

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM FENIL ASETAT  
DARI BENZIL SIANIDA, ASAM SULFAT DAN AIR  
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

Laporan Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat  
untuk mendapatkan gelar sarjana



**Disusun Oleh :**

**Alliya BalqisViratu Hapsari (2000020006)**  
**Faradhilaningih Maddalak (2000020032)**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN  
YOGYAKARTA**

**2024**

**HALAMAN PERSETUJUAN**

**SKRIPSI**

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM FENIL ASETAT  
DARI BENZIL SIANIDA, ASAM SULFAT DAN AIR  
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

**Yang telah dipersiapkan dan disusun oleh :**

**Alliya BalqisViratu Hapsari (2000020006)**

**Faradhilansih Maddalak (2000020032)**

Telah disetujui oleh

Dosen pembimbing skripsi Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Ahmad Dahlan

dan dinyatakan telah memenuhi syarat untuk mendapat gelar sarjana.

**Dosen Pembimbing**



**(Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM.)**

**NIPM. 19711211 199601 011 0730128**

**HALAMAN PENGESAHAN**

**SKRIPSI**

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM FENIL ASETAT  
DARI BENZIL SIANIDA, ASAM SULFAT DAN AIR  
KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

**Disusun oleh:**

**Alliya BalqisViratu Hapsari (2000020006)**

**Faradhilarningsih Maddalak (2000020032)**

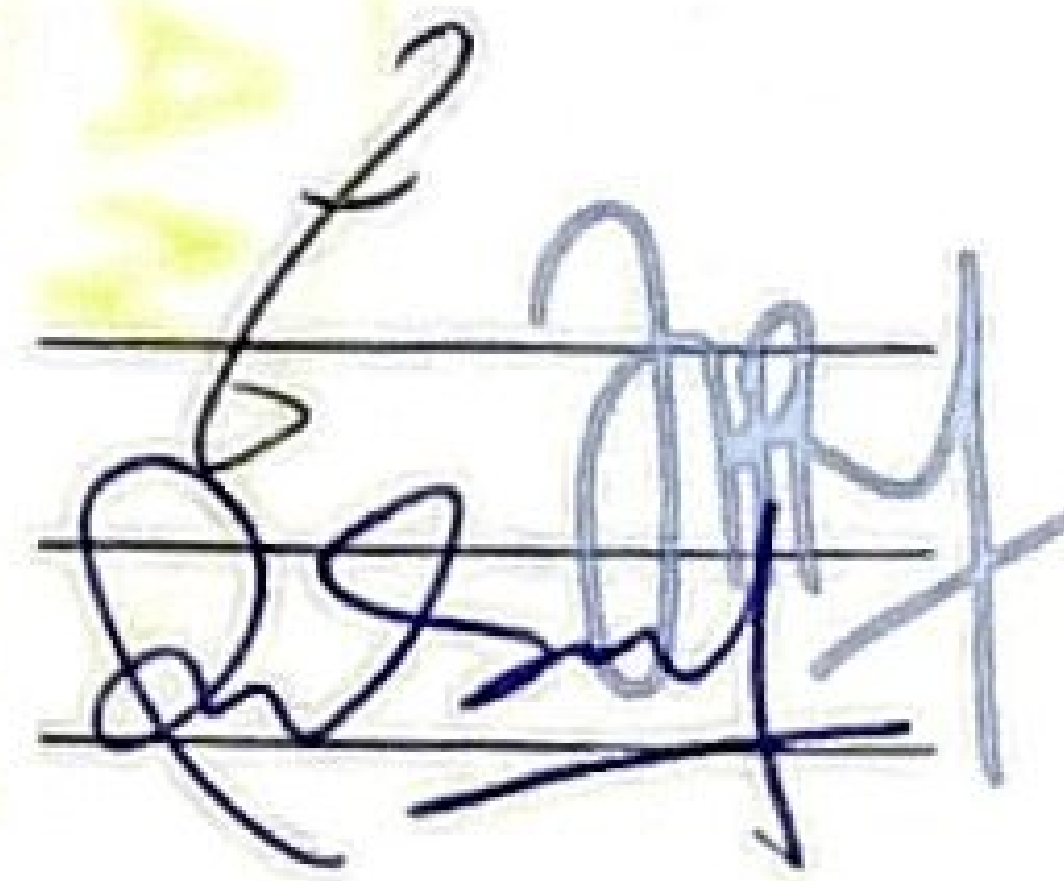
**Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji  
Pada tanggal 21 Juni dan dinyatakan telah memenuhi syarat**

**Susunan Dewan Penguji:**

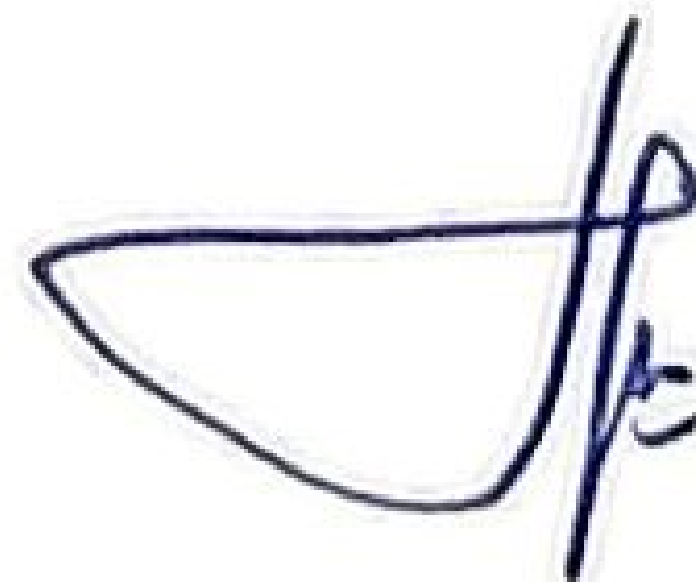
**Ketua : Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM**

**Anggota : 1. Ir. Maryudi, S.T., M.T., Ph.D., IPM.**

**2. Aster Rahayu, S.Si., M.Si., Ph.D.**



**Tempat, Tanggal Pengesahan  
Dekan Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Ahmad Dahlan**



**(Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T.)**

**NIPM.196608121996010110784324**



## PERNYATAAN KEASLIAN TULISAN SKRIPSI

Kami yang beranda tangan di bawah ini :

Nama : 1. Alliya Belqis Viratu Hapsari (2000020006)  
2. Faradhilaningih Maddalak (20000200032)

Program Studi : Teknik Kimia

Fakultas : Teknologi Industri

Menyatakan dengan sebenarnya bahwa Skripsi yang kami tulis ini dengan judul "Perencanaan Pabrik Asam Fenil Asetat dari Benzil Sianida, Asam Sulfat dan Air Kapasitas 15.000 Ton/Tahun" benar-benar merupakan hasil karya sendiri, bukan merupakan pengambilalihan tulisan atau pikiran orang lain yang kami akui sebagai hasil tulisan atau pikiran kami sendiri.


Apabila dikemudian hari terbukti atau dapat dibuktikan Skripsi ini hasil karya jiplakan, maka kami bersedia menerima sanksi atas perbuatan tersebut.

Yogyakarta, 09 Juni 2024

Yang membuat pernyataan



(Alliya Belqis Viratu Hapsari)



(Faradhilaningih Maddalak)



## Lampiran 2

### PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Faradhilansih Maddalak

NIM : 2000020032

Email: faradhila2000020032@webmail.uad.ac.id

Fakultas : Fakultas Teknologi Industri

Program Studi : Teknik Kimia

Judul tugas akhir : PRARANCANGAN PABRIK ASAM FENIL ASETAT DARI BENZIL

SIANIDA, ASAM SULFAT, DAN AIR KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Dengan ini saya menyerahkan hak *sepenuhnya* kepada Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan untuk menyimpan, mengatur akses serta melakukan pengelolaan terhadap karya saya ini dengan mengacu pada ketentuan akses tugas akhir elektronik sebagai berikut

Saya **(mengijinkan/tidak mengijinkan)\*** karya tersebut diunggah ke dalam Repository Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan.

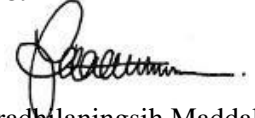
Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Pembimbing\*\*



Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM

Mengetahui,  
Yogyakarta, 24 Juni 2024



Faradhilansih Maddalak

#### Ket:

\*coret salah satu

\*\*jika diijinkan TA dipublish maka ditandatangani dosen pembimbing dan mahasiswa

**Lampiran 2**

**PERNYATAAN PERSETUJUAN AKSES**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Alliya BalqisViratu Hapsari

NIM : 2000020006

Email: alliya2000020006@webmail.uad.ac.id

Fakultas : Fakultas Teknologi Industri

Program Studi : Teknik Kimia

Judul tugas akhir : PRARANCANGAN PABRIK ASAM FENIL ASETAT DARI BENZIL

SIANIDA, ASAM SULFAT, DAN AIR KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Dengan ini saya menyerahkan hak *sepenuhnya* kepada Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan untuk menyimpan, mengatur akses serta melakukan pengelolaan terhadap karya saya ini dengan mengacu pada ketentuan akses tugas akhir elektronik sebagai berikut

Saya **(mengijinkan/tidak mengijinkan)\*** karya tersebut diunggah ke dalam Repository Perpustakaan Universitas Ahmad Dahlan.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Pembimbing\*\*



Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM.

Mengetahui,  
Yogyakarta, 24 Juni 2024



Alliya BalqisViratu Hapsari

**Ket:**

\*coret salah satu

\*\*jika diijinkan TA dipublish maka ditandatangani dosen pembimbing dan mahasiswa

## KATA PENGANTAR

السلام عليكم ورحمة الله وبركاته

Puji dan syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah memberikan rahmat serta hidayah-Nya kepada kita semua. Tak lupa sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada Nabi besar kita Muhammad SAW. Berkat rahmat serta karunia-Nya penyusun dapat menyusun dan menyelesaikan naskah Skripsi dengan judul “ **Prarancangan Pabrik Asam Fenil Asetat dari Benzil Sianida, Asam Sulfat dan Air Kapasitas 15.000 Ton/Tahun**”.

Skripsi prarancangan pabrik ini disusun untuk melengkapi salah satu syarat guna memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia S-1 pada Fakultas Teknologi Industri, Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.

Dalam penyusunan naskah ini penyusun banyak sekali mendapatkan bantuan dari berbagai pihak baik yang secara langsung maupun tidak langsung. Dalam kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Prof. Muchlas, M.T., selaku Rektor Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
2. Ibu Prof. Dr. Ir. Siti Jamilatun, M.T., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
3. Bapak Agus Aktawan, S.T., M.Eng. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia-S1 Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
4. Ibu Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM., selaku dosen pembimbing skripsi atas bimbingan, saran dan motivasinya
5. Segenap Dosen dan Karyawan di lingkungan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Ahmad Dahlan Yogyakarta.
6. Kedua orangtua dan seluruh keluarga tercinta atas doa, semangat, dan dukungannya, semoga Allah senantiasa melimpahkan Rahmat-Nya.
7. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2020 yang telah memberikan dukungan dan bantuan.
8. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah membantu baik secara moril maupun materil.

Penyusun menyadari bahwa dalam penyusunan naskah ini masih jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangannya. Oleh karena itu penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun demi kesempurnaan naskah ini. Akhir kata penyusun berharap Skripsi ini bermanfaat dan memberikan wawasan bagi penyusun khususnya dan bagi pembaca serta semua pihak pada umumnya.

والسلام عليكم ورحمة الله وبركاته

Yogyakarta, 9 Juni 2024

Penyusun

## HALAMAN PERSEMBAHAN

### PENULIS I

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

*Alhamdulillah rabbil'alamiin, dengan mengucapkan puji syukur kepada Allah SWT atas segala limpahan rahmat serta karunia Nya sehingga saya dapat menyelesaikan skripsi ini dengan baik. Saya persembahkan karya tulis ini dengan segala ketulusan dan kerendahan hati serta kasih sayang kepada:*

*Pertama saya ingin mengucapkan terimakasih kepada diri saya sendiri, terimakasih sudah mau berjuang dan bertahan sampai sejauh ini. Selalu bangga dan cinta dengan kamu alliya!!!.*

*Kedua orang tua saya, bapak budi dan ibu tiwi sudah mau banting tulang demi anak perempuan pertama kalian bisa merasakan bangku perkuliahan, terimakasih atas semua perjuangan yang telah kalian berikan kepada saya selama ini. Untuk uti, tatung dan keluarga cemara yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu terimakasih sudah mau menjadi sponsor saya selama ini.*

*Kepada Ibu Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM. Terimakasih sudah mau meluangkan waktu dan membimbing saya dalam menyelesaikan skripsi ini. Serta dosen-dosen Teknik Kimia Universitas Ahmad Dahlan yang telah memberikan ilmu yang bermanfaat selama di bangku perkuliahan. Semoga segala kebaikan Bapak dan ibu Menjadi amal jariyah. Aamiin Ya Allah...*

*Faradhilansih Maddalak selaku partner saya sejak penelitan hingga menyelesaikan tugas akhir ini, terimakasih banyak sudah mau menerima kekucarangan saya dan memberikan bantuan yang jumlahnya tidak dapat terhitung. Saya selalu bersyukur dan beruntung bisa bertukar pikiran dan berdiskusi banyak sama kamu.*

*Szasza, Haikhal, Iqbal, teman baik saya yang sudah mau mendengarkan keluhan saya selama ini. Terimakasih banyak karena selalu ada untuk saya.*

*Hasna, Dedi, Amal, Ara, Faiq, Wulan, Irene, Firsya, Silva, teman-teman yang sudah mau berteman dengan saya selama 4 tahun masa perkuliahan dan rumah kedua saya selama di jogja. Terimakasih untuk semuanya, semoga kita bisa berkumpul di lain waktu dan kita sama-sama sukses di masa depan. Aamiin Ya Allah...*

*Dopio cafe dan perpustakaan barat UAD kampus 4 yakni tempat saya mengerjakan skripsi. Terimakasih kepada orang yang sudah menciptakan tempat nyaman untuk menungkan ide dan pikiran yang saya punya untuk menyelesaikan tugas akhir.*



## PENULIS II

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

*Alhamdulillahirabbil'alamiin, puji syukur kepada Allah SWT atas segala nikmat rezeki, pertolongan serta karunia-Nya sehingga saya dapat menyelesaikan skripsi ini dengan baik. Sholawat dan salam saya haturkan kepada Nabi Muhammad SAW yang telah membawa umatnya dari zaman jahiliyah menuju zaman yang dipenuhi dengan segala ilmu pengetahuan dan teknologi seperti sekarang ini. Saya persembahkan karya tulis ini dengan segala ketulusan dan kerendahan hati serta kasih sayang kepada :*

*Kedua orang tua saya, Bapak Gisman Maddalak S.pd., dan Ibu Nurhayati Abdullah S.pd., yang tidak pernah lelah mendoakan dan memberikan dukungan saya. Terima kasih kepada mama dan papa sudah berjuang dan selalu memberikan yang terbaik bagi saya. Untuk seluruh cinta, sayang, nasihat baik. I'm more than blessed to be your child.*

*Kepada kakak-kakakku, Verawatiningsih Maddalak, Muhammad Noviyanto Maddalak, Muhammad Novaldy Maddalak, serta keluarga besar yang selalu memberikan dukungan dan semangat sehingga memotivasi saya untuk dapat menyelesaikan skripsi ini.*

*Partner saya, Alliya BalqisViratu Hapsari yang berjuang bersama menyelesaikan skripsi ini. Terima kasih untuk kebaikan, kesabaran, perjuangan yang diberikan selama ini. In the future with or without me as your friend, keep in mind that I will always hoping the best for you. Always.*

*Dosen Pembimbing kami, Ibu Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM., dengan sabar selalu membimbing kami dan ikhlas memberikan ilmu serta saran sampai skripsi ini selesai.*

*Andra, Clarissa, Dedi, Alliya, Hasna, Amal, Firsya, Silva, dan Irene yang selalu bersedia mendengarkan keluh kesah saya, bertukar pikiran dan saling memberi semangat. Terima kasih untuk rumah, telinga, dan hangat yang diberikan, might be not forever but if it's forever, it's even better. Let's meet again in the future with the best version of our self.*

*Last but not least, I wanna thank me for believing in me, I want to thank me for doing all this hard work. I wanna thank me for having no days off. I wanna thank me for never quitting. You are THAT girl*

## **HALAMAN MOTTO**

### **PENULIS I**

*“If you are gateful, i will surely increase you ”*

*(Q.S. Ibrahim : 7)*

*“Allah does not charge a soul except [with that within] its capacity”*

*(Q.S. Al- Baqarah : 286)*

*“You dont have to be good, but stay happy. Youre a pricious child. Cheer Up!”*

*(Treasure Park Jihoon)*

*“Enjoy the process, focus on today and do my best”*

*(Lalisa Manoban)*

*“I know the path, i want to take so i’ll at it my way”*

*(Treasure Kim Junkyu)*

## PENULIS II

*“i have two aspirations in life: to be beautiful and to be disgustingly overeducated.”*

*“Fa inna ma al usri yusraa. Inna ma al usri yusraa. Maka sesungguhnya bersama kesulitan, ada kemudahan. Sesungguhnya bersama kesulitan, ada kemudahan”*  
(QS. Al-Insyirah : 5-6)

*“So remember Me; I will remember you.”*  
(QS. Al-Baqarah : 152)

*“The days which are the heaviest on your heart due to hardship and pain, may also be the days which are the heaviest on your scale in reward, so long as you are patient and anticipating reward.”*

*“Nothing in life is to be feared, it is only to be understood.”*  
(Marie Curie)

*“Bermimpilah setinggi langit. Jika engkau jatuh, engkau akan jatuh di antara bintang-bintang”*  
(Ir. Soekarno)

*“Jadilah yang terbaik dimanapun berada. Berikan yang terbaik yang kamu bisa berikan.”*  
(B. J. Habibie)



## DAFTAR ISI

<b>JUDUL SKRIPSI</b> .....	<b>i</b>
<b>HALAMAN PERSETUJUAN</b> .....	<b>ii</b>
<b>PRARANCANGAN PABRIK ASAM FENIL ASETAT</b> .....	<b>ii</b>
<b>DARI BENZIL SIANIDA, ASAM SULFAT DAN AIR</b> .....	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	<b>iii</b>
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	<b>v</b>
<b>HALAMAN PERSEMBAHAN</b> .....	<b>vi</b>
<b>HALAMAN MOTTO</b> .....	<b>viii</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>x</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>xv</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>xviii</b>
<b>DAFTAR LAMBANG</b> .....	<b>xix</b>
<b>ABSTRAK</b> .....	<b>xxii</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	<b>1</b>
I.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik .....	1
I.2. Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
I.2.1. Data Ekspor Impor.....	2
I.2.2. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri .....	3
I.3. Pemilihan Lokasi Pabrik .....	3
I.4. Tinjauan Pustaka .....	6
I.4.1. Dasar Reaksi.....	6
I.4.2. Tinjauan Kinetika .....	13
I.4.3. Tinjauan Termodinamika .....	14
<b>BAB II URAIAN PROSES</b> .....	<b>18</b>
II.1. Tahap Persiapan Bahan Baku.....	18
II.2. Tahap Reaksi .....	18
II.3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian.....	19
II.4. Diagram Alir Kualitatif.....	21

<b>BAB III</b>	<b>SPESIFIKASI BAHAN .....</b>	<b>22</b>
III.1.	Spesifikasi Bahan Baku .....	22
III.2.	Spesifikasi Bahan Pembantu .....	22
III.3.	Spesifikasi Produk .....	23
<b>BAB IV</b>	<b>NERACA MASSA .....</b>	<b>24</b>
IV.1.	Neraca Massa Alat .....	24
IV.1.1.	Neraca Massa <i>Mixer</i> .....	24
IV.1.2.	Neraca Massa Reaktor .....	24
IV.1.3.	Neraca Massa <i>Decanter</i> .....	25
IV.1.4.	Neraca Massa Menara Distilasi 1 .....	25
IV.1.5.	Neraca Massa <i>Crystallizer</i> .....	25
IV.1.6.	Neraca Massa <i>Centrifuge</i> .....	26
IV.1.7.	Neraca Massa <i>Rotary Drayer</i> .....	26
IV.1.8.	Neraca Massa Menara Distilasi 2 .....	26
IV.2.	Neraca Massa Total .....	27
IV.3.	Diagram Alir Kuantitatif .....	27
<b>BAB V</b>	<b>NERACA PANAS .....</b>	<b>29</b>
V.1.	Neraca Panas Alat .....	29
V.1.1.	Neraca Panas Mixer .....	29
V.1.2.	Neraca Panas Reaktor .....	29
V.1.3.	Neraca Panas Dekanter .....	29
V.1.4.	Neraca Panas Menara Distilasi 1 .....	30
V.1.5.	Neraca Panas Menara Distilasi 2 .....	30
V.1.6.	Neraca Panas <i>Crystallizer</i> .....	30
V.1.7.	Neraca Panas <i>Centrifuge</i> .....	31
V.1.8.	Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> .....	31
V.1.9.	Neraca Panas <i>Cooler</i> 1 .....	31
V.1.10.	Neraca Panas <i>Cooler</i> 3 .....	31
V.1.11.	Neraca Panas <i>Cooler</i> 3 .....	32
V.1.12.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 1 .....	32
V.1.13.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 2 .....	32

V.1.14.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 3 .....	33
V.1.15.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 4 .....	33
V.1.16.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 5 .....	33
V.1.17.	Neraca Panas <i>Heat Exchanger</i> 6 .....	33
<b>BAB VI</b>	<b>SPEKIFIKASI ALAT .....</b>	<b>34</b>
VI.1.	Tangki Penyimpanan .....	34
VI.2.	Mixer.....	34
VI.3.	Reaktor.....	35
VI.4.	Decanter .....	36
VI.5.	Menara Distilasi 1 .....	36
VI.6.	Crystallizer .....	37
VI.7.	Centrifuge.....	38
VI.8.	Rotary Dryer.....	38
VI.9.	Reboiler .....	39
VI.10.	Heat Exchanger .....	39
VI.11.	Cooler.....	40
VI.12.	Condenser.....	41
VI.13.	Accumulator .....	41
VI.14.	Cooling Conveyor.....	42
VI.15.	Screw Conveyor .....	42
VI.16.	Hopper.....	43
VI.17.	Bucket Elevator .....	43
VI.18.	Belt Conveyor.....	44
VI.19.	Silo.....	44
VI.20.	Pompa .....	45
<b>BAB VII</b>	<b>UTILITAS.....</b>	<b>48</b>
VII.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	48
VII.1.1	Unit Penyediaan Air .....	48
VII.1.2	Unit Pengolahan Air .....	50
VII.1.3	Kebutuhan Air .....	53
VII.2.	Unit Pembangkit Steam .....	55



