120.5 + (2 \times 5)$$

$$= 130.5 \text{ in}$$

$$= 3.3147 \text{ m}$$

Luas penampang yang dilalui air pendingin (A)

$$A = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$$= 1972.1429 \text{ in}^2$$

$$= 1.2723 \text{ m}^2$$

Kecepatan air pendingin (v)

$$v = (\text{volume air pendingin} / A)$$

$$v = (2.5759 \text{ m}^3/\text{jam}) / (1.2723 \text{ m}^2)$$

$$= 2.0245 \text{ m/jam}$$

**Mencari tebal dinding jaket**

Diketahui :

$$H \text{ jaket} = 119.1987 \text{ in}$$

$$= 3.0276 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatatis}} = \frac{H - 1}{144} \times \rho_{\text{air}}$$

Diketahui :

$$\rho_{\text{air}} = 1.008 \text{ kg/liter}$$

$$P_{\text{hidrostatatis}} = 51.6523 \text{ psia}$$

Sehingga tekanan desain :

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatatis}}$$

$$= 88.4023 \text{ psia}$$

Dipilih bahan *Carbon Steel Plate SA-285 grade C*

$$\text{Allowable stress } (f) = 17500 \text{ psi}$$

Welded joint ( $E$ ) = 85%

Corrosion allowance ( $c$ ) = 0.002 in/tahun

Umur alat ( $n$ ) = 10 tahun

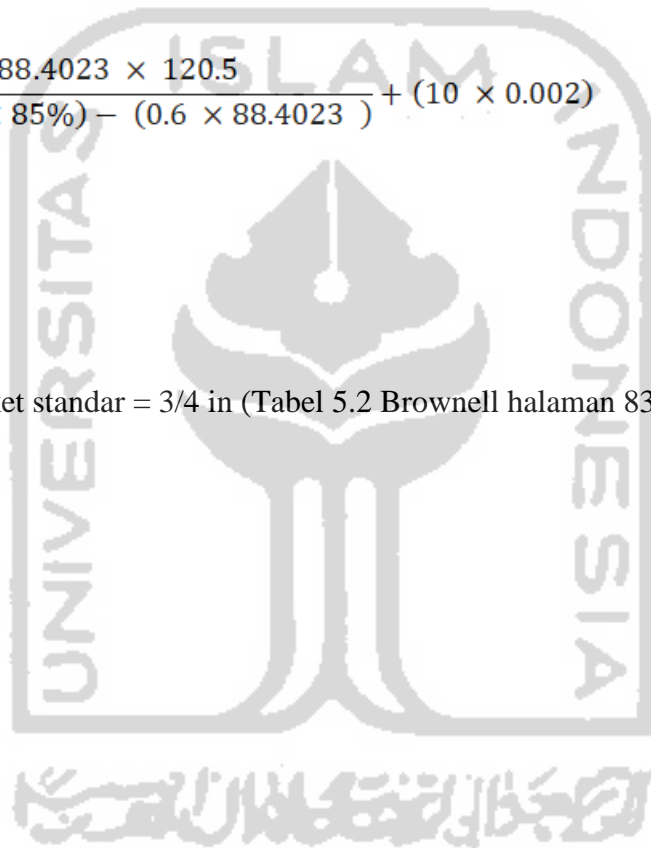
$$t_j = \frac{P D}{f E - 0.6 P} + n c$$

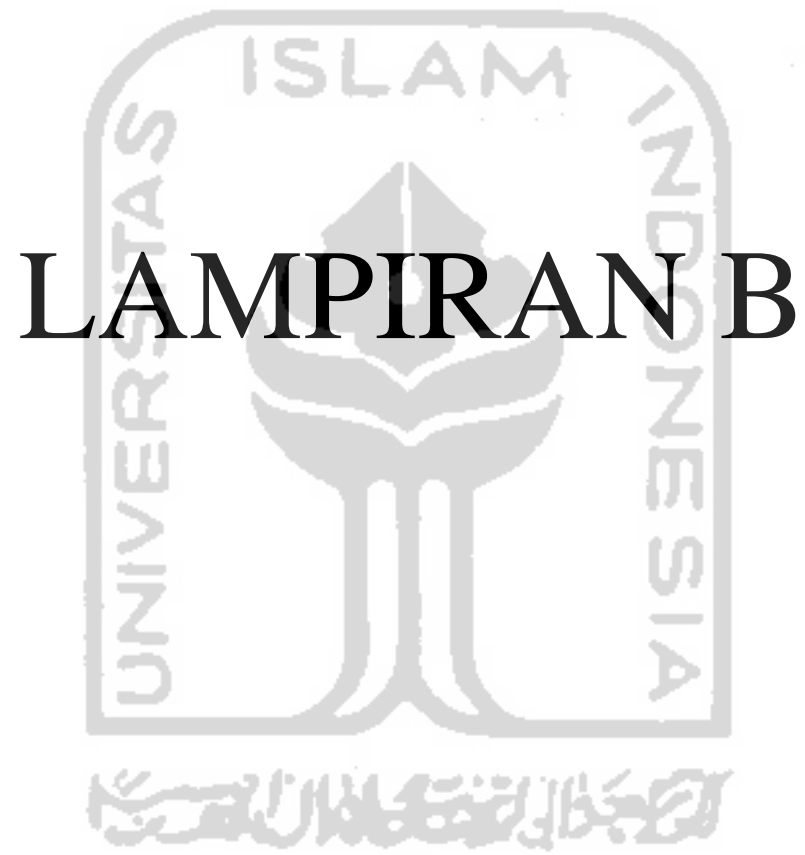
$$t_j = \frac{88.4023 \times 120.5}{(13750 \times 85\%) - (0.6 \times 88.4023)} + (10 \times 0.002)$$