VII.3.	Unit Pembangkit Listrik.....	56
VII.4.	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	56
VII.5.	Unit Pengolahan Limbah .....	57
<b>BAB VIII</b>	<b>LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES.....</b>	<b>63</b>
VIII.1.	Lokasi Pabrik.....	63
VIII.1	Unit Pengolahan Limbah .....	63
VIII.1.1	Ketersediaan Bahan Baku .....	63
VIII.1.2	Wilayah Pemasaran Produk .....	63
VIII.1.3	Iklim.....	64
VIII.1.4	Utilitas.....	64
VIII.1.5	Fasilitas Transportasi .....	64
VIII.1.6	Perluasan Pabrik .....	64
VIII.1.7	Tenaga Kerja .....	64
VIII.1.8	Peraturan Daerah .....	65
VIII.1.9	Lingkungan Masyarakat Sekitar.....	65
VIII.2	Layout Pabrik .....	65
VIII.2.	Layout Peralatan .....	69
<b>BAB IX</b>	<b>STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN.....</b>	<b>70</b>
IX.1.	Organisasi Perusahaan .....	70
IX.2.	Struktur Organisasi .....	71
IX.3.	Tugas dan Wewenang .....	73
IX.4.	Pembagian Jam Kerja .....	77
IX.5.	Perincian Tugas dan Keahlian.....	78
IX.6.	Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji .....	81
IX.7.	Kesejahteraan Sosial Karyawan .....	82
IX.8.	Manajemen Perusahaan .....	84
<b>BAB X</b>	<b>EVALUASI EKONOMI.....</b>	<b>85</b>
X.1.	Dasar Perhitungan.....	86
X.2.	Perhitungan Capital Investment .....	90
X.2.1.	Capital Investment .....	90
X.2.2.	Manufacturing Cost .....	90

X.2.3.	General Expenses .....	90
X.3.	Analisis Kelayakan .....	91
X.3.1.	Percent Profit on Sales (POS) .....	91
X.3.2.	Present Return on Investment (ROI) .....	91
X.3.3.	Pay Out Time (POT).....	91
X.3.4.	Break Event Point (BEP) .....	91
X.3.5.	Shut Down Point (SDP).....	92
X.3.6.	Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) .....	92
X.3.7.	Hasil Perhitungan .....	93
X.4.	Analisis Keuangan.....	96
X.5.	Analisis Kelayakan .....	96
<b>BAB XI</b>	<b>KESIMPULAN .....</b>	<b>99</b>
XI.1.	Kesimpulan .....	99
XI.2.	Saran .....	100
<b>DAFTAR PUSTAKA.....</b>		<b>101</b>
<b>LAMPIRAN .....</b>		<b>104</b>
<b>LAMPIRAN B.....</b>		<b>119</b>
<b>MENARA DISTILASI (MD-01) .....</b>		<b>119</b>

## DAFTAR TABEL

Tabel I. 1. Impor Produk di Indonesia .....	2
Tabel I. 2. Kapasitas Pabrik Asam Fenil Asetat yang Telah Berdiri .....	3
Tabel I. 3. Pabrik yang memproduksi <i>Penicilin</i> , Parfum, dan Pestisida.....	5
Tabel I. 4. Data harga untuk bahan baku dan produk proses I.....	8
Tabel I. 5 Data harga untuk bahan baku dan produk proses II.....	9
Tabel I. 6 Data harga untuk bahan baku dan produk proses III.....	10
Tabel I. 7 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Fenil Asetat.....	13
Tabel I. 8 Nilai ( $\Delta H^{\circ}_f$ ) dari Tiap Komponen pada Suhu 298 K.....	15
Tabel I. 9 Nilai ( $\Delta H^{\circ}_r$ ) dari Tiap Komponen pada Suhu 373,15 K.....	15
Tabel I. 10 Nilai $\Delta G^{\circ}_f$ Masing-masing komponen .....	16
Tabel III. 1 Spesifikasi Bahan Utama .....	22
Tabel III. 2 Spesifikasi Bahan Pembantu .....	22
Tabel III. 3 Spesifikasi Produk .....	23
Tabel IV. 1 Neraca Massa <i>Mixer</i> .....	24
Tabel IV. 2 Neraca Massa Reaktor.....	24
Tabel IV. 3 Neraca Massa <i>Decanter</i> .....	25
Tabel IV. 4 Neraca Massa Menara Distilasi 1.....	25
Tabel IV. 5 Neraca Massa <i>Crystallizer</i> .....	25
Tabel IV. 6 Neraca Massa <i>Centrifuge</i> .....	26
Tabel IV. 7 Neraca Massa <i>Rotary Drayer</i> .....	26
Tabel IV. 8 Neraca Massa Menara Distilasi 2.....	26
Tabel IV. 9 Neraca Massa Total.....	27
Tabel V. 1 Neraca Panas Mixer (M-01).....	29
Tabel V. 2 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	29
Tabel V. 3 Neraca Panas Dekanter (D-01).....	29
Tabel V. 4 Neraca Panas Menara Distilasi 1 (MD-01).....	30
Tabel V. 5 Neraca Panas Menara Distilasi 2 (MD-02).....	30
Tabel V. 6 Neraca Panas <i>Crystallizer</i> (CR-01) .....	30
Tabel V. 7 Neraca Panas <i>Centrifuge</i> (CF-01) .....	31
Tabel V. 8 Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> (RD-01).....	31



Tabel V. 9 Neraca Panas <i>Cooler 1</i> (CL-01) .....	31
Tabel V. 10 Neraca Panas <i>Cooler 2</i> (CL-02) .....	31
Tabel V. 11 Neraca Panas <i>Cooler 3</i> (CL-03) .....	32
Tabel V. 12 Neraca Panas <i>Heat Exchanger 1</i> (HE-01) .....	32
Tabel V. 13 Neraca Panas <i>Heat Exchanger 2</i> (HE-02) .....	32
Tabel V. 14 Neraca Panas <i>Heat Exchanger 3</i> (HE-03) .....	33
Tabel V. 15 Neraca Panas <i>Heat Exchanger 4</i> (HE-04) .....	33
Tabel V. 16 Neraca Panas <i>Heat Exchanger 5</i> (HE-05) .....	33
Tabel V. 17 Neraca Panas <i>Heat Exchanger 6</i> (HE-06) .....	33
Tabel VI. 1 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan .....	34
Tabel VI. 2 Spesifikasi Alat Tangki <i>Mixer</i> .....	34
Tabel VI. 3 Spesifikasi Alat Reaktor .....	35
Tabel VI. 4 Spesifikasi Alat <i>Decanter</i> .....	36
Tabel VI. 5 Spesifikasi Alat Menara Disitilasi.....	36
Tabel VI. 6 Spesifikasi Alat <i>Crystallizer</i> .....	37
Tabel VI. 7 Spesifikasi Alat <i>Centrifuge</i> .....	38
Tabel VI. 8 Spesifikasi Alat <i>Rotary Dryer</i> .....	38
Tabel VI. 9 Spesifikasi Alat <i>Reboiler</i> .....	39
Tabel VI. 10 Spesifikasi Alat <i>Heat Exchanger</i> .....	39
Tabel VI. 11 Spesifikasi Alat <i>Cooler</i> .....	40
Tabel VI. 12 Spesifikasi Alat <i>Condenser</i> .....	41
Tabel VI. 13 Spesifikasi Alat <i>Accumulator</i> .....	41
Tabel VI. 14 Spesifikasi Alat <i>Screw Conveyor</i> .....	42
Tabel VI. 15 Spesifikasi Alat <i>Screw Conveyor</i> .....	42
Tabel VI. 16 Spesifikasi Alat <i>Hopper</i> .....	43
Tabel VI. 17 Spesifikasi Alat <i>Bucket Elevator</i> .....	43
Tabel VI. 18 Spesifikasi Alat <i>Belt Conveyor</i> .....	44
Tabel VI. 19 Spesifikasi Alat Silo .....	44
Tabel VI. 20 Spesifikasi Alat Pompa.....	45
Tabel VII. 1 Kebutuhan Air Pembangkit Steam.....	54
Tabel VII. 2 Kebutuhan Air Pendingin .....	54

Tabel VII. 3 Kebutuhan Air Perkantoran.....	55
Tabel VIII. 1 Perincian Penggunaan Luas Tanah dan Pabrik .....	66
Tabel X. 1 Indeks dari Chemical Engineering Plant Cost Index.....	86
Tabel X.2 Physical Plant Cost (PPC).....	93
Tabel X. 3 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> .....	93
Tabel X. 4 <i>Fixed Capital Investmnet (FCI)</i> .....	93
Tabel X. 5 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	94
Tabel X. 6 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	94
Tabel X. 7 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	94
Tabel X. 8 <i>Total Manufacturing Cost (MC)</i> .....	94
Tabel X. 9 <i>Working Capital (WC)</i> .....	95
Tabel X. 10 <i>General Expense (GE)</i> .....	95
Tabel X. 11 <i>Total Production Cost</i> .....	95
Tabel X. 12 <i>Fixed Cost (Fa)</i> .....	95
Tabel X. 13 <i>Variable Cost (VA)</i> .....	95
Tabel X. 14 <i>Regulated Cost (Ra)</i> .....	96

## DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1 Lokasi Pendirian Pabrik.....	4
Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif .....	21
Gambar V. 1 Diagram Alir Kuantitatif .....	28
Gambar VIII. 1 Tata Letak Banagunan.....	68
Gambar VIII. 2 Tata Letak alat-alat Proses.....	69
Gambar IX. 1 Tata Letak Bangunan .....	72
Gambar X. 1 Eksploitasi Indeks Harga.....	87



## DAFTAR LAMBANG

A	= Luas perpindahan panas, ft <sup>2</sup> , in <sup>2</sup> , m <sup>2</sup>
ACC	= <i>Accumulator</i>
AR	= Luas permukaan dinding reaktor, m <sup>2</sup>
a	= Jari-jari dalam reaktor, m
BC	= <i>Belt Conveyor</i>
BE	= <i>Belt Elevator</i>
BEP	= <i>Break Event Point</i>
BHP	= <i>Break Horse Power</i> , Hp
BM	= Berat Molekul, Kg/kmol
b	= Sumbu tegak <i>head</i> , m
C	= Faktor korosi, in
CA	= Konsentrasi zat A, Kmol/L
CA <sub>o</sub>	= Konsentrasi zat A mula-mula, Kmol/L
CB <sub>o</sub>	= Konsentrasi zat B mula-mula, Kmol/L
CD	= <i>Condenser</i>
CL	= <i>Cooler</i>
CR	= <i>Crystallizer</i>
C <sub>p</sub>	= Kapasitas panas, Btu/lb °F, Kkal/Kg °C
D	= Diameter, in, m
DC	= <i>Decanter</i>
DCFRR	= <i>Discounted Cast Flow Rate</i>
DMC	= <i>Direct Manufacturing Cost</i>
DPC	= <i>Direct Plant Cost</i>
E	= <i>Effisiensi</i> pengelasan
E <sub>a</sub>	= Harga alat dengan kapasitas diketahui
E <sub>b</sub>	= Harga alat dengan kapasitas dicari
E <sub>x</sub>	= Harga alat untuk tahun x
E <sub>y</sub>	= Harga alat untuk tahun y
FC	= <i>Flow Control</i>

FV	= Kecepatan volumetrik, $m^3/j$ , L/j
FCI	= <i>Fixed Capital Investment</i>
Fa	= <i>Fixed Expence</i>
f	= <i>Allowable strees</i>
f	= Faktor friksi
GE	= <i>General Expence</i>
gc	= Gravitasi, $m^2/s$
gpm	= Gallon per menit
H	= <i>Hopper</i>
HE	= <i>Heat Excehanger</i>
hi	= Koefisien perpindahan panas pada diameter dalam, Btu/j.ft. $^{\circ}$ F
hio	= Koefisien perpindahan panas, Btu/j.ft. $^{\circ}$ F
ID	= Diameter dalam, in, m, ft
IMC	= <i>Indirect Manufacturing Cost</i>
J	= Lebar <i>baffle</i> , m, in, ft
L	= Tinggi, m,in,ft
LC	= <i>Level Control</i>
LI	= <i>Level Indicator</i>
Le	= Panjang <i>elbow</i> , ft
M	= massa, Kg/j
M	= <i>Mixer</i>
MD	= <i>Menara Destilasi</i>
N	= Kecepatan putaran pengadukan, rpm, rps, rph
NRe	= <i>Reynold Number</i>
Nt	= Jumlah <i>Tube</i>
Nx	= Nilai <i>index</i> tahun x
Ny	= Nilai <i>index</i> tahun y
OD	= Diameter luar, m, in, ft
P	= Tekanan, atm
P	= Power motor, Hp
P	= Pompa

PEC	= <i>Purchased Equipment Cost</i>
POT	= <i>Pay Out Time</i>
Q	= Panas, Btu/j, Kkal/j, KJ/j
R	= Jari-jari, m
RB	= <i>Reboiler</i>
RC	= <i>Rasio Control</i>
RFB	= <i>Reaktor Fixed Bed</i>
ROI	= <i>Returrn of Investment</i>
Ra	= <i>Regulated Expence</i>
S	= Silo
SDP	= <i>Shut Down Point</i>
Sa	= <i>Sales Expence</i>
Sch	= <i>Schedule</i>
T	= Suhu
T	= Waktu, detik, menit, jam
TC	= <i>Temperature Control</i>
T – n	= Tangki
t	= Waktu, detik, menit, jam
th	= Tebal dinding <i>head</i> , in
ts	= Tebal dinding <i>shell</i> , in
WC	= <i>Working Capital</i>
WC	= <i>Weight Control</i>
x	= Konversi
Zl	= Tinggi cairan, in, m, ft
$\mu$	= <i>Viscositas</i> , Cp
$\eta$	= Effisiensi pompa
$\pi$	= Jari-jari, in, m, ft
$\Sigma$	= Jumlah
$\rho$	= Densitas, Kg/m <sup>3</sup>
$\Delta P$	= <i>Pressure drop</i> , psi
$\Delta T$	= Beda suhu

## ABSTRAK

Pabrik asam fenil asetat mempunyai prospek yang tinggi untuk meningkatkan ekonomi negara. Pabrik asam fenil asetat sendiri banyak dibutuhkan di Industri-industri kimia yang ada di Indonesia diantaranya industri pertanian, industri parfum, industri farmasi. Asam fenil asetat digunakan sebagai bahan baku *penicilin*, juga digunakan sebagai produksi *phenyl acetone* yang diperlukan untuk produksi *amphetamine* yaitu salah satu obat golongan stimulan. Lokasi pabrik asam fenil asetat direncanakan didirikan di Kawasan Industri Tangerang Provinsi Banten

Proses pembuatan asam fenil asetat dari benzil sianida, asam sulfat dan air direaksikan dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) pada suhu 100 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi ini mempunyai konversi sebesar 80%. Dalam prosesnya, asam sulfat dan air mengalami pencampuran dalam *mixer* yang kemudian diumpukan menuju reaktor direaksikan bersama benzil sianida. Setelah dari reaktor kemudian dialirkan menuju dekanter untuk melakukan pemisahan berdasarkan fase berat dan fase ringan. Fase ringan berupa benzil sianida, air, dan asam fenil asetat, sedangkan fase berat berupa asam sulfat, ammonium hidrogen sulfat, air, sedikit benzil sianida dan asam fenil asetat. Fase ringan dialirkan menuju menara distilasi-01 untuk dilakukan pemisahan berdasarkan titik didih. Arus atas berupa air dan benzil sianida yang kemudian di *recycle* menuju reaktor dan arus bawah berupa produk asam fenil asetat 99% dan 1% benzil sianida. Sedangkan fase berat dekanter kemudian dialirkan menuju menara distilasi-02 untuk dilakukan pemisahan. Arus atas berupa air, benzil sianida, asam fenil asetat dan asam sulfat kemudian di *recycle* menuju reaktor. Arus bawah menara distilasi-02 berupa asam fenil asetat, asam sulfat dan ammonium hidrogen sulfat yang lalu dialirkan menuju UPL.

Berdasarkan tinjauan kondisi operasi pabrik asam fenil asetat merupakan industri dengan resiko yang tinggi. Hasil analisis ekonomi terhadap perancangan pabrik ini diperoleh *Profit on Sales* (POS) sebelum pajak 15,32 % dan sesudah pajak 10,72 %. *Percent Return of Investment* (ROI) sebelum pajak 45,84 % dan sesudah pajak 32,09 %. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 1,79 tahun dan sesudah pajak 2,38 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 48,84 % dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 30,29 % serta *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 49 %. Berdasarkan perhitungan ekonomi dengan jenis pabrik beresiko tinggi, maka dapat disimpulkan pabrik ini layak untuk didirikan.

**Kata kunci:** asam fenil asetat, asam sulfat, benzil sianida

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **Latar Belakang Pendirian Pabrik**

Sebagai salah satu negara berkembang yang ada di dunia, Indonesia mempunyai kemampuan mencapai pembangunan nasional dalam berbagai lingkup yang sejalan dengan rencana pembangunan, terutama dalam mendorong kemajuan negara menuju bangsa yang adil dan merata. Pembangunan di berbagai bidang kehidupan perlu diselenggarakan agar masyarakat dapat memajukan bangsa yang sejahtera. Pencapaian rencana pembangunan nasional perlu mendorong pembangunan, termasuk memprioritaskan pembangunan industri. Sektor industri memiliki peran yang sangat signifikan dalam meningkatkan kedaulatan dan daya saing ekonomi nasional, baik di tingkat dalam negeri maupun internasional. Di samping itu, keuntungan secara langsung dari perkembangan industri adalah terwujudnya peluang pekerjaan bagi warga Indonesia dan merangsang pertumbuhan kegiatan dalam berbagai sektor pembangunan lainnya (Akbar, 2022).

Salah satu sektor industri yang berkembang cukup pesat adalah industri kimia dan salah satu kebutuhan kimia yang semakin meningkat adalah asam fenil asetat karena banyak pabrik kimia yang membutuhkan asam fenil asetat sebagai bahan pembantu. Pabrik asam fenil asetat didirikan guna memenuhi kebutuhan industri kimia yang meningkat dan untuk mengurangi impor asam fenil asetat ke Indonesia. Salah satu bahan kimia yang dibutuhkan pada industri farmasi, produksi tanaman, dan parfum adalah asam fenil asetat (Cassar et al, 1978).

Asam fenil asetat merupakan salah satu bahan kimia yang diperlukan dalam memenuhi kebutuhan pabrik kimia khususnya digunakan sebagai bahan baku atau bahan pembantu. Asam fenil asetat digunakan sebagai bahan baku *penicilin*, juga digunakan sebagai produksi *phenylacetone* yang diperlukan untuk produksi *amphetamine* yaitu salah satu obat golongan stimulan. Asam fenil asetat juga digunakan sebagai bahan pembantu dalam industri parfum dan aroma, misal *methyl phenylacetic* beraroma mawar dan madu, *ethyl phenylacetic acid* beraroma madu, *amyl phenylacetic acid* beraroma coklat. Dalam bidang pertanian, asam fenil asetat

digunakan untuk pembuatan *ratisida*, *regulator* pertumbuhan tanaman. Dalam bidang farmasi, asam fenil asetat digunakan sebagai bahan baku pembuatan *anesthetic*, *analgesic*, dan obat pembunuh kuman (Oktavian et al, 2020).

## Penentuan Kapasitas Pabrik

### I.1.1. Data Ekspor Impor

Tabel I. 1. Impor Produk di Indonesia

No	Tahun	Impor (ton)	perkembangan
1	2017	2.018	-
2	2018	3.901	0,9331
3	2019	2.578	0,2775
4	2020	1.353	-0,3295
5	2021	1.351	-0,3305
6	2022	3.380	0,6749
7	Total		1,2255
8	Rata-rata peningkatan pertahun		0,2451

Sumber: <https://www.bps.go.id> Tahun 2017-2022.

Dari Tabel I.1 diatas, dapat diperkirakan kebutuhan impor asam fenil asetat diindonesia pada tahun 2028 adalah:

$$\begin{aligned}
 F &= F_o (1 + i)^n \\
 &= 3.380 (1 + 0,2451)^6 \\
 &= 12.593,0191 \text{ ton/tahun} \\
 &= 15.000 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Dimana:

F = Perkiraan kebutuhan asam fenil asetat tahun 2028

F<sub>o</sub> = Kebutuhan asam fenil asetat pada tahun terakhir (2022)

i = Perkembangan rata-rata

n = Selisih tahun terakhir dan perancangan

(Peter and Timmerhous, 1991)

Dari hasil perhitungan yang didapatkan pada kebutuhan asam fenil asetat di Indonesia pada tahun 2028 yaitu sebesar 15.000 Ton/tahun



### I.1.2. Kapasitas Pabrik yang Sudah Berdiri

Daftar data kapasitas produksi pabrik Asam Fenil Asetat di dunia, ditunjukkan pada tabel berikut:

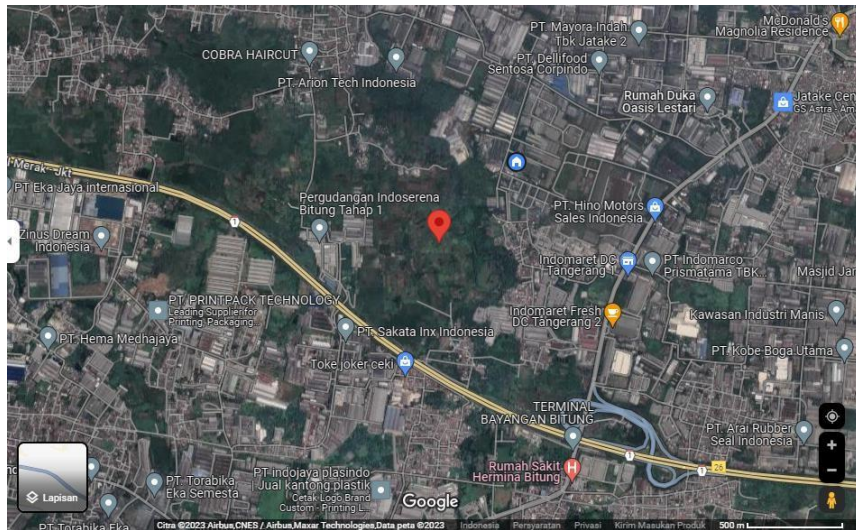
Tabel I. 2. Kapasitas Pabrik Asam Fenil Asetat yang Telah Berdiri

No	Produsen	Negara	Kapasitas (ton/tahun)
1	Jiangyin Beiguo Inorganic Chemical Plant	Hebei, China	1.500
2	Shantou Electrochemical Plant	Hebei, China	1.000
3	Taixing Deyuan Fine Chemical	Maharashtra, India	3.000
4	Suihua Chemical Plant	Anhui, China	6.000

Berdasarkan permintaan produk luar negeri dan data kapasitas pabrik di atas, kapasitas pabrik akan dirancang sebesar 15.000 ton per tahun. Tujuan didirikannya pabrik asam fenil asetat digunakan agar memenuhi permintaan dalam negeri maupun luar negeri. Jadi sisa dari kapasitas produksi asam fenil asetat ini dapat di ekspor keluar negeri yang membutuhkan asam fenil asetat.