$$= 0.7387 \text{ in}$$

$$= 0.0188 \text{ m}$$

Dipilih tebal jaket standar = 3/4 in (Tabel 5.2 Brownell halaman 83)








# LAMPIRAN B

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Diora Ananda  
No. MHS : 16521222
2. Nama Mahasiswa : Ilhamy Nurrahmah  
No. MHS : 16521209
- Judul Prarancangan )\* : PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA  
DARI ASAM ASETAT DAN ANILIN DENGAN  
KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 01 Oktober 2019
- Batas Akhir Bimbingan :

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	20-12-19	Kapasitas produksi	
2.	04-03-20	Perhitungan proses dan diagram alir	
3.	03-05-20	Naskah	
4.			
5.			
6.			

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 21 Juni 2020


Pembimbing, I



Dr. Suharno Rusdi

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Diora Ananda  
No. MHS : 16521222
2. Nama Mahasiswa : Ilhamy Nurrahmah  
No. MHS : 16521209
- Judul Prarancangan )\* : PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI  
ASAM ASETAT DAN ANILIN DENGAN KAPASITAS  
10.000 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 01 Oktober 2019
- Batas Akhir Bimbingan :

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	16-12-19	Kapasitas	
2.	20-12-19	Kondisi operasi dan metode	
3.	10-01-20	BAB I dan BAB II	
4.	27-01-20	Bimbingan perhitungan neraca massa	
5.	28-02-20	Bimbingan perhitungan reaktor	
6.	12-03-20	Bimbingan perhitungan alat besar dan kecil	
7.	01-04-20	Bimbingan Utilitas	
8.	16-04-20	Bimbingan Ekonomi	
9.	19-04-20	Bimbingan PEFD dan Layout	
10.	30-04-20	Bimbingan Naskah	
11.			