### Pemilihan Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi untuk membangun pabrik industri merupakan salah satu komponen dalam keputusan untuk membangun pabrik. Karena penataan kawasan sangat menentukan keberhasilan dan perkembangan lini produksi dalam sektor perekonomian serta kesejahteraan pabrik dimasa yang akan datang sehingga dapat menciptakan keberlangsungan yang lebih maju. Lokasi yang harus diperhatikan dalam upaya memberikan manfaat yang besar dalam suatu perusahaan. Berdasarkan pemikiran beberapa komponen yang ada, maka dipilihlah lokasi pendirian pabrik asam fenil asetat di wilayah industri, Tangerang, Banten. Untuk peta lokasi produksi dapat dilihat pada Gambar 1.2 di bawah ini.



Gambar I. 1 Lokasi Pendirian Pabrik

Berikut lokasi Pabrik asam fenil asetat pada kawasan industri daerah Tangerang, Banten dengan pertimbangan, yaitu:

1. Ketersediaan bahan baku

Bahan mentah berupa benzil sianida bersumber dari Shanghai RICHEM International Co., Ltd., China, Sebuah Perusahaan yang terlibat dalam produksi dan penyediaan bahan kimia di India. Sementara itu, untuk bahan mentah asam sulfat didapatkan dari PT Indonesian Acids Industry Ltd, Pulogadung, Jakarta Timur. Untuk menjamin pasokan bahan baku yang konsisten, pabrik dibangun di Kawasan Tangerang, dekat dengan Pelabuhan Merak di Banten.

2. Wilayah pemasaran produk

Terletak di Kawasan industri Tangerang, Banten, dengan tujuan untuk meminimalkan jarak distribusi produk antara pabrik asam fenil asetat dengan pabrik lini produksi pembeli seperti PT Darya Varia Laboratoria Tbk, PT Kalbe Farma Tbk, PT Griff Prima Abad serta yang tertera dalam tabel yang berada di bawah ini.

Tabel I. 3. Pabrik yang memproduksi *Penicilin*, Parfum, dan Pestisida

Industri	Lokasi	Produk
PT Kalbe Farma Tbk. Bekasi, Jawa Barat,	Bekasi, Jawa Barat, Indonesia	<i>Penicillin</i> ,
PT Darya Varia Laboratoria	Surabaya, Jawa Timur, Indonesia	<i>Penicillin</i>
PT Griff Prima Abadi	Tangerang, Banten, Indonesia	Parfum
PT Priskila	Sidoarjo, Jawa Timur, Indonesia	Parfum
PT Sumber Makmur Agroindo	Surabaya, Jawa Timur, Indonesia	Pestisida
PT Petrosida Gresik	Gresik, Jawa Timur, Indonesia	Pestisida
Zhuhai United Laboratories Co., Ltd	Guangdong, China	<i>Penicillin</i>
Shanghai CIE Chemical Co., Ltd.	Shanghai, China	Pestisida
Agricore Chemical Industry Co., Ltd	Jiangsu, China	Pestisida
Beacons Pharmaceuticals Pte Ltd	Singapura	<i>Penicillin</i>
Les Arome Fragrances International Pte Ltd	Singapura	Parfum
Asiatic Agricultural Industries Pte Ltd	Singapura	Pestisida

### 3. Penyediaan bahan bakar dan energi

Kawasan industri Tangerang, Banten, memudahkan perolehan sumber energi guna bahan bakar generator yang ada di pabrik, sementara kebutuhan listrik untuk berbagai mekanisme dan kebutuhan kantor dipasok oleh PLN.

### 4. Fasilitas transportasi

Sarana transportasi darat sudah dilengkapi dengan peralatan yang memadai, sehingga pengiriman barang ke dan dari pabrik menggunakan transportasi darat tidak mengalami kesulitan. Wilayah ini berdekatan

dekat dengan Pelabuhan Merak yang membuat transportasi laut berjalan dengan lancar.

5. Ketersediaan pekerja

Ketersediaan pekerja yang memiliki kualifikasi berasal dari lulusan universitas yang ada Indonesia, untuk pekerja operator dapat menerima dari wilayah setempat, agar sumber daya manusia (SDM) setempat dapat dimanfaatkan dengan baik dan membantu penurunan tingkat pengangguran.

6. Pasokan utilitas

Kebutuhan akan air terpenuhi melalui pengambilan dari Sungai Ciujung dan pasokan air diperoleh dari Badan Usaha Milik Daerah (BUMD) di wilayah Tangerang.

7. Lingkungan

Karena terletak di wilayah industri, aspek hukum serta regulasi administratif tidak menjadi penghalang. Setelah menjalani studi kelayakan Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL), permasalahan kontaminasi yang ditimbulkan akibat jalur produksi, termasuk polusi suara, air, dan udara, dapat diatasi.

### **Tinjauan Pustaka**

Asam fenil asetat adalah senyawa ester yang ditemukan oleh Cannizzaro pada tahun 1855 dalam minyak Neroli (blossom orange) yang diproduksi oleh Japanese Peppermint Oil yang mempunyai titik didih tinggi. Kebutuhan akan asam fenil asetat meningkat setelah ditemukannya penicillin dan flemming. Asam fenil asetat mempunyai bau yang khas dan berbentuk kristal putih. Asam fenil asetat murni banyak digunakan dalam pembuatan penicillin dan hanya sedikit yang digunakan dalam pembuatan parfum. Dalam keadaan murni, asam fenil asetat digolongkan sebagai toxic dan berbahaya apabila terkena kulit (Kirk & Othmer, 1979)

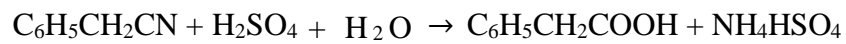
### **I.1.3. Dasar Reaksi**

Reaksi yang menghasilkan asam fenil asetat terdiri dari beberapa proses,

diantaranya:

1. Asam fenil asetat dari Benzil Sianida dan Asam sulfat

Asam fenil asetat diproduksi dari reaksi benzil sianida, asam sulfat, dan air dengan proses pengadukan homogen. Reaksi:

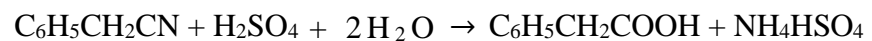


Dengan kondisi operasi pada suhu 100 °C dengan tekanan atmosfer, reaksi berlangsung selama 3 jam dalam reaktor alir tangka berpengaduk. Konversi reaksi asam fenil asetat diperoleh 80% dengan perbandingan bahan benzil sianida : asam sulfat 98% dan air adalah 1 : 1,2 : 1,6 (Adams, 1941).

**Potensial Ekonomi:**

$$EP = (\text{Value of product}) - (\text{Raw material cost})$$

(Smith, 1995)



Produk :	1	1	2	1	1
Mula mula :	1,25	1,5	2,054	-	-
Bereaksi :	1	1	2	1	1
Sisa :	0,25	0,5	0,054	1	1

Nilai mula-mula didapatkan dari perbandingan produk atau koefisien dengan konversi produk yang didapatkan yaitu sebesar 80%. Kemudian dilakukan perhitungan untuk mendapatkan harga dengan satuan \$/kgmol dengan mengalikan nilai mula-mula dengan berat molekul bahan baku. Melalui perhitungan didapatkan data sebagai berikut.





Nilai mula-mula didapatkan dari perbandingan produk atau koefisien dengan konversi produk yang didapatkan yaitu sebesar 75%. Kemudian dilakukan perhitungan untuk mendapatkan harga dengan satuan \$/kgmol dengan mengalikan nilai mula-mula dengan berat molekul bahan baku. Melalui perhitungan didapatkan data sebagai berikut.

Tabel I. 5 Data harga untuk bahan baku dan produk proses II

Material	BM (kg/kmol)	Harga Beli (\$/kg)	Harga (\$/kgmol)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	136	8	1.088
H <sub>2</sub>	2	0,6	80,4
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CHOHCOOH	152	3	592,8
H <sub>2</sub> O	18	-	-

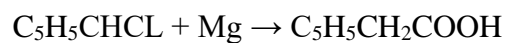
$$EP = (\text{Harga produk} \times \text{BM}) - (\text{Harga bahan baku} \times \text{BM})$$

$$EP = \$ (136 \times 8) - [\$ (1,34 \times 0,6) + \$ (197,6 \times 3)]$$

$$= \$ 494,4 \text{ kgmol}$$

### 3. Asam Fenil Asetat dari Benzil Klorida dan Magnesium

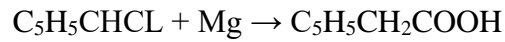
Asam fenil asetat diproduksi dengan mereaksikan larutan benzil klorida 10% dan magnesium kemudian ditambahkan kristal iodin. Reaksi:



Reaksi yang terjadi pada proses tersebut adalah reaksi Grignard dengan pengadukan homogen hingga magnesium larut sempurna. Kondisi operasi pada proses ini dengan temperature 200°C dan tekanan atmosfer. Pengadukan dilakukan selama 2 jam dalam reaktor fluized bed dengan penambahan 1 kg air suling dan CO<sup>2</sup> sebagai larutan pereaksi Grignard, sekaligus ditambahkan eter sekaligus dilakukan pemanasan. Lalu difiltrasi dimana komponen organik dipisahkan, kemudian produk tersebut dicuci dengan air dan dikeringkan. Hasil konversi asam fenil asetat dengan bahan

baku benzil klorida dan magnesium sebesar 75% (Erowid, 2004).

**Potensial Ekonomi:**



Produk :	1	1	1
Mula mula :	7,06	1,3	-
Bereaksi :	1	1	1
Sisa :	6,6	0,3	-

Nilai mula-mula didapatkan dari perbandingan produk atau koefisien dengan konversi produk yang didapatkan yaitu sebesar 75%. Kemudian dilakukan perhitungan untuk mendapatkan harga dengan satuan \$/kgmol dengan mengalikan nilai mula-mula dengan berat molekul bahan baku. Melalui perhitungan didapatkan data sebagai berikut.

Tabel I. 6 Data harga untuk bahan baku dan produk proses III

Material	BM (kg/kmol)	Harga Beli (\$/kg)	BM x Harga (\$/kgmol)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{COOH}$	136	8	1088
$\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{Cl}$	128,6	1,2	1089,48
Mg	24,3	3,3	104,28
$\text{H}_2\text{O}$	18	-	-

$$\text{EP} = \$ (136 \times 8) - [\$ (907,9 \times 1,2) + \$ (31,6 \times 3,3)]$$

$$= \$ 148,4 \text{ kgmol}$$

Dari kriteria penelitian, diberikan angka 1-4 dengan untuk setiap kriterianya. Berikut data tinjauan disajikan pada Tabel.I.7.

Tabel I. 7 Tinjauan Dasar Penilaian Kriteria

No	Kriteria Penelitian	Dasar Tinjauan	Nilai
1.	Jenis Reaktor	Berdasarkan tinjauan kinetika, pembuatan Asam Fenil Asetat merupakan reaksi Eksoterm, (mengeluarkan panas) sehingga perlu perhatian terhadap pengontrolan suhu. Reaktor Alir Tangki Berpengaduk cocok untuk reaksi yang memerlukan kontrol suhu.	4
2.	Tekanan	Berdasarkan Smith (2007), Pada umumnya pembuatan Asam Fenil Asetat melibatkan reaksi kimia yang tidak memerlukan tekanan tinggi, walaupun untuk beberapa kondisi tekanan dapat bervariasi tergantung pada metode sintesis yang digunakan. Melihat dari sisi keamanannya bagi alat proses, tekanan rendah lebih dipilih.	4

No	Kriteria Penilaian	Dasar Tinjauan	Nilai
3.	Katalisator	Secara umum, proses yang menggunakan katalis hampir selalu dipilih karena memberikan banyak keuntungan dalam hal efisiensi, selektivitas, kondisi operasi, dan keberlanjutan. Sehingga dalam hal memilih antara proses dengan atau tanpa katalis, proses dengan katalis biasanya merupakan pilihan yang lebih baik.	4
4.	Temperatur	Berdasarkan Erowid 2005, pembuatan Asam Fenil Asetat berkisar dari 77-100 °C.	4
5.	Fasa	Meninjau Smith (2007), dalam pembuatan Asam Fenil Asetat, penggunaan fase cair-cair menghasilkan homogenitas yang efektif, kemudahan dalam pengontrolan suhu dan tekanan, serta efisiensinya berdasarkan jenis reaksinya yaitu Hidrolisis Asam.	4
6.	Yield	Merujuk ke Erowid (2004), dari ketiga proses yield tertinggi yang didapatkan yaitu pada proses hidrolisis asam.	4
7.	EP	Berdasarkan hasil perhitungan, EP tertinggi didapatkan pada proses I.	4

Tabel I. 8 Perbandingan Proses Pembuatan Asam Fenil Asetat

No	Kriteria Penilaian	Proses I		Proses II	Proses III		
		Hidrolisis (Kamm dan Mathews, 1941)	Nilai	Hidrogenasi (Erowid, 2005)	Nilai	Karbonilasi (Erowid, 2004)	Nilai
1.	Reaktor	RATB	4	Fluized Bed	3	Fluized Bed	3
2.	Tekanan	1 atm	4	1 atm	4	1 atm	4
3.	Katalisator	-	3	<i>Potassium Iodide, Red Phosphorus dan Phosphoric Acid.</i>	4	kristal iodin	4
4.	Temperatur	100 °C	4	200 °C	3	200 °C	3
5.	Fasa	Cair	4	Gas dan Padat	3	Gas dan Padat	3
6.	Yield	80%	4	75%	3	75%	3
7.	EP	\$ 979,7	4	\$ 620	3	\$ 853,49	2
Total nilai			28		23		21

Keterangan nilai :

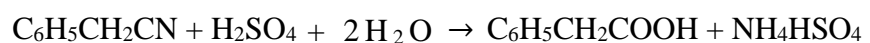
1 = sangat kurang      3 = cukup  
2 = kurang              4 = baik

Berdasarkan peninjauan perbandingan ketiga proses tersebut, maka proses yang digunakan adalah proses I yaitu proses kontinyu cair cair dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk, dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Suhu reaktor tidak terlalu tinggi
2. Yield yang didapatkan tinggi
3. Bahan baku mudah didapat
4. Memiliki nilai EP yang lebih besar daripada Proses II & Proses III

#### I.1.4. Tinjauan Kinetika

Reaksi yang terjadi:



Perbandingan antara benzil sianida, asam sulfat, dan air adalah 1 : 1,2 : 1,6. Disini, H<sub>2</sub>O dianggap sebagai *excess* atau pereaksi berlebih, sehingga reaksi dianggap berorde 2 (Cumming, 1937).

Dengan kecepatan reaksi:

$$(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B, \text{ kgmol/m}^3 \text{ jam}$$

$$C_A = \text{konsentrasi C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CN, kgmol/m}^3$$

$$C_B = \text{konsentrasi H}_2\text{SO}_4, \text{ kmol/m}^3$$

$$k = \text{konstanta kecepatan reaksi}$$

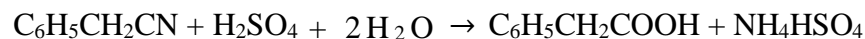
$$-r_A = \frac{dC_A}{dt} = \frac{dC_B}{dt} k \cdot C_A \cdot C_B$$

(Levenspiel, 1999)

Tinjauan secara kinetika untuk mengetahui pengaruh perubahan suhu terhadap kecepatan reaksi. Berdasarkan Adams & Thal (1941) kondisi operasi proses dengan mencampur 700 gram benzil sianida, 1,15 liter air, dan 0,84 liter asam sulfat 98%, C<sub>A0</sub> sebesar 3,9252, C<sub>B0</sub> sebesar 4,7112. Dengan waktu operasi 3 jam, konversi yang dihasilkan 80 %. Dengan data tersebut, diperoleh nilai k sebesar 0,840 m<sup>2</sup>/kmol.jam.

#### **I.1.5. Tinjauan Termodinamika**

Dalam tinjauan termodinamika dilakukan untuk menentukan jenis reaksi apakah endotermis atau eksotermis dan arah reaksi (*reversible* atau *irreversible*). Dapat dihitung panas pembentukan standar ( $\Delta H^\circ_f$ ) pada P = 1 atmosfer dan T = 298 K digunakan untuk menentukan reaksi yang terjadi:





Nilai  $\Delta H^{\circ}_r$  dari tiap komponen pada  $T = 373,15$  K disajikan pada tabel dibawah ini:

Tabel I. 8 Nilai ( $\Delta H^{\circ}_f$ ) dari Tiap Komponen pada Suhu 298 K

Komponen	$\Delta H^{\circ}_f$ (kJ/mol)
$C_6H_5CH_2CN$	156,6
$H_2SO_4$	-813,989
$H_2O$	-285,83
$C_6H_5CH_2COOH$	-322,8
$NH_4HSO_4$	-1.026,96

(Yaws, 1999)

Nilai  $\Delta G^{\circ}_f$  masing-masing komponen di  $T = 298$  K disajikan pada tabel dibawah ini:

Tabel I. 9 Nilai ( $\Delta H^{\circ}_f$ ) dari Tiap Komponen pada Suhu 373,15 K

Komponen	$\Delta H^{\circ}_f$ (kJ/mol)
$C_6H_5CH_2CN$	293,254
$H_2SO_4$	-742,590
$H_2O$	-197,735
$C_6H_5CH_2COOH$	-275,798
$NH_4HSO_4$	-956,707

$$\begin{aligned}\Delta H_{373,15} &= \sum \Delta H \text{ produk} - \sum \Delta H \text{ reaktan} \\ &= ((-275,798) + (-956,707)) - (293,254 + (-742,590) + 2*(-197,735)) \\ &= -390,699 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Nilai  $\Delta H^{\circ}_r$  yang didapatkan negatif, maka jenis reaksi bersifat eksotermik. Energi bebas Gibbs ( $\Delta G$ ) digunakan untuk menentukan apakah suatu reaksi akan terjadi secara spontan, tidak spontan, atau mencapai kesetimbangan. Apabila nilai  $\Delta G$  negatif, menunjukkan bahwa reaksi tersebut akan berlangsung secara spontan. Sebaliknya, jika nilai  $\Delta G$  positif, menandakan bahwa reaksi akan bersifat tidak spontan. Sementara itu, jika nilai  $\Delta G$  sama dengan nol, maka reaksi dianggap berada dalam keadaan kesetimbangan.

Nilai  $\Delta G^{\circ}_f$  masing-masing komponen di  $T = 298$  K disajikan pada tabel dibawah ini:

Tabel I. 10 Nilai  $\Delta G^\circ_f$  Masing-masing komponen

Komponen	$\Delta G^\circ_f$ (kJ/mol)
$C_6H_5CH_2CN$	237,30
$H_2SO_4$	-689,9
$H_2O$	-237,129
$C_6H_5CH_2COOH$	-213,35
$NH_4HSO_4$	-835,38

(Yaws,199)

Persamaan:

$$\Delta G^\circ = \sum(n\Delta G^\circ_f) \text{ produk} - \sum(n\Delta G^\circ_f) \text{ reaktan}$$

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

$$K = \exp(\Delta G^\circ/RT)$$

Dimana:

 $\Delta G^\circ$  : Energi Gibbs keadaan standar (kJ.mol)R : Konstanta gas ( $8,314 \times 10^{-3}$  kJ/mol K)K : Konstanta kesetimbangan pada  $T = 298$  K

(Smith &amp; Ness, 1975)

Maka:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= \sum(n\Delta G^\circ_f) \text{ produk} - \sum(n\Delta G^\circ_f) \text{ reaktan} \\ &= (-213,35 + (-835,38)) - (237,30 + (689,9) + (2*(-237,129))) \\ &= -121,872 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Pada  $T = 298,15$  K, konstanta kesetimbangannya adalah:

$$\begin{aligned} \ln K &= \frac{\Delta G}{RT} \\ \ln K &= \frac{121.872 \frac{J}{mol}}{8.314 \frac{J}{mol} \times 298.15 K} \\ \ln K &= 49.1653 \\ K &= 2.25 \times 10^{21} \end{aligned}$$

Untuk harga tetapan kesetimbangan pada  $T = 373,15$  K

$$\ln \left( \frac{K}{K_1} \right) = \frac{\Delta H^\circ}{R} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K}{2.25E + 21} = \frac{120.711 \frac{J}{mol}}{8.314 \frac{J}{mol}} \left( \frac{1}{373.15} - \frac{1}{298.15} \right)$$

$$\ln \frac{K}{2.25E + 21} = 9.7877$$

$$K = 2.20 \times 10^{20}$$

Hasil perhitungan menunjukkan bahwa nilai K jauh melebihi angka 1, mengindikasikan bahwa reaksi tersebut bersifat satu arah (*irreversible*).

## **BAB II**

### **URAIAN PROSES**

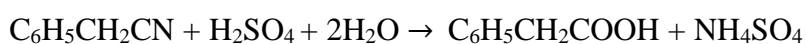
Hidrolisis asam melalui reaksi benzil sianida, asam sulfat dan air. Metode ini menghasilkan asam fenil asetat dengan rendemen 80%. Reaksinya adalah sebagai berikut.

#### **Tahap Persiapan Bahan Baku**

Persiapan awal proses adalah dengan mengencerkan asam sulfat 98% dari tangki (T-01) dengan air proses di dalam *mixer* (M-01) sehingga konsentrasinya menurun pada kondisi operasi temperatur 30°C, tekanan 1 atm. Kemudian, hasil keluaran *mixer* (M-01) dinaikkan suhunya di *heat exchanger* (HE-01) hingga menjadi 70°C dan *heat exchanger* (HE-06) hingga menjadi 100°C. Begitu juga dengan benzil sianida dari tangki (T-02) dinaikkan suhunya dengan *heat exchanger* (HE-02) hingga suhu menjadi 80°C dan *heat exchanger* (HE-06) hingga menjadi 100°C. Selanjutnya benzil sianida dan juga hasil keluaran *mixer* (M-01) dialirkan menuju reaktor (R-01). Proses yang terjadi di dalam reaktor dengan perbandingan mol benzil sianida : asam fenil asetat : air = 1 : 1,2 : 1,6.

#### **Tahap Reaksi**

Di dalam reaktor, terdapat reaksi yang terjadi seperti berikut:



Bahan baku direaksikan di dalam reaktor, tipe reaktor yang digunakan pada proses ini yaitu menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Reaktor dioperasikan pada suhu 100°C, tekanan 1 atm, selama 3 jam waktu operasional. Bahan utama masuk ke reaktor (R-01) kemudian menghasilkan konversi sebesar 80%. Kondisi operasi reaksi suhu sebesar 100°C dan tekanan 1 atm. Proses yang terjadi di dalam reaktor adalah proses hidrolisis asam yang dilakukan dengan mereaksikan benzil sianida, asam sulfat dan air. Komponen yang bereaksi dalam reaktor berlangsung pada fase cair dan bersifat kontinyu. Reaksi yang berlangsung bersifat eksotermis dan isothermal sehingga diharuskan agar memasang jaket pendingin pada reaktor untuk menjaga suhu reaksi agar tetap konstan. Produk

RATB berupa asam fenil asetat, dengan produk samping amonium hidrogen sulfat dan sisa dari reaktan (Benzil sianida, asam sulfat dan air).

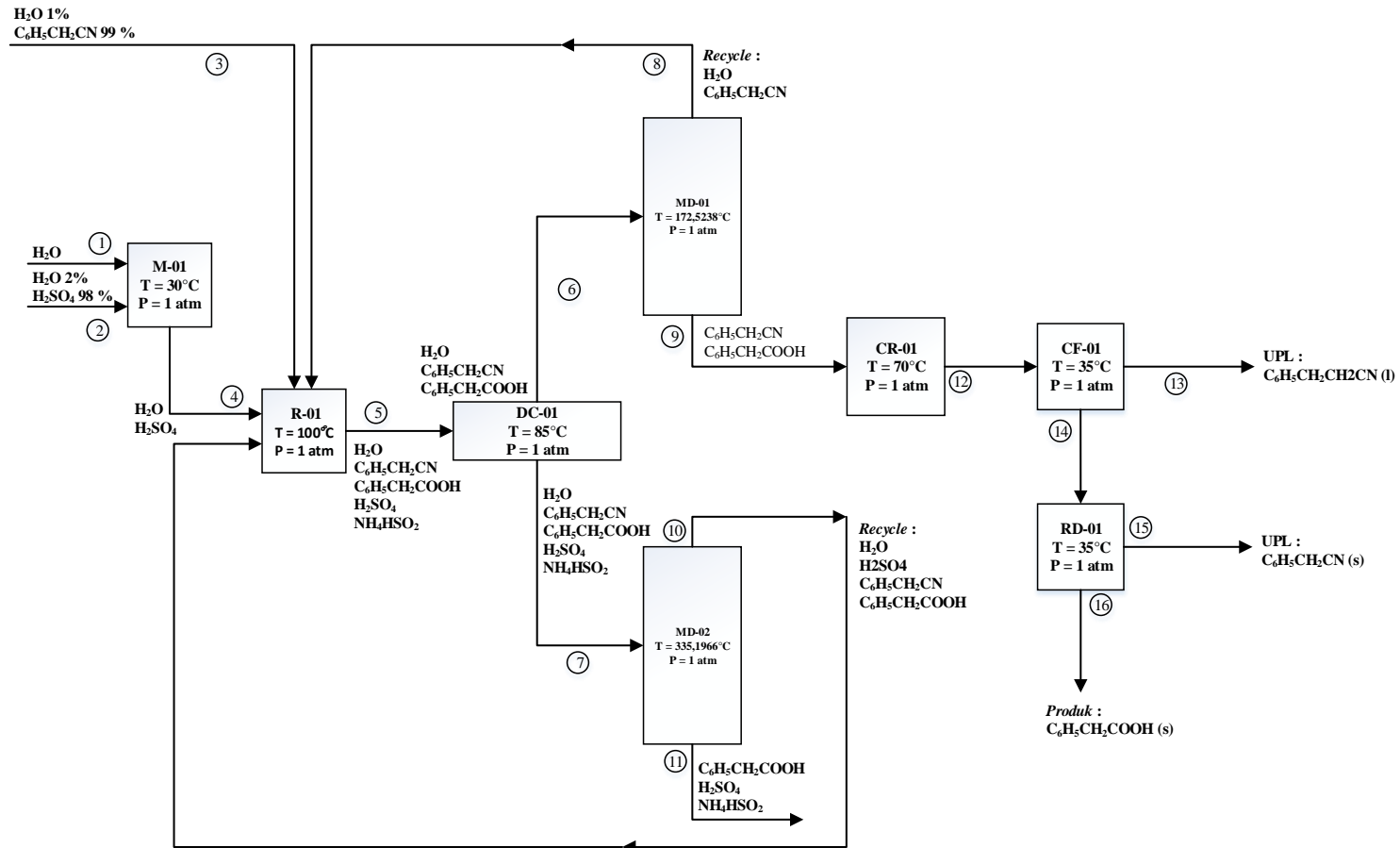
### **Tahap Pemisahan dan Pemurnian**

Campuran yang keluar dari reaktor (R-01) didinginkan di dalam *cooler* (CL-01) hingga suhu 85°C dengan pendingin air, lalu memisahkan larutan ini di dalam dekanter (DC-01), pemisahan komponen di dalam dekanter berdasarkan perbedaan massa jenis/densitas dan juga kelarutan. Komponen yang memiliki densitas di bawah densitas rata-rata dan tidak larut dalam air maka akan berada di fraksi ringan sedangkan komponen yang memiliki densitas di atas densitas rata-rata dan larut dalam air maka akan berada di fraksi berat. Proses pemisahan dilakukan dalam suhu 85°C dan tekanan 1 atmosfer. Hasil pemisahan di dekanter (DC-01) membentuk dua lapisan yaitu lapisan atas (fraksi ringan) dan lapisan bawah (fraksi berat). Untuk fraksi ringan akan menuju menara distilasi (MD-01), sedangkan fraksi berat menuju menara distilasi 2 (MD-02). Untuk fraksi berat dekanter (DC-01), berupa air, benzil sianida, asam sulfat dan amonium hidrogen sulfat, memanaskan produk fraksi berat tersebut dalam *heat exchanger* (HE-03) hingga suhu yang diinginkan kemudian dialirkan menuju menara distilasi (MD-02) untuk proses pemisahan berdasarkan titik didih komponen. Pada menara distilasi (MD-02) dilakukan pemisahan terhadap komponen asam fenil asetat dan asam sulfat dan beroperasi pada suhu yang diinginkan, tekanan 1 atmosfer. Arus atas menara distilasi 2 (MD-02) yang berupa uap berisi benzil sianida, asam sulfat dan air setelah itu dikondensasikan dengan *condenser* (CD-02) lalu diturunkan suhunya di dalam *heat exchanger* 1 (HE-01) hingga 100°C untuk kemudian di-*recycle* menuju reaktor (R-01). Sedangkan arus bawah menara distilasi 2 (MD-02) berupa cairan yang berisi benzil sianida, asam sulfat dan amonium hidrogen sulfat selanjutnya dikirim ke UPL.

Fraksi ringan dekanter (DC-01) berupa asam fenil asetat, benzil sianida dan air lalu dipanaskan produk fraksi ringan tersebut di *heat exchanger* (HE-04) hingga suhunya mencukupi dan kemudian mengalirkannya menuju menara distilasi (MD-01) untuk memisahkan komponen air dan benzil sianida. Kondisi operasi di dalam menara distilasi (MD-01) berlangsung pada suhu yang diinginkan, tekanan 1 atmosfer. Arus atas menara distilasi (MD-01) yang berupa uap yang berisi air dan

benzil sianida kemudian di kondensasikan dengan *condenser* (CD-01) untuk kemudian di-*recycle* menuju reaktor (R-01). Sedangkan arus bawah menara distilasi (MD-01) yang berupa cairan yang berisi air, benzil sianida, dan asam fenil asetat 99% kemudian dimasukkan ke kristalizer (CR-01) untuk mengkristalkan asam fenil asetat dan beroperasi pada suhu 70°C dan tekanan 1 atmosfer. Metode yang digunakan pada kristalizer adalah metode pendinginan, dimana metode ini dilakukan dengan mendinginkan larutan berdasarkan dari titik leleh komponen. Keluaran dari kristalizer (CR-01) kemudian dimasukkan ke dalam *centrifuge* (CF-01) yang berguna untuk memisahkan cairan yang terikat pada asam fenil asetat yang sudah menjadi kristal. Setelah itu keluaran dari *centrifuge* (CF-01) masuk kedalam *rotary dryer* (RD-01) untuk mengeringkan asam fenil asetat dan didapatkan asam fenil asetat dengan kadar 99%. Untuk cairan yang di dalam *rotary dryer* (RD-01) dialirkan menuju UPL sedangkan asam fenil asetat padat diangkut dengan menggunakan bantuan *belt conveyor* (BC-01) lalu diangkut menggunakan *bucket elevator* (BE-01) dan disimpan sementara di dalam *hopper* (H-01) untuk kemudian disimpan dalam silo (S-01).

### Diagram Alir Kualitatif



Gambar II. 1 Diagram Alir Kualitatif



**BAB III**  
**SPESIFIKASI BAHAN**

**Spesifikasi Bahan Baku**

Tabel III. 1 Spesifikasi Bahan Utama

Sifat	Benzil sianida	Asam sulfat
Wujud	Cair	Cair
Rumus molekul	$C_8H_7N$ ( $C_6H_5CH_2CN$ )	$H_2SO_4$
Berat molekul	117,15 g/mol	98,08 g/mol
Titik didih	234 °C	335,5 °C
Titik cair	-118°C	-
Titik lebur	-24 °C	10,38 °C
Densitas	1,015 g/mL	1826,9712 kg/m <sup>3</sup>
Temperature Kritis	-	651,85 °C
Tekanan Kritis	-	63,104 atm
<i>Impurities</i>	-	2% mol
$\Delta H_f$	86,7 kJ/mol	-814 kJ/mol
$C_p$	-	138,91 J/mol.K
$\Delta H_f$	86,7 kJ/mol	-814 kJ/mol
Kemurnian	98%	98%
Kelarutan	0,5/100 gram air	Mudah larut dalam air

(Pubchem, 2023)

**Spesifikasi Bahan Pembantu**

Tabel III. 2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Sifat	Air
Rumus Molekul	$H_2O$
Berat Molekul	18,02 g/mol
Wujud	Cair
Kenampakan	Tak berwarna
Tittik Didih	100 °C
Densitas	1,000 kg/m <sup>3</sup>
Viskositas	1,000 cP
Kemurnian	100
$\Delta H_f$	-285,83 kJ/mol
$C_p$	75,291 J/mol.K
Tekanan Uap	23 kPa

(Pubchem,2023)

## Spesifikasi Produk

Tabel III. 3 Spesifikasi Produk

Sifat	Produk Utama	Produk samping
	Asam fenil asetat	Amonium Hidrogen Sulfat
Rumus Molekul	$C_8H_8O_2$	$NH_4HSO_4$
Berat Molekul	136,15 g/mol	115 g/mol
Titik Didih	265,5 °C	350 °C
Titik Lebur	76-77 °C	146,9 °C
Kenampakan	Kristal berwarna putih	Kristal
Densitas	1,091 g/m <sup>3</sup>	1,78 g/m <sup>3</sup>
Kapasitas Panas (Cp)	232,8557 Joule/mol.k	-
Kelarutan	Sedikit larut dalam air	Larut dalam air
Viskositas	3,3244 cP	-
Tekanan Uap	1,22 kPa	-
Konstanta Disosiasi	4,31	-
Kemurnian	99%	84%
Kelarutan	Sedikit larut dalam air (1,66/100 gram air)	73/100 gram air
$\Delta H_f$	-322,80 kJ/mol	-

(Pubchem,2023)

**BAB IV**  
**NERACA MASSA**

**Neraca Massa Alat**

Neraca massa dihitung dengan basis perhitungan per jam, dituliskan secara lengkap arus masuk dan keluar pada setiap alat, untuk setiap komponen.

**IV.1.1. Neraca Massa Mixer**

Tabel IV. 1 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 4
H <sub>2</sub> O	331,8347	25,8831	357,7178
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	1268,2721	1268,2721
<b>Subtotal</b>	<b>331,8347</b>	<b>1294,1552</b>	<b>1625,9899</b>
<b>Total</b>		<b>1625,9899</b>	<b>1625,9899</b>

**IV.1.2. Neraca Massa Reaktor**

Tabel IV. 2 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 8	Arus 10	Arus 5
H <sub>2</sub> O	12,7455	357,7178	57,6338	2,2322	119,7320
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	1059,8627	-	201,6863	0,2524	252,3603
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	-	-	234,4708	0,2027	1408,0409
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	1268,2721	-	-	422,7574
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	-	-	-	-	992,1857
<b>Subtotal</b>	<b>1072,6081</b>	<b>1625,9899</b>	<b>493,7909</b>	<b>2,6873</b>	<b>3195,0762</b>
<b>Total</b>			<b>3195,0762</b>		<b>3195,0792</b>

### IV.1.3. Neraca Massa *Decanter*

Tabel IV. 3 Neraca Massa *Decanter*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
H <sub>2</sub> O	119,7320	9,5629	110,1690
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	252,3603	245,7493	6,6110
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	1408,0409	1407,1963	0,8446
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	422,7574	-	422,7574
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	992,1857	-	992,1857
<b>Subtotal</b>	<b>3195,0762</b>	<b>1662,5085</b>	<b>1532,5677</b>
<b>Total</b>		<b>3195,0762</b>	<b>3195,0762</b>

110,1690

### IV.1.4. Neraca Massa Menara Distilasi 1

Tabel IV. 4 Neraca Massa Menara Distilasi 1

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 8	Arus 9
H <sub>2</sub> O	9,5629	9,5629	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	245,7493	201,7789	43,9704
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	1407,1963	422,1589	985,0374
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	-	-	-
<b>Subtotal</b>	<b>1763,1146</b>	<b>734,1069</b>	<b>1029,0078</b>
<b>Total</b>	<b>1763,1146</b>		<b>1763,1146</b>

### IV.1.5. Neraca Massa *Crystallizer*

Tabel IV. 5 Neraca Massa *Crystallizer*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 9	Arus 12
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	43,9704	43,9704
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	985,0374	985,0374
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	-	-
<b>Subtotal</b>	<b>102,0078</b>	<b>1029,0078</b>
<b>Total</b>	<b>1029,0078</b>	<b>1029,0078</b>

#### IV.1.6. Neraca Massa *Centrifuge*

Tabel IV. 6 Neraca Massa *Centrifuge*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	43,9704	39,5733	4,3970
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	985,0374	9,8504	975,1870
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	-	-	-
<b>Subtotal</b>	<b>1029,0078</b>	<b>49,4237</b>	<b>979,5840</b>
<b>Total</b>	<b>1029,0078</b>	<b>1029,0078</b>	

#### IV.1.7. Neraca Massa *Rotary Drayer*

Tabel IV. 7 Neraca Massa *Rotary Drayer*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	4,3970	3,9573	0,4397
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	975,1870	9,7519	965,4351
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	-	-	-
<b>Subtotal</b>	<b>979,5840</b>	<b>13,7092</b>	<b>965,8748</b>
<b>Total</b>	<b>1029,0078</b>	<b>1029,0078</b>	

#### IV.1.8. Neraca Massa Menara Distilasi 2

Tabel IV. 8 Neraca Massa Menara Distilasi 2

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 10	Arus 11
H <sub>2</sub> O	110,1690	110,1690	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	6,6110	6,6110	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0,8446	0,1689	0,6757
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	422,7574	380,4816	42,2757
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	992,1857	297,6557	694,5300
<b>Subtotal</b>	<b>1431,9616</b>	<b>694,4802</b>	<b>737,4814</b>
<b>Total</b>	<b>1431,9616</b>	<b>1431,9616</b>	

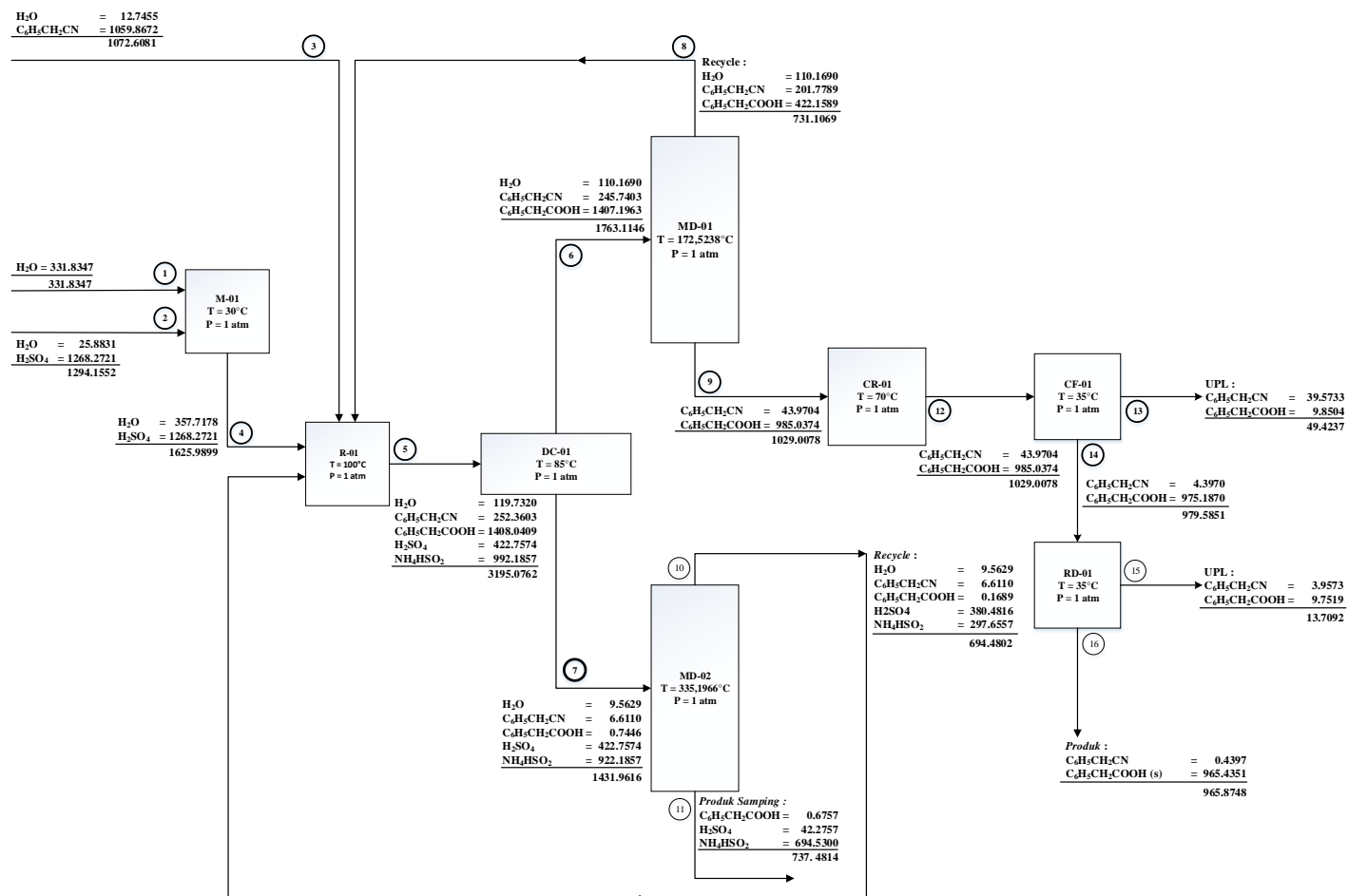
## Neraca Massa Total

Tabel IV. 9 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)			
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 11	Arus 13	Arus 15	Arus 16
H <sub>2</sub> O	331,8347	25,8831	12,7455	-	-	-	-
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	-	-	1059,8672	-	39,5733	3,9573	0,4397
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	-	-	-	0,6757	9,8504	9,7519	965,4351
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	1268,2721	-	42,2757	-	-	-
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	-	-	-	694,5300	-	-	-
<b>Subtotal</b>	<b>331,8347</b>	<b>1294,1552</b>	<b>1072,6081</b>	<b>737,4814</b>	<b>49,4237</b>	<b>13,7092</b>	<b>965,8748</b>
<b>Total</b>			<b>3195,0762</b>				<b>3195,0762</b>

## Diagram Alir Kuantitatif

Diagram Alir Kuantitatif merupakan susunan blok yang menggambarkan proses pembuatan Asam Fenil Asetat, dimana setiap arus dilengkapi dengan data bahan-bahan yang mengalir serta laju alur salah satunya dalam satuan kg/jam, sebagaimana yang dapat dilihat pada Gambar IV.1 Diagram Alir Kuantitatif berikut ini.



Gambar V. 1 Diagram Alir Kuantitatif

**BAB V**  
**NERACA PANAS**

**Neraca Panas Alat**

Neraca panas dihitung dengan basis perhitungan per jam.