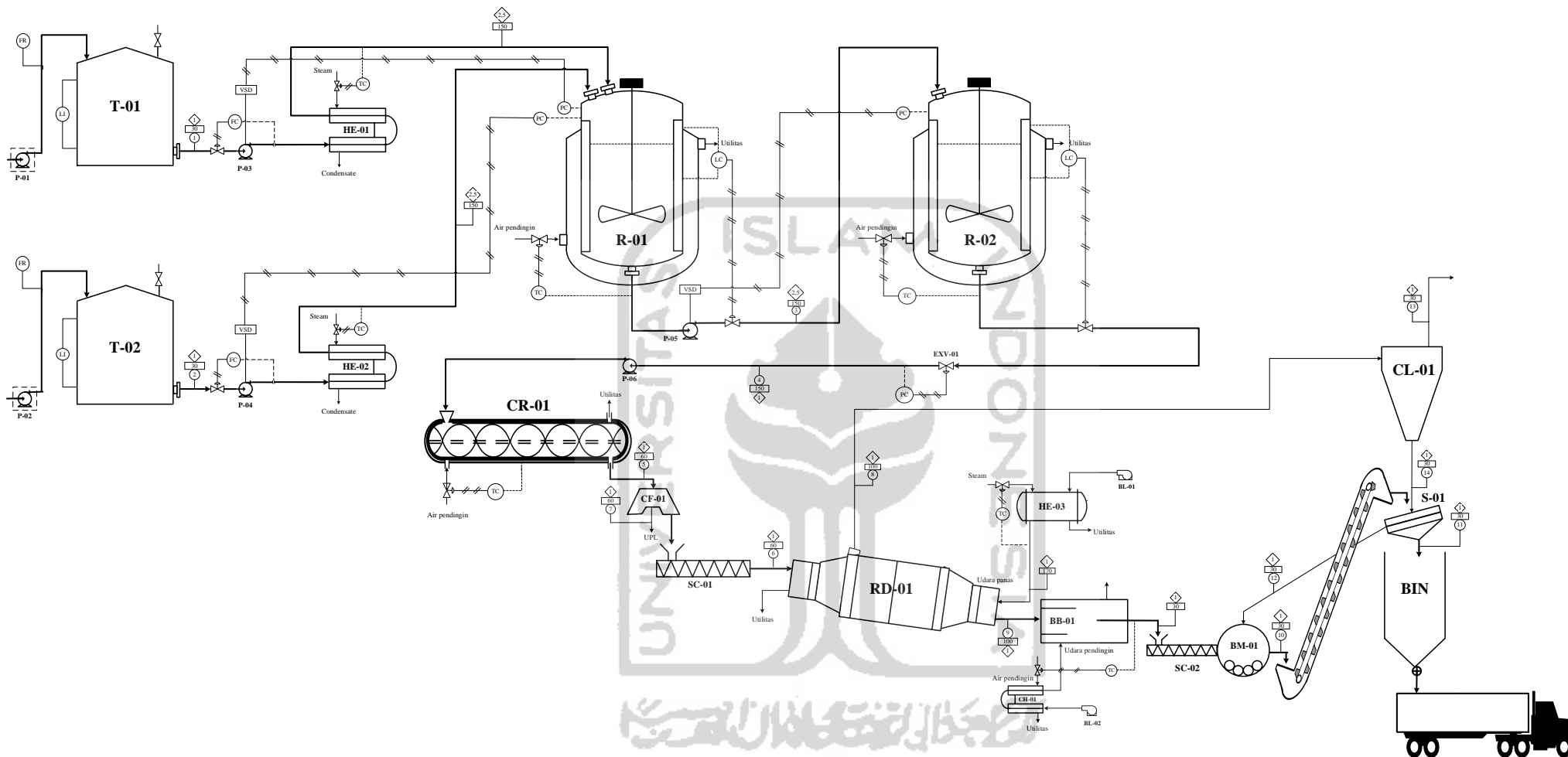
**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta, Mei 2020**

**Pembimbing,**

  
**Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng**

**PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRA RANCANGAN PABRIK ASETANILIDA DARI ASAM ASETAT DAN ANILIN**  
 KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN



Komponen	NOMOR ARUS (kg/jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NHCOCH <sub>3</sub> (s)					1257,845	1257,845		0,163	1257,681	1635,030	1257,828	377,348	0,016	0,147
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NHCOCH <sub>3</sub> (l)			1091,648	1257,847	0,003		0,003							
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	872,079		119,911	5,396	5,396	3,831	1,565	0,433	3,398	4,535	3,788	1,136	0,043	0,389
CH <sub>3</sub> COOH		562,251	77,310	3,479	3,479	0,383	3,096	0,039	0,344	0,457	0,379	0,114	0,004	0,035
H <sub>2</sub> O	17,798	1,127	164,386	186,532	186,532	0,653	185,879	0,215	0,437	0,627	0,631	0,189	0,085	0,194
<b>Jumlah :</b>	889,876	563,378	1453,254	1453,254	1453,254	1262,711	190,543	0,850	1261,861	1640,649	1262,626	378,788	0,085	0,765

Keterangan :			
BB	Blower Box	R	Reaktor
BE	Bucket Elevator	RD	Rotary Dryer
BM	Ball Mill	S	Screener
CL	Cyclone	T	Tangki
CR	Crystalizer	TC	Temperature Controller
EXV	Expansion Valve	SC	Screw Conveyor
FC	Flow Controller	WC	Weight Controller
FR	Flow Recorder	○	Nomor arus
HE	Heater	□	Suhu (C)
LC	Level Controller	◇	Tekanan (atm)
LI	Level Indicator	—	Sinyal Pneumatic
P	Pompa	---	Sinyal Electric
PC	Pressure Controller		

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

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PABRIK ASETANILIDA DARI ASAM**  
**ASETAT DAN ANILIN**  
**KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN**

**DISUSUN OLEH :**  
 Ilhamy Nurrahmah (16521209)  
 Diora Ananda (16521222)

**DOSEN PEMBIMBING :**  
 1. Dr. Suharno Rusdi  
 2. Nur Indah Fajar Mukti, ST., M.Eng