**V.1.1. Neraca Panas Mixer**

Tabel V. 1 Neraca Panas Mixer (M-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	3963,2907	-
Panas Pelarutan	694,0514	-
Panas Produk	-	3963,2907
Pendingin	-	694,0514
<b>Total</b>	<b>4657,3421</b>	<b>4657,3421</b>

**V.1.2. Neraca Panas Reaktor**

Tabel V. 2 Neraca Panas Reaktor (R-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	27340,7997	-
Panas Reaksi Total	123118,0090	-
Panas Produk	-	30372,8614
Pendingin	-	120085,9873
<b>Total</b>	<b>150458,8087</b>	<b>150458,8087</b>

**V.1.3. Neraca Panas Dekanter**

Tabel V. 3 Neraca Panas Dekanter (D-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	99688,0461	-
Panas Produk 1	-	35675,2896
Panas Produk 2	-	64012,7565
Pendingin	-	-
<b>Total</b>	<b>99688,0461</b>	<b>99688,0461</b>



#### V.1.4. Neraca Panas Menara Distilasi 1

Tabel V. 4 Neraca Panas Menara Distilasi 1 (MD-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	131274,7174	-
Panas Reboiler	107394,4235	-
Panas Distilat	-	24972,2880
Panas Bottom	-	174825,8200
Panas Condensor	-	38871,0329
<b>Total</b>	<b>238669,1409</b>	<b>238669,1409</b>

#### V.1.5. Neraca Panas Menara Distilasi 2

Tabel V. 5 Neraca Panas Menara Distilasi 2 (MD-02)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	72339,1768	-
Panas Reboiler	1930884,9073	-
Panas Distilat	-	78130,3199
Panas Bottom	-	1821698,6689
Panas Condensor	-	103395,0952
<b>Total</b>	<b>2003224,0840</b>	<b>2003224,0840</b>

#### V.1.6. Neraca Panas *Crystallizer*

Tabel V. 6 Neraca Panas *Crystallizer* (CR-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	17869,0536	-
Panas Produk	-	576654,6877
Panas Kristalisasi	558785,6341	-
<b>Total</b>	<b>576654,6877</b>	<b>576654,6877</b>

### V.1.7. Neraca Panas *Centrifuge*

Tabel V. 7 Neraca Panas *Centrifuge* (CF-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	3749,9141	-
Panas Produk 1	-	759,9120
Panas Produk 2	-	2990,0021
Pendingin	-	-
<b>Total</b>	<b>3749,9141</b>	<b>3749,9141</b>

### V.1.8. Neraca Panas *Rotary Dryer*

Tabel V. 8 Neraca Panas *Rotary Dryer* (RD-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	3545,1006	-
Panas Produk	-	12960,7847
Panas Udara	11857,6548	2441,9706
<b>Total</b>	<b>15402,7554</b>	<b>15402,7554</b>

### V.1.9. Neraca Panas *Cooler 1*

Tabel V. 9 Neraca Panas *Cooler 1* (CL-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	126801,9963	-
Panas Produk	-	99728,1909
Pendingin	-	27073,8054
<b>Total</b>	<b>126801,9963</b>	<b>126801,9963</b>

### V.1.10. Neraca Panas *Cooler 2*

Tabel V. 10 Neraca Panas *Cooler 2* (CL-02)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	108142,8387	-
Panas Produk	-	17869,0538
Pendingin	-	90273,7849
<b>Total</b>	<b>108142,8387</b>	<b>10814,8387</b>

### V.1.11. Neraca Panas *Cooler 3*

Tabel V. 11 Neraca Panas *Cooler 3* (CL-03)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	144082,2535	-
Panas Produk	-	12381,8867
Pendingin	-	131700,3668
<b>Total</b>	<b>144082,2535</b>	<b>144082,2535</b>

### V.1.12. Neraca Panas *Heat Exchanger 1*

Tabel V. 12 Neraca Panas *Heat Exchanger 1* (HE-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	2841,9395	-
Panas Produk	-	33389,0235
Panas Pemanas	30547,0839	-
<b>Total</b>	<b>33389,0235</b>	<b>33389,0235</b>

### V.1.13. Neraca Panas *Heat Exchanger 2*

Tabel V. 13 Neraca Panas *Heat Exchanger 2* (HE-02)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	1464,2152	-
Panas Produk	-	14650,3000
Panas Pemanas	13186,0848	-
<b>Total</b>	<b>14650,3000</b>	<b>14650,3000</b>

#### V.1.14. Neraca Panas *Heat Exchanger* 3

Tabel V. 14 Neraca Panas *Heat Exchanger* 3 (HE-03)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	655,6035	-
Panas Produk	-	40756,3591
Panas Pemanas	40100,7436	-
<b>Total</b>	<b>40756,3591</b>	<b>40756,3591</b>

#### V.1.15. Neraca Panas *Heat Exchanger* 4

Tabel V. 15 Neraca Panas *Heat Exchanger* 4 (HE-04)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	3538,4506	-
Panas Produk	-	22072,3794
Panas Pemanas	18533,9288	-
<b>Total</b>	<b>22072,3794</b>	<b>22072,3794</b>

#### V.1.16. Neraca Panas *Heat Exchanger* 5

Tabel V. 16 Neraca Panas *Heat Exchanger* 5 (HE-05)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	12415,0090	-
Panas Produk	-	22073,2948
Panas Pemanas	9658,2857	-
<b>Total</b>	<b>22073,2948</b>	<b>22073,2948</b>

#### V.1.17. Neraca Panas *Heat Exchanger* 6

Tabel V. 17 Neraca Panas *Heat Exchanger* 6 (HE-06)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kkal/jam)</b>	<b>Keluar (kkal/jam)</b>
Panas Umpan	15522.5193	-
Panas Produk	-	22073.2948
Panas Pemanas	6550.7755	-
<b>Total</b>	<b>22073.2948</b>	<b>22073.2948</b>

**BAB VI**  
**SPESIFIKASI ALAT**

**Tangki Penyimpanan**

Tabel VI. 1 Spesifikasi Alat Tangki Penyimpanan

<b>Keterangan</b>	<b>Tangki 1</b>	<b>Tangki 2</b>
Kode alat	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku $H_2SO_4$	Menyimpan Bahan Baku $C_6H_5CH_2CN$
Jenis	Silinder tegak vertikal	Silinder tegak vertikal
Kapasitas	333,8733 m <sup>3</sup>	480,7775 m <sup>3</sup>
Suhu Desain	30°C	30°C
Tekanan Desain	1 atm	1 atm
Spesifikasi:		
Diameter <i>Shell</i>	7,6200 m	9,1440 m
Tinggi <i>Shell</i>	7,3152 m	7,3152 m
Tinggi Atap	0,7214 m	1,3287 m
Tinggi Total	8,0668 m	8,6725 m
Ketebalan <i>Shell</i>	0,0079 m	0,0064 m
Bahan	<i>Stainless steels SA-167</i> <i>type 316</i>	<i>Stainless steels SA-167</i> <i>type 316</i>
Jumlah	1	1

**Mixer**

Tabel VI. 2 Spesifikasi Alat Tangki *Mixer*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Mixer</i></b>
Kode alat	T-01
Fungsi	Mengencerkan bahan baku $H_2SO_4$ 98% $H_2O$ sebelum masuk reaktor
Jenis	Tangki tegak berpengaduk
Kapasitas	0,4446 m <sup>3</sup>
Suhu Desain	30°C
Tekanan Desain	1 atm
Spesifikasi:	
Diameter <i>Mixer</i>	0,7061 m
Tinggi <i>Mixer</i>	1,0591 m

Tinggi Total	1,3927 m
Ketebalan <i>Shell</i>	0,0036 m
Bahan	<i>Stainless steels SA-167 type 316</i>
Jumlah	1

## Reaktor

Tabel VI. 3 Spesifikasi Alat Reaktor

Keterangan	Reaktor 1
Kode Alat	R-01
Fungsi	Meraksikan $C_6H_5CH_2CN$ , $H_2SO_4$ , dan $H_2O$ menjadi $C_6H_5CH_2COOH$ dan $NH_4HSO_4$
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Suhu Desain	100°C
Tekanan Desain	1 atm
Waktu Tinggal	3 jam
Spesifikasi:	
Volume Reaktor	10,2195 m <sup>3</sup>
Diameter	2,1241 m
Tinggi Total	3,1861 m
Tebal <i>Head</i>	0,0055 m
Tinggi <i>Shell</i>	3,0489 m
Ketebalan <i>Shell</i>	0,0048 m
Bahan	<i>Stainless steels SA-167 type 316</i>
Jumlah	1
Spesifikasi:	
Jenis Pengaduk	<i>Six-blade turbine, vertical blades</i>
Diameter	0,7080 m
Lebar	0,1770 m
Panjang	0,1416 m
Daya	9,0595 HP
Kecepatan	118,6397 rpm
Jumlah	1
Spesifikasi:	
Jenis Pendingin	Air hasil refrigerasi
Suhu Masuk	30°C
Suhu Keluar	60°C

Diameter	2,0421 m
Tebal <i>Shell</i>	0,0047 m
Tinggi	1,6979 m
Tinggi <i>Shell</i> Jacket	1,2695 m
Jumlah	1

## Decanter

Tabel VI. 4 Spesifikasi Alat *Decanter*

Keterangan	<i>Decanter</i>
Kode alat	DC-01
Fungsi	Memisahkan fraksi berat dan fraksi ringan keluaran reaktor
Jenis	Dekanter Silinder Horizontal
Kapasitas	1,5340 m <sup>3</sup>
Suhu Desain	30°C
Tekanan Desain	1 atm
Spesifikasi:	
Diameter <i>Decanter</i>	0,7311 m
Panjang <i>Decanter</i>	2,1934 m
Ketebalan Tangki	0,0048 m
Ketebalan <i>Shell</i>	0,0036 m
Bahan	<i>Stainless steels SA-167 type 316</i>
Jumlah	1

## Menara Distilasi 1

Tabel VI. 5 Spesifikasi Alat Menara Disitilasi

Keterangan	Menara Distilasi 1	Menara Distilasi 2
Kode alat	MD-01	MD-02
Fungsi	Memisahkan C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH dari komponen lainnya agar memenuhi spesifikasi produk yang diinginkan	Memisahkan NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub> dari dalam campuran
Jenis	<i>Plate tower dengan sieve tray</i>	<i>Plate tower dengan sieve tray</i>
Kondisi operasi:		
Tekanan	1 atm	1 atm

Suhu Umpan	201,0983°C	152,7129°C
Suhu Distilat	170,1364°C	135,0342°C
Suhu Bottom	252,9903°C	240,4551°C
Jumlah Plate	15	4
Ukuran Menara:		
Diameter Menara	1,1853 m	1,5535 m
Diameter Bawah	0,6374 m	0,7769 m
Tinggi Menara	7,8291 m	2,3816 m
Jenis <i>Head</i>	<i>Torispherical dished head</i>	<i>Torispherical dished head</i>
Tebal <i>Head</i>	0,1875 in	0,1875 in
Pipa Umpan	1,0490 in	1,0490 in
Pipa Menuju Kondenser	5,7610 in	5,7610 in
Jenis Bahan	<i>Stainless steels SA-167 type 316</i>	<i>Stainless steels SA-167 type 316</i>

## Crystallizer

Tabel VI. 6 Spesifikasi Alat *Crystallizer*

Keterangan	<i>Crystallizer</i>
Kode alat	CR-01
Fungsi	Mengkristalkan larutan $C_6H_5CH_2COOH$ menjadi kristal $C_6H_5CH_2COOH$
Jenis	<i>Swanson Walker Crystallizer</i>
Kapasitas	1,5340 m <sup>3</sup>
Suhu Desain	70°C
Tekanan Desain	1 atm
Suhu Bahan Kristal	35 °C
Waktu tinggal	0,22 jam
Spesifikasi:	
Lebar	0,5656 m
Panjang	3,0480 m
Kecepatan Pengaduk	0,08 HP
Umpan Masuk	1029,0078 kg/jam
Produk	17,1501 kg/jam
Bentuk	Semi Silinder
Media Pendingin	Air



Jumlah	1 buah
--------	--------

### Centrifuge

Tabel VI. 7 Spesifikasi Alat *Centrifuge*

Keterangan	<i>Centrifuge</i>
Kode alat	CR-01
Fungsi	Memisahkan larutan $C_6H_5CH_2COOH$ dari cairan yang masih terikut
Jenis	<i>Solid Bowl Centrifuge</i>
Kapasitas	1029,0078 kg/jam
Suhu Desain	35°C
Tekanan Desain	1 atm
Waktu tinggal	1 jam
Spesifikasi:	
Diameter <i>Bowl</i>	0,3556 m
Panjang <i>Bowl</i>	1,2446 m
Putaran <i>Helical Conveyor</i>	0,050 HP
Daya	20 HP
Panjang	0,6394 m
Tinggi	1,9181 m
Jumlah	1 buah

### Rotary Dryer

Tabel VI. 8 Spesifikasi Alat *Rotary Dryer*

Keterangan	<i>Rotary Dryer</i>
Kode alat	RD-01
Fungsi	Mengeringkan $C_6H_5CH_2COOH$ menjadi sampai kadar 98%
Jenis	<i>Counter Current Direct Heat Rotary Drier</i>
Kapasitas	1202,6937 kg/jam
Suhu Desain	35°C
Tekanan Desain	1 atm
Spesifikasi:	
Diameter <i>Drayer</i>	1,5 m
Tebal <i>Shell</i>	3,0480 m
Panjang RD	6 m

Volume RD	1,0599 m <sup>3</sup>
Kecepatan Kemiringan RD	4,2023 rpm
Kemiringan	4°
Waktu tinggal	1,2 jam
Power Motor	5 HP

## Reboiler

Tabel VI. 9 Spesifikasi Alat *Reboiler*

Keterangan	Reboiler-01	Reboiler-02
Kode Alat	RB-01	RB-02
Fungsi	Menguapkan cairan hasil bawah MD-01	Menguapkan cairan hasil bawah MD-02
Jenis Alat	<i>Kettle Reboiler</i>	<i>Kettle Reboiler</i>
Fluida Pemanas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
Luas Transfer Panas	58,7334 ft <sup>2</sup>	58,5373 ft <sup>2</sup>
Fluida Pendingin	<i>Light Organics</i>	<i>Light Organics</i>
Diameter luar Pipa	0,75 in	0,75 in
Uc	250,0000	250,0000
Ud	141,6224	122,2633
Bahan Konstruksi	<i>Plate Steel SA.283 Grade C</i>	<i>Plate Steel SA.283 Grade C</i>

## Heat Exchanger

Tabel VI. 10 Spesifikasi Alat *Heat Exchanger*

Keterangan	<i>Heat Exchanger-01</i>	<i>Heat Exchanger-02</i>	<i>Heat Exchanger-03</i>
Kode Alat	HE-01	HE-02	HE-03
Fungsi	Memanaskan umpan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> menuju ke Reaktor-01 dari suhu 30°C menjadi 80 °C	Memanaskan umpan C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN menuju ke Reaktor-01 dari suhu 30°C menjadi 70 °C	Memanaskan larutan keluaran bawah Dekanter-01 dari suhu 85°C menjadi 152,7129°C
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Exchanger</i>

Bahan	<i>Stainless steels</i> SA-167 type 316	<i>Stainless steels</i> SA-167 type 316	<i>Stainless steels</i> SA-167 type 316
Spesifikasi			
ID	8 in	8in	8
OD	1 in	1 in	1 in
A	0,3925 ft <sup>2</sup> /ft	0,3925 ft <sup>2</sup> /ft	0,3925 ft <sup>2</sup> /ft
RD	0,0242 (hr.ft2.°F)/Btu	0,1800 (hr.ft2.°F)/Btu	0,0430 (hr.ft2.°F)/Btu

<b>Keterangan</b>	<b><i>Heat Exchanger-04</i></b>	<b><i>Heat Exchanger-05</i></b>	<b><i>Heat Exchanger-06</i></b>
Kode Alat	HE-04	HE-05	HE-06
Fungsi	Memanaskan larutan keluaran atas Dekanter-01 dari suhu 85°C menjadi 201,0983°C	Memanaskan umpan C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN menuju ke Reaktor-01 dari suhu 70°C menjadi 100 °C	Memanaskan umpan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> menuju ke Reaktor-01 dari suhu 80°C menjadi 100 °C
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless steels</i> SA-167 type 316	<i>Stainless steels</i> SA-167 type 316	<i>Stainless steels</i> SA-167 type 316
Spesifikasi			
ID	8 in	8 in	8 in
OD	1 in	1 in	1 in
A	0,2618 ft <sup>2</sup> /ft	0,2091 ft <sup>2</sup> /ft	0,2618 ft <sup>2</sup> /ft
RD	0,0351 (hr.ft2.°F)/Btu	0,1367 (hr.ft2.°F)/Btu	0,3121 (hr.ft2.°F)/Btu

## Cooler

Tabel VI. 11 Spesifikasi Alat *Cooler*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Cooler-01</i></b>	<b><i>Cooler-02</i></b>	<b><i>Cooler-03</i></b>
Kode Alat	CL-01	CL-02	CL-03
Fungsi	Mendinginkan hasil keluaran Reaktor-01 dari	Mendinginkan keluaran bawah MD-01 sebelum masuk ke	Mendinginkan keluaran bawah MD-02 sebelum dikirim ke UPL

	suhu 100°C menjadi 85°C	<i>Crystallizer</i> dari suhu 252°C menjadi 70°C	dari suhu 240°C menjadi 50°C
Jenis	<i>Shell and Tube Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless steels SA-167 type 316</i>	<i>Stainless steels SA-167 type 316</i>	<i>Stainless steels SA-167 type 316</i>
Spesifikasi:			
ID	12 in	12 in	12 in
OD	1,50 in	1,50 in	1,50 in
A	1,8750 in	1,8750 in	1,8750 in
RD	0,0179 (hr.ft2.°F)/Btu	0,0334 (hr.ft2.°F)/Btu	0,0375 (hr.ft2.°F)/Btu

### Condenser

Tabel VI. 12 Spesifikasi Alat *Condenser*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Condenser -01</i></b>	<b><i>Condenser -02</i></b>
Kode Alat	CD-01	CD-02
Fungsi	Mengembunkan uap hasil MD-01	Mengembunkan uap hasil MD-02
Jenis Alat	<i>Shell and Tubes Exchanger</i>	<i>Shell and Tubes Exchanger</i>
<i>Hot Fluid</i>	Uap	Uap
<i>Cold Fluid</i>	<i>Water</i>	<i>Water</i>
Diameter luar Pipa	0,732 in	1,110 in
Uc	75,7923	33,0918
Ud	48,8095	28,2886
Bahan Konstruksi	<i>Plate Steel SA. 283 Grade C</i>	<i>Plate Steel SA. 283 Grade C</i>

### Accumulator

Tabel VI. 13 Spesifikasi Alat *Accumulator*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Accumulator-01</i></b>	<b><i>Accumulator-02</i></b>
Kode Alat	ACC-01	ACC-02
Fungsi	Menampung arus keluaran Kondenser-01	Menampung arus keluaran Kondenser-02

Jenis Alat	Tangki Silinder Horizontal	Tangki Silinder Horizontal
Diameter	0,1509 m	0,1106 m
Panjang	1,0661 m	0,8176 in
Tebal	0,1875 in	0,1875 m
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steels SA-167 type 316</i>	<i>Stainless steels SA-167 type 316</i>

### Cooling Conveyor

Tabel VI. 14 Spesifikasi Alat *Screw Conveyor*

Keterangan	<i>Cooling Conveyor</i>
Kode alat	CC-01
Fungsi	Alat untuk mengangkut produk dari Kristallizer-01 menuju <i>Centrifuge-01</i>
Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor-Rotary Cutoff Valve</i>
Spesifikasi:	
Diameter <i>Belt</i>	2 in
Panjang <i>Belt</i>	25 m
<i>Power Motor</i>	0,5 HP
Kapasitas	1,2348 ton/jam
Jumlah	1

### Screw Conveyor

Tabel VI. 15 Spesifikasi Alat *Screw Conveyor*

Keterangan	<i>Screw Conveyor</i>
Kode alat	SC-01
Fungsi	Alat untuk mengangkut produk dari centrifuge-01 ke rotary dryer-01
Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor-Rotary Cutoff Valve</i>
Spesifikasi:	
Diameter <i>Belt</i>	3 in
Panjang <i>Belt</i>	14 m
<i>Power Motor</i>	2 HP
Kapasitas	979,5840 kg/jam
Jumlah	1

## Hopper

Tabel VI. 16 Spesifikasi Alat *Hopper*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Hopper</i></b>
Kode alat	H-01
Fungsi	Menampung sementara Kristal $C_6H_5CH_2COOH$ sebelum masuk ke silo
Jenis	<i>Cylindrical Vessel</i> dengan dasar <i>Conical</i>
Kapasitas	979.5840 kg/jam
Spesifikasi:	
Diameter	0,0779 m
Tinggi <i>Shell</i>	0,1557 m
Tinggi <i>Bottom</i>	0,0631 m
Tinggi Total	0,2188 m
Bahan	<i>Stainless steel SA-167 Type 136</i>
Jumlah	1 buah

## Bucket Elevator

Tabel VI. 17 Spesifikasi Alat *Bucket Elevator*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Bucket Elevator</i></b>
Kode alat	BE-01
Fungsi	Mengangkut $C_6H_5CH_2COOH$ dari <i>Belt Conveyor</i> menuju Hopper
Jenis	<i>Continous - Bucket Elevator</i>
Kapasitas	965,8748 kg/jam
Spesifikasi:	
Jarak <i>Bucket</i>	8 in
Tinggi <i>Elevator</i>	25 ft
Lebar <i>Belt</i>	7 in
Power Motor	0,6897 HP
Bahan	<i>Canvas Rubber</i>
Jumlah	1 buah

## Belt Conveyor

Tabel VI. 18 Spesifikasi Alat *Belt Conveyor*

<b>Keterangan</b>	<b><i>Belt Conveyor</i></b>
Kode alat	BC-01
Fungsi	Mengangkut menuju $C_6H_5CH_2COOH$ <i>Bucket Elevator</i>
Jenis	<i>Flat Belt</i>
Kapasitas	965,8748 kg/jam
Spesifikasi:	
Jarak <i>Bucket</i>	50 ft
Tinggi <i>Elevator</i>	10 m
Lebar <i>Belt</i>	1,5 ft
Power Motor	0,0047 HP
Bahan	<i>Canvas Rubber</i>
Jumlah	1 buah

## Silo

Tabel VI. 19 Spesifikasi Alat Silo

<b>Keterangan</b>	<b>Silo</b>
Kode alat	CR-01
Fungsi	Menyimpan produk $C_6H_5CH_2COOH$
Jenis	<i>Cylindrical Vessel</i> dengan dasar <i>Conical</i>
Kapasitas	1,1563 m <sup>3</sup>
Spesifikasi:	
Diameter	0,8793 m
Tinggi <i>Shell</i>	1,7586 m
Tinggi <i>Bottom</i>	0,4397 m
Tinggi Total	2,1983 m
Bahan	<i>Stainless steels SA-167 type 316</i>
Jumlah	1 buah

## Pompa

Tabel VI. 20 Spesifikasi Alat Pompa

Keterangan	Pompa-01	Pompa-02	Pompa-03	Pompa-04
Kode Alat	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi	Mengalirkan bahan baku H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ke Tangki-01	Mengalirkan bahan baku C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN ke Tangki-02	Mengalirkan bahan baku H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ke Mixer-01	Mengalirkan bahan baku H <sub>2</sub> O ke Mixer-01
Jenis	<i>Multi Stage Centrifugal</i>	<i>Multi Stage Centrifugal</i>	<i>Multi Stage Centrifugal</i>	<i>Multi Stage Centrifugal</i>
Spesifikasi:				
D nominal	0,3756 in	0,2281 in	0,3756 in	0,2281 in
OD	0,6750 in	0,8400 in	0,6750 in	0,5400 in
Sch	40	40	40	40
ID	0,4930	0,6620 in	0,4930 in	0,3640 in
Flow Area per pipe (at)	0,1920 in <sup>2</sup>	0,8400 in <sup>2</sup>	0,1920 in <sup>2</sup>	0,0007 in <sup>2</sup>
Kapasitas Pompa	3,1682 gpm	5,6291 gpm	5,6291 gpm	1,4284 gpm
Head Pompa	23,0036 m	17,3521 m	23,0036 m	12,7904 m
Power Pompa	0,5000 HP	0,5000 HP	0,5000 HP	0,5000 HP
Power Motor	0,75 HP	0,75 HP	0,75 HP	0,75 HP
Efisiensi Motor	80 %	80%	80%	80%

Keterangan	Pompa-05	Pompa-06	Pompa-07	Pompa-08
Kode Alat	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan bahan baku C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN dari Tangki-2 ke Reaktor-01	Mengalirkan komponen keluaran Mixer-01 ke Reaktor-01	Mengalirkan komponen dari Reaktor-01 ke Dekanter-01	Mengalirkan komponen dari Dekanter-01 ke Menara Distilasi-02
Jenis	<i>Multi Stage Centrifugal</i>	<i>Multi Stage Centrifugal</i>	<i>Multi Stage Centrifugal</i>	<i>Multi Stage Centrifugal</i>
Spesifikasi:				
D nominal	0,4636 in	0,4461 in	0,9798 in	0,6058 in
OD	0,8400 in	0,8400 in	1,3200 in	1,0500 in



<i>Sch</i>	40	40	40	40
ID	0,6220 in	0,6220 in	1,0490 in	0,8240 in
Flow Area per pipe (at)	0,3040 in <sup>2</sup>	0,3040 in <sup>2</sup>	0,8640 in <sup>2</sup>	0,5340 in <sup>2</sup>
Kapasitas Pompa	5,6291 gpm	4,5965 gpm	29,3072 gpm	11,0646 gpm
<i>Head</i> Pompa	23,1658 m	21,6536 m	109,2776 m	53,9734 m
Power Pompa	0,5000 HP	0,5000 HP	0,5000 HP	0,5000 HP
Power Motor	0,75 HP	0,75 HP	0,75 HP	0,75 HP
Efisiensi Motor	80 %	80%	80%	80%

<b>Keterangan</b>	<b>Pompa-09</b>	<b>Pompa-10</b>	<b>Pompa-11</b>	<b>Pompa-12</b>
Kode Alat	P-09	P-10	P-11	P-12
Fungsi	Mengalirkan komponen dari Dekanter-01 ke Menara Distilasi-01	Mengalirkan hasil atas Menara Distilasi-02 ke Reaktor-01	Mengalirkan hasil atas Menara Distilasi-01 ke Reaktor-01	Mengalirkan hasil bawah Menara Distilasi-01 ke Crystallizer-01
Jenis	<i>Multi Stage Centrifugal</i>	<i>Multi Stage Centrifugal</i>	<i>Multi Stage Centrifugal</i>	<i>Multi Stage Centrifugal</i>
Spesifikasi:				
D nominal	0,7460 in	0,4262 in	0,4821 in	0,5882 in
OD	1,3200 in	0,8400 in	0,8400 in	1,0500 in
<i>Sch</i>	40	40	40	40
ID	1,0490 in	0,6220 in	0,6220 in	0,8240 in
Flow Area per pipe (at)	0,8640 in <sup>2</sup>	0,3040 in <sup>2</sup>	0,3040 in <sup>2</sup>	0,0580 in <sup>2</sup>
Kapasitas Pompa	17,8533 gpm	5,7356 gpm	7,8252 gpm	11,6820 gpm
<i>Head</i> Pompa	30,2798 m	102,7245 m	129,1958 m	45,4375 m
Power Pompa	0,5000 HP	0,5000 HP	0,5000 HP	0,5000 HP
Power Motor	0,75 HP	0,75 HP	0,75 HP	0,75 HP
Efisiensi Motor	80 %	80%	80%	80%

<b>Keterangan</b>	<b>Pompa-13</b>	<b>Pompa-14</b>
Kode Alat	P-13	P-14

Fungsi	Mengalirkan hasil bawah Kondenser-01 ke Menara Distilasi-01	Mengalirkan hasil bawah Kondenser-02 Menara Distilasi-02
Jenis	<i>Multi Stage Centrifugal</i>	<i>Multi Stage Centrifugal</i>
Spesifikasi:		
D nominal	0,4821 in	0,4930 in
OD	10,8400 in	0,8400 in
<i>Sch</i>	40	40
ID	0,6220 in	0,6220 in
Flow Area per pipe (at)	0,3040 in <sup>2</sup>	0,3040 in <sup>2</sup>
Kapasitas Pompa	7,8261 gpm	8,3124 gpm
<i>Head Pompa</i>	44,6030 m	49,6881 m
Power Pompa	0,5000 HP	0,5000 HP
Power Motor	0,75 HP	0,75 HP
Efisiensi Motor	80 %	80%

## **BAB VII**

### **UTILITAS**

Demi kelancaran jalannya proses produksi, suatu pabrik memerlukan sarana penunjang. Sarana penunjang merupakan sarana lain selain bahan baku yang diperlukan agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Salah satu faktor penunjang kelancaran suatu produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Unit-unit yang termasuk dalam unit utilitas adalah sebagai berikut:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (Water System)
2. Unit Pembangkit Steam (Steam Generation System)
3. Unit Pembangkit Listrik (Instrument Air System)
4. Unit Penyedia Bahan Bakar
5. Unit Pengolahan Limbah
6. Unit Laboratorium

#### **Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

##### **VII.1.1 Unit Penyediaan Air**

Umumnya, suatu industri menggunakan air sumur, air Sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Namun karena dalam perancangan pabrik Asam Fenil Asetat ini pabrik direncanakan untuk didirikan di Kawasan industry, sehingga penyediaan air disuplai dari Kawasan industry itu sendiri dan juga Badan Usaha Milik Daerah (BUMD).

Air yang diperlukan untuk pabrik Asam Fenil Asetat ini adalah:

##### **a. Air Pendingin**

Pada umumnya, air dimanfaatkan sebagai media pendingin karena beberapa faktor berikut:

- 1) Air merupakan materi yang dapat diperleh dalam jumlah yang besar.
- 2) Air mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- 3) Air dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi per satuan volume.
- 4) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam Batasan dengan adanya oerubahan temperatur pendingin.

## 5) Tidak terdekomposisi

Hal-hal yang perlu diperhatikan pada air pendingin:

- 1) Kesadahan, yang dapat menyebabkan kerak
- 2) Oksigen terlarut, yang dapat menimbulkan korosi
- 3) Minyak, penyebab terganggunya film corrosion inhibitor menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.

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

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

- 1) Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi  
Korosi yang terjadi dalam boiler dapat disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, dan NH<sub>3</sub>. O<sub>2</sub> masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.
- 2) Zat yang dapat menyebabkan kerak (*Scale Forming*)  
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan *silica*.
- 3) Zat yang menyebabkan *foaming*  
Air yang diambil Kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalitas tinggi.

## c. Air Domestik

Air domestik adalah air yang akan digunakan untuk keperluan domestik. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, dan masjid. Air domestik harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- 1) Syarat fisika, meliputi:
  - Suhu : Dibawah suhu udara
  - Warna : Jernih
  - Rasa : Tidak berasa
  - Bau : Tidak berbau

- 2) Syarat kimia, meliputi:
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlalu dalam air serta tidak mengandung bakteri.
- d. Sebagai pemadam kebakaran (*hydrant*) dan alat-alat pemadam lain.

### VII.1.2 Unit Pengolahan Air

Adapun beberapa tahap proses pengolahan air, diantaranya:

#### 1. Clarifier

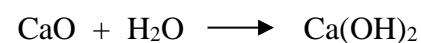
Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan desinfektan maupun dengan penggunaan ion exchanger.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

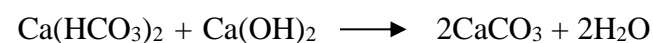
- a.  $\text{Al}_2(\text{SO}_4) \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  (Tawas)
- b.  $\text{Na}_2\text{CO}_3$

#### 1) Kesadahan Sementara

Mengandung senyawa  $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2$ . Untuk menghilangkan kesadahan sementara, digunakan larutan kapur  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  yang diperoleh dari  $\text{CaO}$  yang larut dalam air. Reaksi yang terjadi adalah:



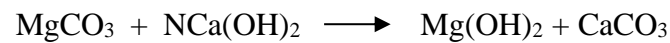
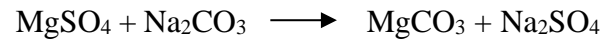
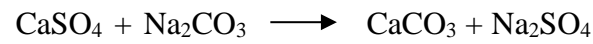
$\text{Ca}(\text{OH})_2$  ditambahkan ke dalam air sadah dengan tujuan menghilangkan kesadahan sementara, menurut reaksi:



Dari reaksi diatas terlihat larutan kapur  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  selain berfungsi untuk menghilangkan kesadahan sementara, juga berfungsi untuk menciptakan suasana basa pada air sehingga dapat membantu proses koagulasi oleh alum menjadi lebih efektif.

## 2) Kesadahan Tetap

Yaitu air mengandung senyawa-senyawa.  $\text{CaSO}_4$ ,  $\text{MgSO}_4$ ,  $\text{MgCO}_3$ . Untuk menghilangkan kesadahan tetap, digunakan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  menurut reaksi:



Pada proses pembentukan *flock* melalui penambahan tawas, selain menyebabkan terjadinya endapan, yang membentuk gas  $\text{CO}_2$  yang sebenarnya harus dihindarkan keberadaannya di dalam tangki atau alat proses. Gas  $\text{CO}_2$  akan dibebaskan dari air sehingga gas ini tidak mengganggu dalam proses dan dalam tangki itu sendiri.

### 2. Penyaringan *Sand Filter*

3. Pada tahapan ini air dilewatkan melalui penyaring yang berbentuk semacam *bed* yang berisi pasir dan kerikil. Air yang keluar dari *sand filter* ditampung di dalam bak penampung air bersih. Setelah melalui bagian ini, air siap didistribusikan ke setiap ke setiap bagian unit sesuai dengan keperluannya. Untuk keperluan kantor, perumahan, poliklinik, maka air bersih yang ada dalam bak penampung unit air minum ditambahkan gas klorin untuk membunuh kuman. Sedangkan air yang digunakan untuk air proses dan air pendingin reaktor dapat langsung dialirkan dari bak penampung menuju proses.

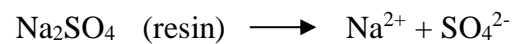
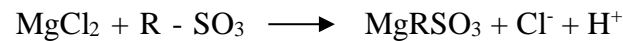
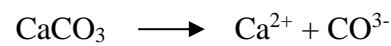
### 4. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses Demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silika lebih kecil dari 0,02 ppm.

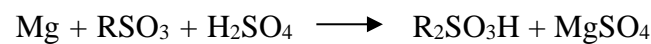
Tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

#### a. KEA (*Cation Exchanger*)

*Cation exchanger* ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti dengan ion  $H^+$  sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ . Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



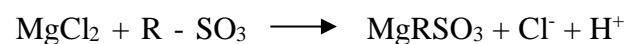
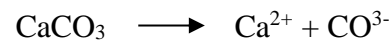
Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat. Reaksinya sebagai berikut:



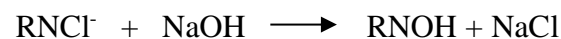
b. AEA (*Anion Exchanger*)

*Anion exchanger* berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti  $CO_3^{2-}$ ,  $Cl^-$ , dan  $SO_4^{2-}$  akan membentuk garam resin tersebut.

Reaksi:

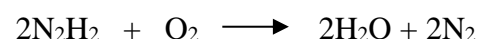


Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Reaksi yang terjadi:



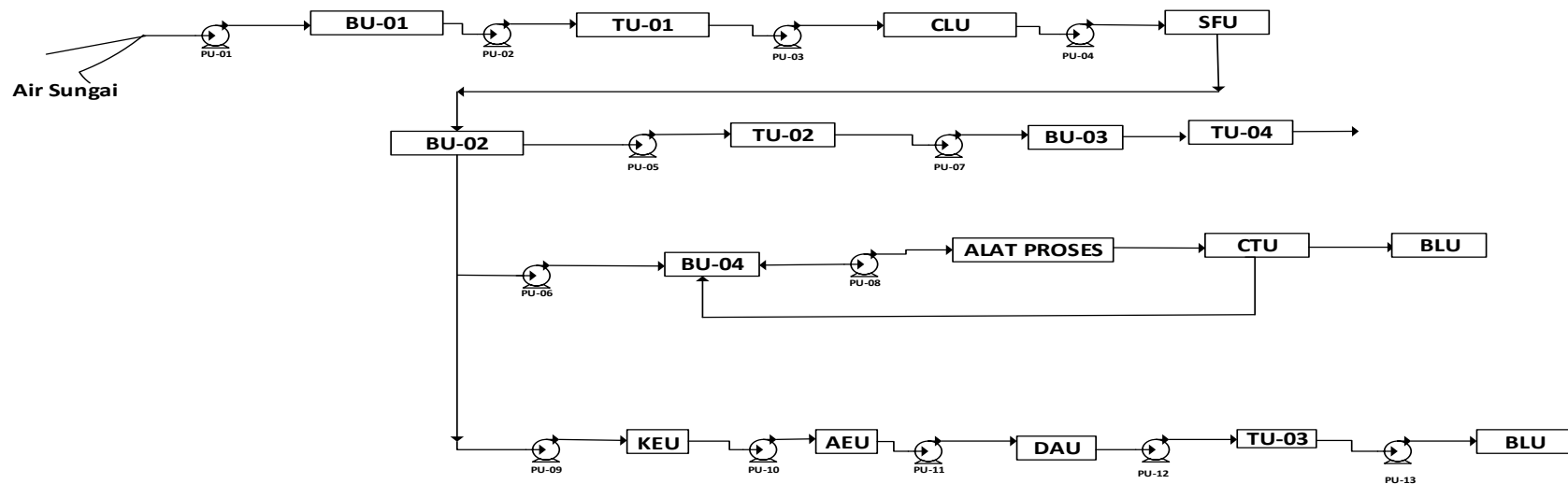
c. Deaerasi

Deaerasi merupakan proses penghilangan gas-gas terlarut seperti  $O_2$  dan  $CO_2$  dari air umpan ketel (*boiler*). Gas-gas ini perlu dihilangkan terlebih dahulu agar tidak menyebabkan kerak (*scale*) pada *tube boiler* dan korosi. Air yang mengalami demineralisasi dipompa menuju deaerator dan diinjeksikan hidrasi ( $N_2H_4$ ) untuk mengikat gas yang terkandung dalam air. Reaksi yang terjadi:



Air keluaran deaerator ini kemudian dialirkan menggunakan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

Diagram alir pengolahan air baku dapat dilihat pada Gambar VII.1 berikut ini.



Keterangan :			
1. BU-01 : Bak pengendapan awal	5. BU-02: Bak Penampungan Awal	9. BU-04 : Bak Air Pendingin	13. AEU : Anion Exchange
2. TU-01 : Premix Tank	6. TU-02: Tangki Klorinator	10. CTU : Cooling Tower	14. DAU : Daerator
3. CLU : Clarifier	7. BU-03: Bak Distribusi	11. BLU : Boiler	15. TU-03 : Boiler Feed Water Tank
4. SFU : Sand filter	8. TU-04: Tangki Penampungan	12. KEU : Anion Exchanger	16. PU : Pompa

Gambar VII. 1 Diagram Alir Pengolahan Air



### VII.1.3 Kebutuhan Air

#### 1. Air Pembangkit *Steam*

Kebutuhan air pembangkit *steam* ditunjukkan pada tabel VII.1 berikut ini.

Tabel VII. 1 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	718,2356
HE-02	1746,0131
HE-03	1387,9270
HE-04	454,7106
HE-05	228,3915
HE-06	154,9076
RB-01	71,9964
RB-02	72,2277
Total	4834,4096

Diprediksikan air yang hilang pada saat *blow down* sebanyak 20% dari kebutuhan air untuk membuat *steam*.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air } \textit{blow down} \text{ boiler} &= 20\% \times 4834,4096 \text{ kg/jam} \\ &= 966.8819 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

#### 2. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin ditunjukkan pada Tabel VII.2 berikut ini.

Tabel VII. 2 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
R-01	106,2180
CL-01	144,1872
CL-02	480,7718
CL-03	702,6301
CR-01	199752,7977
CC-01	5523,2807
CD-01	25429,8399
CD-02	51580,2119
Total	283719,9373

Diprediksi air yang hilang pada saat *make-up* sebanyak 20% dari kebutuhan air untuk membuat air pendingin.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air } \textit{make-up} \text{ pendingin} &= 20\% \times 263719.9373 \text{ kg/jam} \\ &= 56743,9875 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

3. Air Rumah Tangga dan Sanitasi

Pabrik dirancang mempunyai mess tempat tinggal sebanyak 30 rumah dengan tiap penghuni rumah sebanyak 4 orang. Dianggap kebutuhan air tiap orang sebanyak 100 kg/hari.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air rumah tangga dan sanitas} &= (100 \times 4 \times 30) \text{ kg/jam} \\ &= 12000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

4. Air Perkantoran

Kebutuhan air perkantoran dapat dilihat pada tabel VII.3 berikut ini.

Tabel VII. 3 Kebutuhan Air Perkantoran

Penggunaan	Kebutuhan (kg/hari)
Air Karyawan	11100
Bengkel, Pos Satpam	200
Poliklinik, Kantor	3800
Laboratorium, Control Room	500
Pemadam Kebakaran, Aula	1000
Masjid, Kantin, Taman	1500
Total	18100

### Unit Pembangkit Steam

*Steam* yang harus dibangkitkan adalah *steam* jenuh sebanyak 6961.5499 kg/jam dengan jenis *water tube boiler*.

### **Unit Pembangkit Listrik**

Kebutuhan tenaga listrik dapat diperoleh dari sumber-sumber berikut :

- Suplai dari Perusahaan Listrik Negara (PLN)
- Pembangkit tenaga listrik sendiri (*Generator Set*)

Pada perancangan pabrik Asam Fenil Asetat ini, kebutuhan tenaga listrik diperoleh dari suplai pembangkit listrik PLN dan generator sebagai cadangan.

Kebutuhan listrik yang dibutuhkan meliputi :

1. Listrik untuk kebutuhan alat proses dan utilitas = 798,4438 kW.
2. Listrik untuk kebutuhan instrumentasi dan kontrol = 39,9222 kW.
3. Listrik untuk kebutuhan laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain = 199,6110 kW

Total kebutuhan listrik sebesar 1274,7881 kW digunakan sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses, keperluan pengolahan proses, keperluan pengolahan air, peralatan-peralatan elektronik atau listrik AC, maupun untuk penerangan. Listrik disuplai dari PLN dan dari generator sebagai cadangan apabila listrik dari PLN mengalami gangguan. Sehingga listrik cadangan yang dihasilkan generator adalah sebesar 1300 kVA.

### **Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Unit penyediaan bahan bakar bertugas untuk menyediakan bahan bakar guna menghidupkan boiler dan generator. Boiler dan generator menggunakan bahan bakar berupa solar. Pada generator memiliki kapasitas sebesar 600 kW, maka tenaga yang akan disediakan oleh unit bahan bakar adalah sebesar 600 kW. Bahan bakar solar yang digunakan berupa *LowerNet Heating Value* (LHV) sebesar 33,4470 kJ/kg dengan efisiensi pembakaran 75%.

Selengkapnya untuk kebutuhan bahan bakar solar adalah sebagai berikut:

- Untuk menghidupkan boiler = 392,0623 kg/jam

- Untuk menghidupkan generator = 86,1064 kg/jam

### **Unit Pengolahan Limbah**

Limbah yang dihasilkan pabrik Asam Fenil Asetat ini harus diolah terlebih dahulu di unit pengolahan limbah sebelum dibuang agar tidak mencemari lingkungan. Adapun sumber-sumber limbah pada pabrik Asam Fenil Asetat ini sebagai berikut:

1. Limbah Proses

Limbah proses ini berupa limbah cair, yaitu senyawa organik yang terakumulasi pada akhir proses yang tidak dapat digunakan kembali.

2. Limbah cair hasil pencucian peralatan pabrik

Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik.

3. Limbah domestik dan kantor

Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi klorin. Klorin ini berfungsi sebagai desinfektan untuk membunuh mikroorganisme yang dapat menimbulkan penyakit.

4. Limbah laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses. Limbah Laboratorium termasuk kategori limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) sehingga dalam penanganannya harus dikirimkan ke pengumpul limbah B3 sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 18 Tahun 1999 tentang pengolahan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun. Dalam pengolahan limbah B3 dikirim ke PT. Putra Restu Ibu Abadi (PRIA) Kecamatan Jetis, Kabupaten Mojokerto. Pengolahan limbah cair pabrik ini dilakukan dengan menggunakan

*bioseptic tank* mengikat limbah yang dihasilkan tidak menghasilkan BOD yang tinggi.

Tahapan pengolahan limbah proses cair dapat dilakukan sebagai berikut :

a. Pengolahan Primer

Tahap pengolahan primer limbah cair sebagian besar merupakan proses pengolahan secara fisika.

1) Pengendapan

Setelah melalui tahap pengolahan awal, limbah cair akan dialirkan ke tangki atau bak pengendapan. Metode pengendapan adalah metode pengolahan utama dan yang paling banyak digunakan pada proses pengolahan primer limbah cair. Berfungsi untuk mengendapkan padatan terlarut dari air limbah. Koagulan yang digunakan untuk mengendapkan partikel adalah  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ . Air limbah yang sudah bersih dari endapan kemudian dialirkan menuju bak penetralisasi.

2) Netralisasi

Pada tahap ini meliputi pengolahan secara fisika maupun kimia, penambahan *disinfektan* dan dengan penggunaan *ion exchanger*. Proses pengolahan diawali dengan limbah cair diumpankan ke dalam tangki, kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia berupa  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$  dan  $\text{CaOH}$  5%. Air limbah kemudian dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan partikel padat lainnya, dengan cara menginjeksikan alum ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ), koagulan *acid* sebagai pembantu pembentukan *sludge* dan  $\text{CaOH}$  5% sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di-*blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

b. Pengolahan Sekunder

Tahap pengolahan sekunder merupakan proses pengolahan secara biologis, yaitu dengan melibatkan mikroorganisme yang dapat mengurai/mendegradasi

bahan organik. Mikroorganisme yang digunakan umumnya adalah bakteri aerob. Metode yang digunakan adalah *activated sludge* dengan tujuan untuk lebih menetralkan sisa asam yang masih ada. Pada metode *activated sludge* atau lumpur aktif, limbah cair dialirkan ke sebuah tangki dan didalamnya limbah dicampur dengan lumpur yang kaya akan bakteri aerob. Proses degradasi berlangsung di dalam tangki tersebut selama beberapa jam, dibantu dengan pemberian gelembung udara aerasi (pemberian oksigen). Aerasi dapat mempercepat kerja bakteri dalam mendegradasi limbah. Selanjutnya, limbah disalurkan ke tangki pengendapan untuk mengalami proses pengendapan, sementara lumpur yang mengandung bakteri disalurkan kembali ke tangki aerasi. Limbah yang telah melalui proses ini dapat dibuang ke lingkungan atau diproses lebih lanjut jika masih diperlukan.

c. Pengolahan Tersier

d. Pengolahan tersier dilakukan jika setelah pengolahan primer masih terdapat zat yang berbahaya bagi lingkungan dan nilai pH yang belum memenuhi syarat. Contoh metode pengolahan tersier yang dapat digunakan adalah metode saringan pasir, saringan multimedia, *precoal filter*, *microstraining*, *vacuum filter*, penyerapan dengan karbon aktif, pengurangan besi dan mangan, dan osmosis bolak-balik.

e. Desinfeksi

Desinfeksi bertujuan untuk mengurangi mikroorganisme patogen yang ada dalam limbah cair. Proses pengolahan dengan cara ini dilakukan secara kimia, dengan menambahkan senyawa tertentu maupun dengan perlakuan fisik. Zat yang umum digunakan dalam pengolahan ini adalah klorin ( $\text{Cl}_2$ ) maupun kaporit ( $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ ).

f. Pengolahan Lumpur (*Sludge Treatment*)

Setiap tahap pengolahan limbah cair, baik primer, sekunder, maupun tersier, akan menghasilkan endapan polutan berupa lumpur. Lumpur tersebut tidak dapat dibuang secara langsung, melainkan perlu diolah lebih lanjut. Endapan lumpur hasil pengolahan limbah biasanya akan diolah dengan cara diurai/dicerna secara anaerob (*anaerob digestion*), kemudian disalurkan

kebeberapa alternatif, yaitu dibuang ke laut atau ke laham pembuangan (*landfill*), dijadikan pupuk kompos, atau dibakar (*incinerated*). Diagram alir sistem pengolahan limbah ini dapat dilihat pada Gambar VII.2.

g. Limbah Laboratorium

Keberadaan laboratorium dalam suatu pabrik sangat penting untuk mengendalikan mutu dan kualitas produksi. Pengendalian ini harus dilakukan secara rutin dan berkesinambungan. Selain berperan sebagai sara pemeriksaan mutu, peran lain keberadaan laboratorium ini adalah pengendalian pencemaran lingkungan.

1) Tugas Pokok Laboratorium

- Memeriksa bahan baku benzil sianida dan asam sulfat yang akan digunakan untuk diuji kualitasnya terlebih dahulu sebelum dipindahkan ke tangki penyimpanan
- Memeriksa bahan pembantu yang akan digunakan selama proses produksi
- Menganalisa dan meneliti produk asam fenil asetat yang akan dipasarkan
- Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
- Memeriksa kadar buangan/limbah sebelum dibuang ke lingkungan.

2) Program Kerja Laboratorium

- Laboratorium Fisik (Pengamatan)
 

Laboratorium ini melakukan analisa secara fisika terhadap semua aliran yang berasal dari produksi maupun tangki. Pengamatan dan pemeriksaan dilakukan terhadap bahan baku (viskositas, densitas, kemurnian, dan titik didih), produk (kemurnian, *specific gravity*), utilitas (pH keasaman/kebasaan), dan *hardness*.
- Laboratorium Analitik
 

Laboratorium ini melakukan analisa secara kimiawi terhadap bahan baku (*impurities*), bahan pembantu, produk akhir, analisa air (kandungan logam berat).

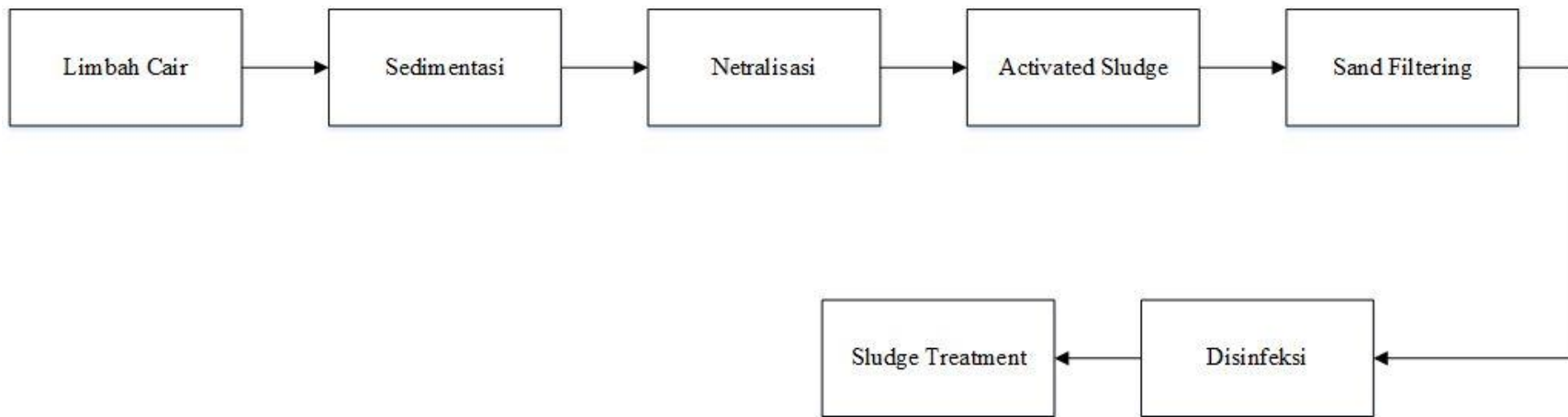
- Laboratorium Perlindungan Lingkungan

Laboratorium ini memiliki peranan sangat penting dalam sebuah pabrik. Laboratorium ini melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait proses untuk meningkatkan hasil akhir.

3) Alat-alat Utama Laboratorium

- *Water content Tester*, untuk menganalisa kadar air dalam produk
- *Viscometer Bath*, untuk mengukur viskositas produk keluar dari reaktor.
- *Hydrometer*, untuk mengukur *specific gravity* *Thermoline*, untuk mengukur titik leleh.





Gambar VII. 2 Unit Pengolahan Limbah

## **BAB VIII**

### **LAYOUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES**

#### **Lokasi Pabrik**

##### **VIII.I Unit Pengolahan Limbah**

Lokasi pabrik memiliki dampak yang signifikan terhadap keberlangsungan suatu industri, baik dari hasil bisnis maupun prospek pertumbuhan pabrik di masa depan. Penentuan Lokasi pabrik didasarkan pada banyak pertimbangan, seperti kemudahan operasional dan perencanaan masa depan, jarak dengan sumber bahan baku dan bahan pendukung, letak ke pasar penunjang, akses transportasi, ketersediaan tenaga kerja, kondisi sosial, dan faktor-faktor lainnya. Berdasarkan dengan berbagai pertimbangan tersebut, maka pabrik Asam Fenil Asetat direncanakan untuk didirikan di Kawasan Industri Tangerang, Banten. Adapun faktor-faktor yang dijadikan pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain:

##### **VIII.1.1 Ketersediaan Bahan Baku**

Bahan baku merupakan salah satu faktor utama dalam penentuan lokasi dari suatu pabrik untuk kelangsungan operasionalnya. Sebaiknya, pabrik terletak dekat dengan sumber bahan baku untuk memastikan kelancaran transportasi dan meminimalkan biaya transportasi. Ketersediaan Asam Sulfat sebagai bahan baku untuk produksi dapat diperoleh dari PT Indonesian Acids Industry Ltd, Pulogadung, Jakarta Timur. Namun, bahan baku Benzil Sianida harus diimpor dari Shanghai Richem International Co., Ltd., China. Sementara itu, Air disuplai dari Kawasan Industri Tangerang dan Badan Usaha Milik Daerah (BUMD).

##### **VIII.1.2 Wilayah Pemasaran Produk**

Produk yang dihasilkan yaitu Asam Fenil Aasetat adalah bahan baku untuk pembuatan penicillin, parfum, dan pestisida seperti seperti PT Darya Varia Laboratoria Tbk, PT Kalbe Farma Tbk, PT Griff Prima Abad, dan lain sebagainya. Pemasaran mudah dijangkau berkat sarana transportasi yang memadai, baik jalur

darat maupun laut. Selain dipasarkan di dalam negeri, produk ini juga bisa diekspor ke luar negeri.

### **VIII.1.3 Iklim**

Tangerang, Banten adalah wilayah yang terletak di Kawasan industri dan telah direncanakan oleh pemerintah sebagai salah satu pusat pengembangan produksi industri. Suhu udara di Tangerang berkisar antara 26-32 °C, yang memungkinkan operasi pabrik berjalan dengan lancar.

### **VIII.1.4 Utilitas**

Listrik, air, dan bahan bakar merupakan elemen yang sangat penting dalam membangun sebuah pabrik. Direncanakan berlokasi di Kawasan Industri, Tangerang, tenaga listrik pabrik disediakan oleh generator diesel. Kemudian, air yang dibutuhkan untuk sistem utilitas seperti air proses, air pendingin atau steam, perumahan, perkantoran, dan sebagainya diperoleh dengan mudah.

### **VIII.1.5 Fasilitas Transportasi**

Penentuan Lokasi pabrik juga dilihat dari kemudahan sarana transportasi yang dimiliki. Dengan letak pabrik di Kawasan Industri Tangerang ini, membantu aktivitas penjualan maupun pembelian mengingat letak pabrik dekat dengan Pelabuhan, jalan raya, dan jalan tol memudahkannya akses transportasi darat maupun laut.

### **VIII.1.6 Perluasan Pabrik**

Dalam mendirikan pabrik, perlu mempertimbangkan perluasan pabrik dalam 10 hingga 20 tahun ke depan. Agar supaya, apabila suatu saat ingin memperluas area pabrik, tidak akan sulit mencari lahan untuk perlunasan

### **VIII.1.7 Tenaga Kerja**

Tentunya dalam ketenaga kerjaan membutuhkan pekerja terampil untuk memastika pabrik beroperasi dengan baik selama proses berlangsung. Ketersediaan pekerja dengan kualifikasi dapat berasal dari lulusan universitas di Indonesia,

sementara untuk operator dapat merekrut dari daerah sekitar mengingat lokasi pabrik di Kawasan Industri.

### **VIII.1.8 Peraturan Daerah**

Mendirikan suatu bangunan, seperti pabrik harus disertai dengan surat-surat resmi dari instansi terkait seperti pemerintah daerah, lembaga pertahanan daerah, maupun instansi terkait lainnya. Selain itu, tanah yang akan digunakan dalam pendirian pabrik harus bebas dari sengketa dan lain-lain, agar tidak terjadi kesulitan pada saat pembangunan pabrik di kemudian hari.

### **VIII.1.9 Lingkungan Masyarakat Sekitar**

Karena pendirian pabrik akan membuka lapangan pekerjaan bagi orang-orang dan meningkatkan kesejahteraan mereka, masyarakat sekitar pabrik cukup terbuka untuk menerima berdirinya pabrik. Selain itu, pembangunan pabrik ini tidak akan mempengaruhi keselamatan lingkungan sekitar karena dampak dan faktornya telah dipertimbangkan sebelum pembangunan pabrik.

### **VIII.2 Layout Pabrik**

Layout atau tata letak pabrik adalah letak bagian-bagian pabrik, seperti tempat kerja karyawan, peralatan, dan penyimpanan bahan, dalam kaitannya satu sama lain.

Dalam perancangan tata letak bangunan dan tata letak alat-alat proses pada pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

1. Seluruh peralatan proses harus mudah dioperasikan, dikendalikan, dan diperbaiki.
2. Aspek keselamatan kerja harus diperhatikan dan diutamakan.
3. Agar tidak mengganggu produksi maka penataannya harus seefisien mungkin.
4. Distribusi utilitas yang ekonomi dan efisien
5. Memperhatikan perpipaan dan sarana pengangkutan di pabrik untuk menghindari benturan dan kecelakaan lainnya pada saat pemasangan.

6. Alat-alat proses dikelompokkan ke dalam unit-unit alat proses agar jika terjadi kecelakaan pada salah satu alat tidak mengganggu alat proses lainnya. Unit peralatan dikelompokkan menjadi blok-blok yang dipisahkan oleh jalan raya.
7. Setiap unit jalan mempunyai akses terhadap sedikitnya dua rute dalam pabrik.
8. Jarak antara jalan dan peralatan proses harus cukup lebar untuk menghindari kontak dengan arus lalu lintas yang bergerak.
9. Jarak minimum antar tangki penampung sama dengan diameter tangki terbesar.
10. Utilitas ditempatkan di dekat area proses untuk memastikan pekerjaan terus dilakukan dengan aman dan efisien.
11. Peralatan tidak diletakkan di atas satu sama lain, sehingga memudahkan perawatan dan pemeliharaan peralatan tersebut.
12. Gedung perkantoran dan fasilitas administrasi lainnya dibangun jauh dari area proses.
13. Jika perlu, area akan dialokasikan untuk perluasan pabrik di masa depan.
14. Fasilitas tempat tinggal didirikan terpisah dari lokasi pabrik untuk menjamin keselamatan dan kenyamanan pekerja

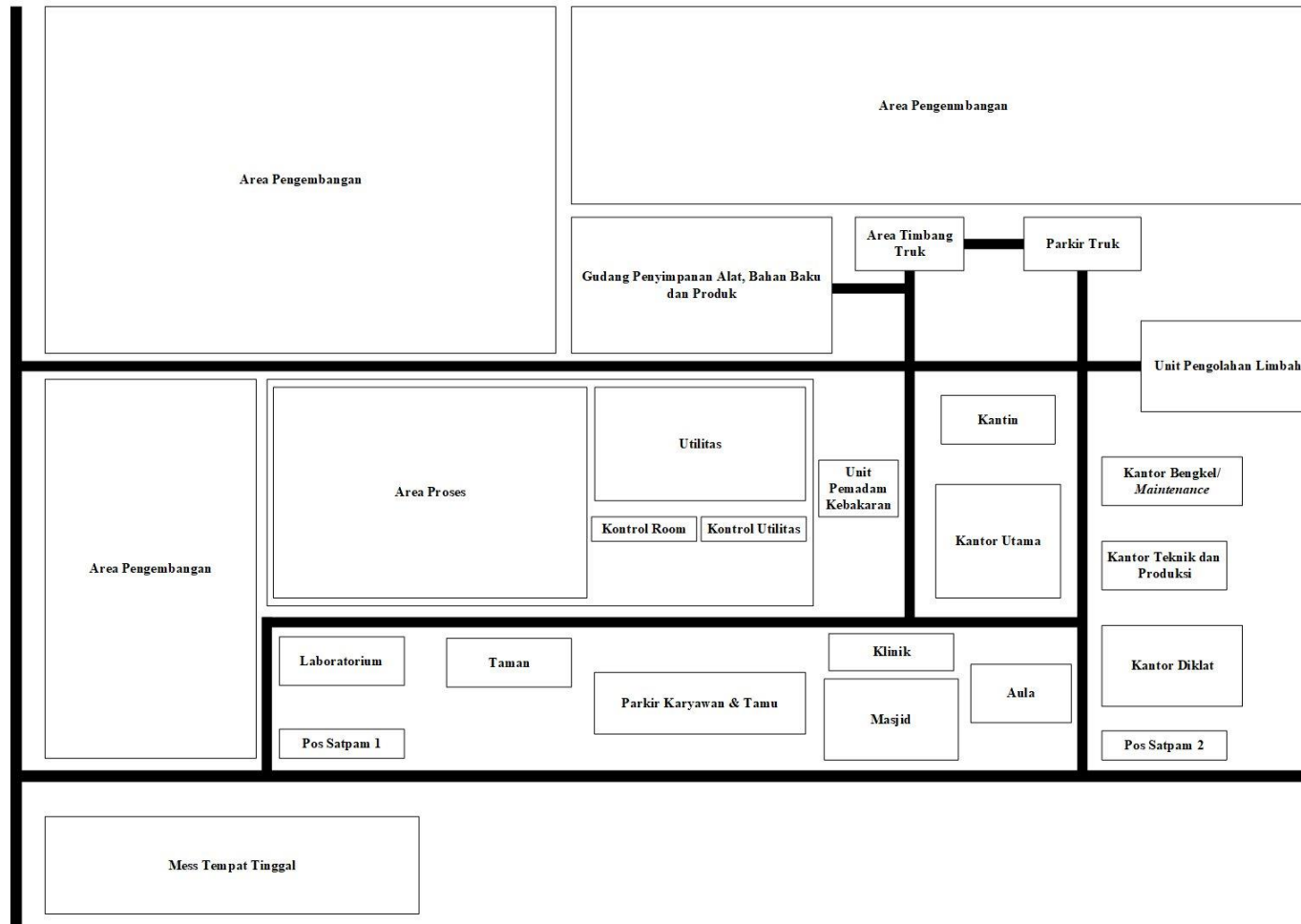
Pabrik Asam Fenil Asetat ini direncanakan akan dibangun di atas lahan area seluas 46.690 m<sup>2</sup>. Berikut perincian penggunaannya pada Tabel VIII.1.

Tabel VIII. 1 Perincian Penggunaan Luas Tanah dan Pabrik

<b>Lokasi</b>	<b>Panjang, m</b>	<b>Lebar, m</b>	<b>Luas, m<sup>2</sup></b>
Kantor Utama	40	25	1000
Kantor Diklat	15	10	150
Aula	20	20	400
Pos Keamanan/Satpam	5	3	15
Mess Tempat Tinggal	50	20	1000
Parkir Karyawan dan Tamu	15	20	300
Parkir Truk	25	10	250

Area Timbang Truk	20	5	100
Kantor Teknik dan Produksi	20	45	900
Klinik	10	5	50
Masjid	20	15	300
Kantin	15	10	150
Kantor Bengkel/ <i>Maintenance</i>	20	20	400
Unit Pemadam Kebakaran	10	10	100
Gudang Penyimpanan Alat. Bahan Baku, Produk	35	40	1400
Laboratorium	15	20	300
Utilitas	70	45	3150
Area Proses	115	95	10925
<i>Control Room</i>	15	10	150
<i>Control Utilitas</i>	10	15	150
Unit Pengolahan Limbah	45	35	1575
Jalan dan Taman	145	20	2900
Area Pengembangan	145	145	21025
<b>Luas Tanah</b>			<b>46690</b>
<b>Luas Bangunan</b>			<b>25650</b>
<b>Total</b>	<b>325</b>	<b>280</b>	<b>46690</b>

Sementara itu, untuk gambar lokasi pabrik Asam Fenil Asetat yang berupa tata letak bangunan pabrik dapat dilihat pada Gambar VIII.1 berikut ini.



Gambar VIII. 1 Tata Letak Banagunan

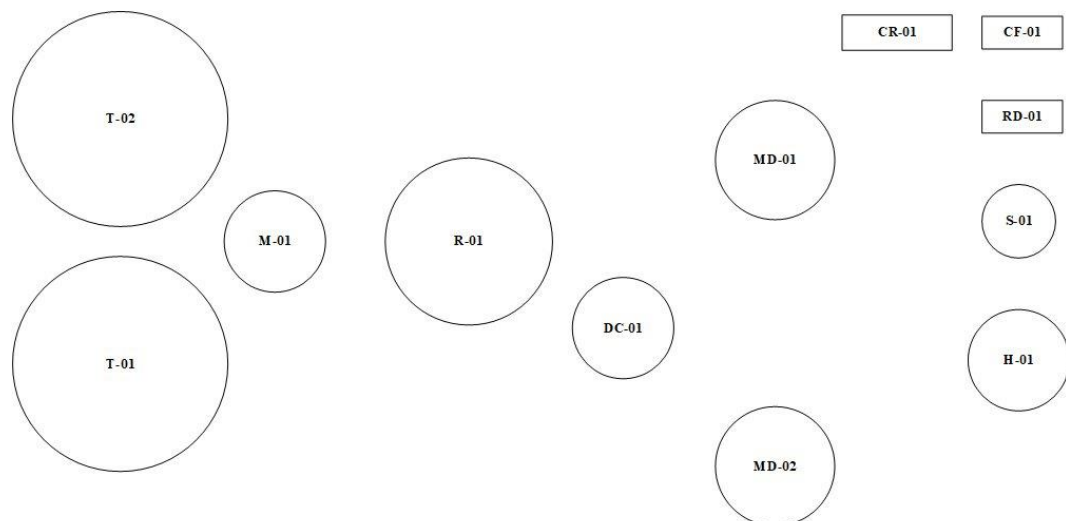
## Layout Peralatan

Ada beberapa hal yang perlu diperhatikan untuk menentukan tata letak alat proses, yaitu:

- Untuk mencapai efisiensi waktu yang tinggi maka tata letak sistem harus disesuaikan dengan urutan proses produksi.
- Ruangan yang diperlukan untuk setiap peralatan proses, untuk menjamin kenyamanan kerja
- Upaya dilakukan untuk membuat tata letak proses fungsional dan mudah digunakan
- Pemipaan dilakukan sekongkret mungkin dengan mempertimbangkan keselamatan kerja
- Distribusi utilitas dilakukan secara ekonomis dan efisiensi

Berikut tata letak alat-alat proses pada pabrik Asam Fenis Asetat disajikan pada

Gambar VIII.2



**Keterangan:**

- |                              |                              |
|------------------------------|------------------------------|
| 1. T-01: Tangki 1            | 7. MD-01: Menara Distilasi 2 |
| 2. T-02: Tangki 2            | 8. CR-01: Crystallizer 1     |
| 3. M-01: Mixer 1             | 9. CF-01: Centrifuge 1       |
| 4. R-01: Reaktor 1           | 10. RD-01: Rotary Drayer 1   |
| 5. DC-01: Dekanter 1         | 11. H-01: Hopper 1           |
| 6. MD-01: Menara Distilasi 1 | 12. S-01: Silo 1             |

Gambar VIII. 2 Tata Letak alat-alat Proses



## **BAB IX**

### **STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN**

#### **Organisasi Perusahaan**

Organisasi Perusahaan berkaitan dengan ke-efektifan dalam meningkatkan kemampuan Perusahaan untuk memproduksi dan mendistribusikan produknya. Organisasi yang teratur dan baik akan menghasilkan sumber daya manusia yang baik. Pemilihan bentuk Perusahaan apa yang harus didirikan dilakukan untuk dapat mencapai tujuan dari Perusahaan itu secara terus menerus. Pabrik Asam Fenil Asetat ini dirancang untuk memilih bentuk Perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) mendapatkan modal melalui penjualan saham di mana setiap sekutu mengambil bagian dari saham yang dikeluarkan oleh PT, dan pemegang saham menyetorkan modal ke PT, yang berarti mereka ikut memiliki Perusahaan. Hanya pemegang saham dalam Perseroan Terbatas (PT) yang bertanggung jawab untuk menyetor total jumlah saham yang tercantum. Pemilihan bentuk Perusahaan ini dengan berdasar kepada beberapa ketentuan sebagai berikut:

- a. Dapat dengan mudah mengumpulkan modal dengan menjual saham Perusahaan.
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga hanya pimpinan Perusahaan yang bertanggung jawab atas kelancaran produksi.
- c. Kelangsungan hidup Perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh pemberhentian pemegang saham, direksi, staf, atau karyawan Perusahaan.
- d. Mudah bergerak di pasar internasional
- e. Mudah mendapatkan pinjaman dari bank dengan jaminan Perusahaan.
- f. Efisiensi pengelolaan. Pemegang saham dapat memilih individu yang memenuhi syarat dan berpengalaman sebagai direktur dan direktur utama.

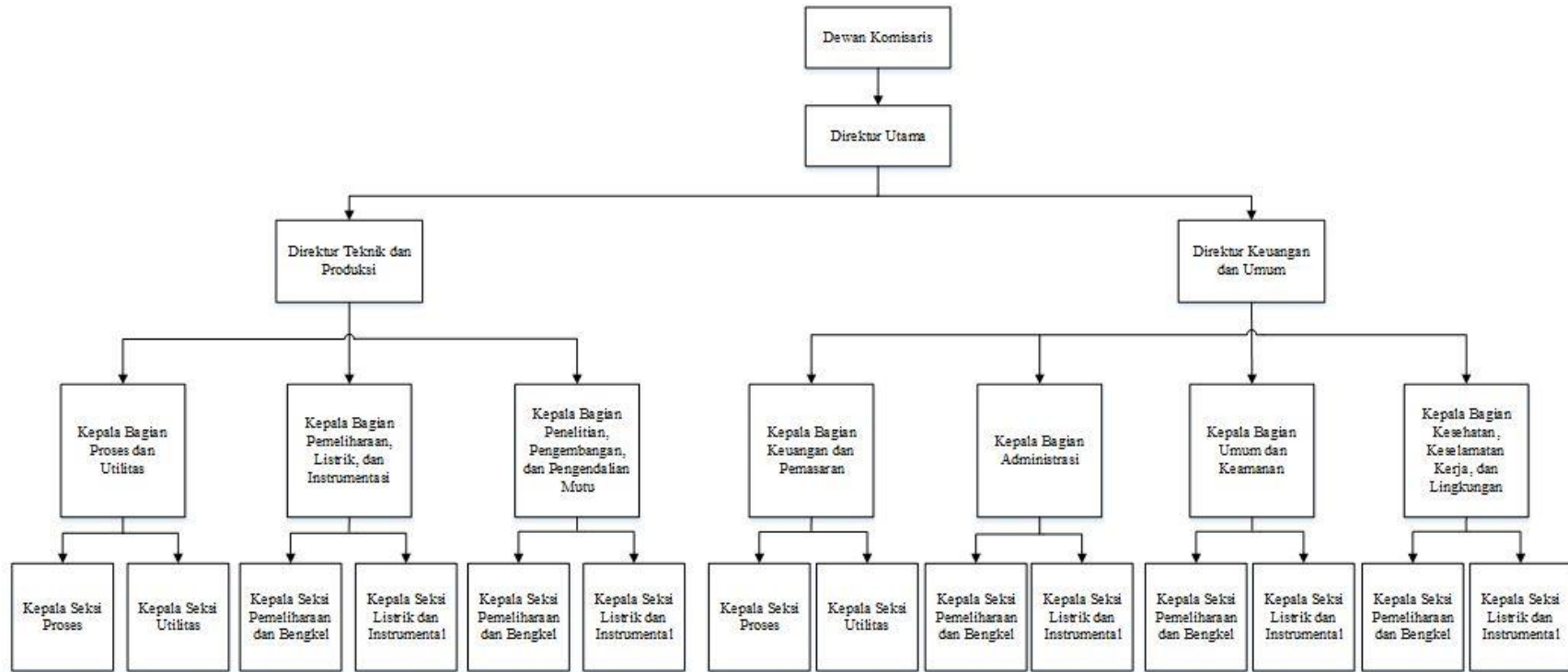
### **Struktur Organisasi**

Mendirikan suatu Perusahaan jelas memerlukan struktur atau organisasi Perusahaan yang baik dan mekanisme pengendalian yang tepat untuk menjamin pembagian tugas dan wewenang yang baik. Untuk mencapai system organisasi yang baik diperlukan perhatian terhadap pendelegasian wewenang, pembagian kerja yang jelas, kesatuan kepemimpinan dan tanggung jawab, sistem pengendalian terhadap pekerjaan yang dilakukan, dan organisasi Perusahaan yang fleksibel.

Dalam hal ini di suatu Perusahaan. Manajemen atau organisasi harus memiliki pembagian tugas dan wewenang yang jelas untuk menjalankan Perusahaan dengan baik. Sesuai dengan bentuk dan kebutuhan masing-masing Perusahaan, struktur organisasi suatu Perusahaan dapat bervariasi. Berikut jenjang kepemimpinan dalam Perusahaan ini:

- a. Pemegang Saham
- b. Dewan Komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

Tentu saja, ada tanggung jawab, tugas, dan wewenang yang berbeda di masing-masing jenjang kepemimpinan. Bagian structural organisasi pabrik Asam Fenil Asetat ini dapat dilihat pada Gambar IX.1 berikut.



Gambar IX. 1 Tata Letak Bangunan

## **Tugas dan Wewenang**

### **1. Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi Perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham memiliki beberapa wewenang, diantaranya:

- 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 tugas sehari-hari pemilik saham, sehingga dewan komisaris memiliki tanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dari Dewan Komisaris diantaranya:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target Perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengaruh pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas Direktur
- c. Membantu Direktur dalam tugas-tugas penting.

### **3. Dewan Direksi**

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam Perusahaan, dan memiliki tanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya Perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan Perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi, serta Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum. Tugas Direktur Utama diantaranya:

- a. Tugas kebijakan Perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.

- b. Menjaga stabilitas organisasi Perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- c. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- d. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum.

#### 4. Staf Ahli

Staf Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan Teknik maupun administrasi. Staf Ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahlian masing-masing. Tugas dan wewenang Staf Ahli diantaranya:

- a. Memberikan nasihat dan saran dalam perencanaan pengembangan Perusahaan.
- b. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi
- c. Mempertinggi efisiensi kerja

#### 5. Kepala Bagian

- a. Kepala Bagian Administrasi, Keuangan, dan Umum

Kepala bagian administrasi, keuangan, dan Umum bertanggung jawab atas direktur administrasi, keuangan, dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan.

Kepala bagian administrasi, keuangan, dan umum membawahi:

- 1) Seksi Administrasi dan Keuangan

Bertugas dalam menyelenggarakan administrasi persediaan kantor, pencatatan hutang piutang, dan pembukuan serta masalah pajak

- 2) Seksi Personalia

Menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya. Berusaha menciptakan disiplin kerja yang tinggi

sehingga kondisi kerja dinamis. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

3) Seksi Humas

Mengatur hubungan antara Perusahaan dengan Masyarakat di luar lingkungan Perusahaan.

4) Seksi Keamanan

Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan internal Perusahaan, menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di Perusahaan, serta mengawasi keluar masuknya orang-orang baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan Perusahaan.

b. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian membawahi:

1) Seksi Proses

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

2) Seksi Utilitas

Tugas seksi utilitas adalah melaksanakan juga mengatur sarana utilitas dalam memenuhi kebutuhan proses, air, *steam*, dan tenaga Listrik.

c. Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran

Bertugas mengemban tanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan, dan umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi:

1) Seksi Pembelian

Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan Perusahaan, mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari Gedung.

2) Seksi Pemasaran

Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi barang dari Gudang.

d. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi

1) Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Melaksanakan pemeliharaan fasilitas Gedung dan peralatan table pabrik, dan memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

2) Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas seksi Listrik dan instrumentasi adalah melaksanakan dan mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan Listrik, perawatan, pengawasan, pengecekan, pemeliharaan, pengembangan dan pengadaan terhadap peralatan pendukung jalannya proses produksi.

e. Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja

1) Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Bertugas menangani permasalahan yang berkaitan dengan keselamatan dan Kesehatan kerja pada karyawan yang terjadi dalam Perusahaan.

2) Seksi Unit Pengolahan Limbah

Mengatur penanganan limbah yang dihasilkan dari proses produksi di UPL (Unit Pengolahan Limbah).

f. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

1) Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertugas melaksanakan riset untuk pengembangan produk dan melaksanakan riset pengembangan terhadap kebutuhan proses produksi

2) Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku, mengawasi kualitas buangan pabrik, mengawasi dan menganalisa produk.

### **Pembagian Jam Kerja**

Pabrik Asam Fenil Asetat akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari selain dari hari libur digunakan untuk melakukan perbaikan, perawatan atau *shut down*. Pembagian jam kerja untuk setiap karyawan terbagi menjadi dua, antara lain:

#### 1. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan *non shift* adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi, serta bagian administrasi.

Berikut ini ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

Senin – Jum'at : pukul 07.30 – 16.00 WIB

Sabtu : pukul 07.30 – 12.00 WIB

#### 2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang berhubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* yaitu operator produksi, sebagian dari bagian Teknik, bagian Gudang, bagian keamanan, dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Berikut ini ketentuan jam kerja pegawai *shift*:

Shift pagi : pukul 06.40 – 15.00 WIB

Shift sore : pukul 14.40 – 23.00 WIB

Shift malam : pukul 22.40 – 07.00 WIB

Karyawan shift dibagi menjadi 4 regu (A/B/C/D) Dimana dalam satu hari kerja, tiga regu masuk dan satu regu libur. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan hari libur setiap minggunya. Sementara itu, apabila terdapat hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, regu yang bertugas tetap harus masuk, akan tetapi dihitung sebagai kerja lembur dan mendapat



intensif tambahan. Berikut pembagian jadwal hari dan jam kerja untuk karyawan *shift* dapat dilihat pada Tabel IX.1.

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

Keterangan: A, B, C, D adalah nama regu *shift* yang bertugas

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

### Perincian Tugas dan Keahlian

#### 1. Direktur Utama

Tugas : Bertanggung jawab atas pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya, menjaga stabilitas organisasi Perusahaan, mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham, dan mengkoordini kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum.

Pendidikan : S3 Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

#### 2. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas : Bertanggung jawab kepada Direktur Utama, memimpin jalannya pelaksanaan kegiatan yang berhubungan dengan bidang operasi dan kualitas produksi, dan mengkoordinir Kepala Bagian Proses dan Utilitas, Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi, serta Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu.

Pendidikan : S2 Teknik Kimia

Jumlah : 1 orang

3. Direktur Administrasi, Keuangan, dan Umum

Tugas : Bertanggung jawab kepada Direktur Utama, memimpin jalannya pelaksanaan kegiatan yang berhubungan dengan administrasi perkantoran dan karyawan/personalia, dan keuangan Perusahaan

Pendidikan : S2 Manajemen

Jumlah : 1 orang

4. Sekretaris

Tugas : Bertanggung jawab terhadap perihal pengurusan administrasi penunjang yang dibutuhkan oleh tiap direktur, seperti surat-surat, dokumen-dokumen penunjang, membuat pelaporan/proposal pengajuan, membuat matriks perencanaan target, dan sebagainya.

Pendidikan : S1 Manajemen

Jumlah : 3 orang

5. Kepala Bagian

a. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Pendidikan : S1 Teknik Kimia

b. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Pendidikan : S1 Teknik Industri

c. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Pendidikan : S1 Kimia Murni

d. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Pendidikan : S1 Akuntansi

e. Kepala Bagian Administrasi

Pendidikan : S1 Manajemen

f. Kepala Bagian Umum dan Keamanan

Pendidikan : S1 Ekonomi

g. Kepala Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan

Pendidikan : S1 Semua Jurusan

6. Kepala Seksi dan Karyawan
  - a. Kepala Seksi Proses  
Pendidikan : S1 Teknik Kimia
  - b. Kepala Seksi Utilitas  
Pendidikan : S1 Teknik Lingkungan, Teknik Mesin
  - c. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel  
Pendidikan : S1 Teknik Mesin
  - d. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi  
Pendidikan : S1 Teknik Industri, Teknik Elektro
  - e. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan  
Pendidikan : S1 Kimia Murni, Teknik Kimia
  - f. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu  
Pendidikan : S1 Kimia Murni, Teknik Kimia
  - g. Kepala Seksi Keuangan  
Pendidikan : S1 Akuntansi
  - h. Kepala Seksi Pemasaran  
Pendidikan : D3/S1 Ekonomi, Pemasaran
  - i. Kepala Seksi Tata Usaha  
Pendidikan : S1 Manajemen
  - j. Kepala Seksi Personalia  
Pendidikan : S1 Psikologi
  - k. Kepala Seksi Humas  
Pendidikan : S1 Komunikasi
  - l. Kepala Seksi Keamanan  
Pendidikan : S1 Semua Jurusan
  - m. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja  
Pendidikan : S1 Semua Jurusan
  - n. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah  
Pendidikan : S1 Teknik Lingkungan
  - o. Supir  
Pendidikan : SMP/SMA

p. *Cleaning Service* dan *Office Boy/Girl*

Pendidikan : SD/SMP/SMA

### **Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji**

#### 1. Sistem Kepegawaian

Terbagi menjadi 3 golongan, antara lain:

##### a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapatkan gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

##### b. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh Direksi tanpa adanya SK Direksi dan mendapatkan upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

##### c. Karyawan Borongan

Karyawan Borongan merupakan karyawan yang dipekerjakan oleh pabrik apabila diperlukan saja. Dimana karyawan ini menerima upah Borongan untuk suatu pekerjaan yang dilakukan.

#### 2. Sistem Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, agar pekerjaan yang ada dapat terselesaikan dengan baik dan efektif. Sistem gaji dibagi menjadi tiga golongan, antara lain:

##### a. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji disesuaikan dengan peraturan yang ada dalam perusahaan

##### b. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian

##### c. Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan sebelumnya. Besarnya gaji disesuaikan dengan peraturan yang ada dalam Perusahaan.

Adapun sistem dan pembagian gaji karyawan dapat dilihat pada Tabel IX. 2 berikut.

Tabel IX. 1 Pembagian Gaji Karyawan

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji per Bulan (Rp)</b>	<b>Total Gaji (Rp)</b>
Direktur Utama	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000
Komisaris	1	Rp 22.500.000	Rp 22.500.000
Direktur Produksi dan Teknik	1	Rp 42.500.000	Rp 42.500.000
Direktur Administrasi dan Keuangan	1	Rp 42.500.000	Rp 42.500.000
Kepala Bagian	7	Rp 16.000.000	Rp 112.000.000
Kepala Seksi	13	Rp 14.000.000	Rp 182.000.000
Sekretaris	3	Rp 7.500.000	Rp 22.500.000
Karyawan dan Proses Utilitas	42	Rp 8.000.000	Rp 336.000.000
Laboran	8	Rp 7.500.000	Rp 60.000.000
HSE	7	Rp 7.500.000	Rp 52.500.000
Karyawan Lain	43	Rp 6.800.000	Rp 292.400.000
Satpam	12	Rp 4.500.000	Rp 54.000.000
Medis	3	Rp 10.500.000	Rp 31.500.000
Paramedis	4	Rp 6.500.000	Rp 26.000.000
Sopir	6	Rp 4.500.000	Rp 27.000.000
<i>Cleaning Service dan Office Boy</i>	8	Rp 4.500.000	Rp 36.000.000
<b>Total</b>	<b>160</b>	<b>Rp 255.300.000</b>	<b>Rp 1.389.400.000</b>

### **Kesejahteraan Sosial Karyawan**

Tersedianya fasilitas yang memadai dapat meningkatkan tingkat produktivitas karyawan di Perusahaan. Disediakaninya fasilitas oleh Perusahaan guna menjagakesehatan jasmani dan Rohani karyawan, sehingga karyawan tidak merasa jenuh saat menjalankan tugas sehari-harinya, sehingga kegiatan Perusahaan dapat berjalan lancar. Untuk memenuhi kebutuhan karyawan, Perusahaan menyediakan lingkungan kerja yang menyenangkan.

Berikut beberapa fasilitas yang diberikan Perusahaan, antara lain:

1. Tunjangan
  - a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan dari karyawan yang bersangkutan.
  - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan yang bersangkutan.

- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja tersebut.
- d. Tunjangan Kesehatan dan keselamatan kerja yang wajib diberikan oleh Perusahaan kepada setiap karyawan yang bekerja.

## 2. Pakaian Kerja

Perusahaan memberikan tiga pasang pakaian kerja setiap tahun, untuk menghindari kesenjangan antar karyawan. Selain itu juga disediakan Alat Perlindungan Diri (APD) khususnya bagi operator seperti *safety shoes*, helm pengaman, dan masker dengan standar keselamatan kerja yang sesuai.

## 3. Lain-lain sebagai tambahan

### a. Konsumsi

Menyediakan makan dan minum 1 kali sehari yang akan dikelola oleh catering yang ditunjuk oleh Perusahaan.

### b. Koperasi

Didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok, dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

### c. Cuti

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

### d. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang disebabkan oleh kecelakaan kerja dan akan ditanggung oleh Perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan Perusahaan jika diperlukan.

### e. Asuransi Tenaga Kerja

Asuransi yang diberikan Perusahaan jika jumlah karyawannya telah melebihi 10orang atau dengan gaji karyawan berkisar 1.000.000,00/bulan.

### **Manajemen Perusahaan**

Salah satu bagian dari manajemen Perusahaan, manajemen produksi bertanggung jawab untuk mengatur semua operasi yang diperlukan untuk memproses bahan baku menjadi produk akhir dengan mengatur penggunaan komponen produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi mencakup manajemen Perusahaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah untuk memastikan bahwa produksi dilakukan dengan baik, sesuai rencana, dan dalam waktu yang tepat. Karena aktivitas produksi yang meningkat, kegiatan perencanaan dan pengendalian harus diperhatikan guna mencegah kesalahan terjadi.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian. Perencanaan menjadi standar untuk bisa mengidentifikasi kesalahan kegiatan operasional dan selanjutnya dapat dikendalikan

## **BAB X**

### **EVALUASI EKONOMI**

Dalam perancangan pabrik, analisis ekonomi berperan penting untuk memprediksi kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi. Analisis ini membantu menentukan besar laba yang diperoleh dan lamanya modal investasi, sehingga dapat diperoleh titik impas dimana total biaya produksi seimbang dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu, analisis ekonomi juga berguna untuk menentukan apakah pabrik yang dirancang layak untuk didirikan atau tidak. Oleh karena itu, pabrik Asam Fenil Asetat dibuat evaluasi atau penilaian investasi, yang dapat ditinjau oleh metode berikut:

1. *Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Event Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*
5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

Sebelum dilakukan analisis terhadap kelima faktor tersebut 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. Total Pendapatan

Untuk mengetahui titik impas maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya Variabel (*Variabel Cost*)
- c. Biaya Mengambang (*Regulated Cost*)



### Dasar Perhitungan

Pabrik Asam Fenil Asetat akan didirikan pada tahun 2028

Kapasitas produksi : 15.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 hari

Nilai Kurs (Juni 2024) : Rp. 16.138,90

Penentuan harga peralatan pada tahun tertentu diperlukan indeks harga peralatan. Indeks ini ditentukan berdasarkan data-data indeks pada tahun-tahun sebelumnya. Pada pabrik Fenol ini berproduksi selama satu tahun yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2014. Dalam analisa ekonomi harga-harga alat diperhitungkan pada tahun analisa.

Harga indeks pada tahun 2028 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks pada tahun 1897 sampai 2022, dicari dengan persamaan regresi linier. Harga indeks 1987 sampai 2022 dapat dilihat pada tahun X.1. sebagai berikut.

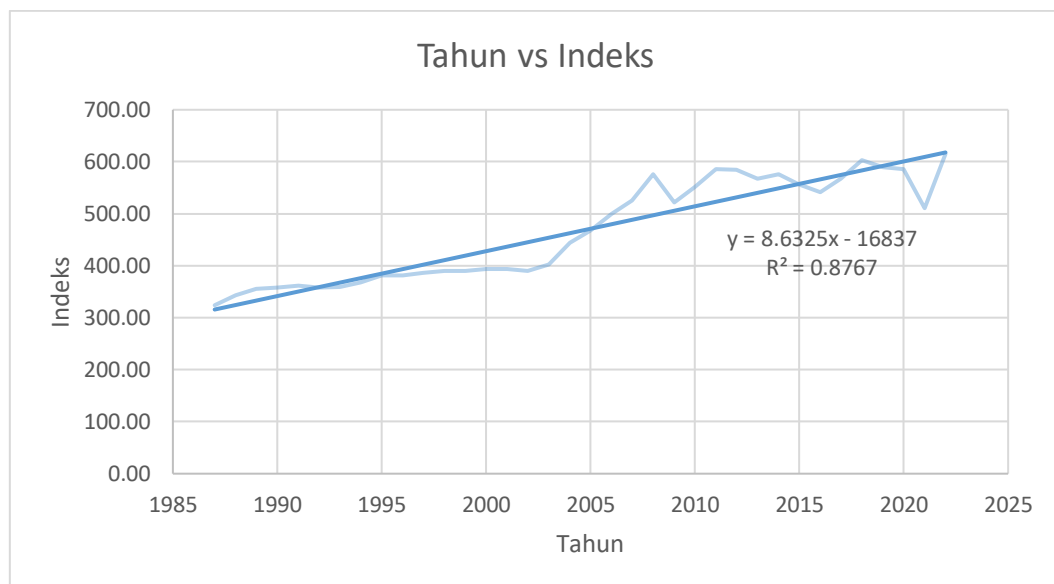
Tabel X. 1 Indeks dari Chemical Engineering Plant Cost Index.

Tahun (X)	indeks (Y)	X (tahun-ke)
1987	324.00	1
1988	343.00	2
1989	355.00	3
1990	357.60	4
1991	361.30	5
1992	358.20	6
1993	359.20	7
1994	368.10	8
1995	381.10	9
1996	381.70	10
1997	386.50	11
1998	389.50	12
1999	390.60	13
2000	394.10	14
2001	394.30	15
2002	390.40	16
2003	402.00	17
2004	444.20	18
2005	468.20	19
2006	499.60	20

2007	525.40	21
2008	575.40	22
2009	521.90	23
2010	550.80	24
2011	585.70	25
2012	584.60	26
2013	567.30	27
2014	576.10	28
2015	556.80	29
2016	541.70	30
2017	567.50	31
2018	603.10	32
2019	589.23	33
2020	585.69	34
2021	511.03	35
2022	615.00	36
<b>total</b>	<b>16805.85</b>	<b>666</b>

Sumber : *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI 2018)*

Dari data indeks di atas didapatkan grafik ekstrapolasi indeks harga seperti yang dilihat pada gambar di bawah ini.



Gambar X. 1 Eksploitasi Indeks Harga

Dari data di atas diperoleh persamaan  $Y = 8,6325x - 16837$ . Maka indeks untuk tahun 2028 diperkirakan sebesar 694,7957.

Nilai tukar mata uang Amerika Serikat terhadap rupiah pada 30 Mei 2024 berdasarkan Bank Indonesia yaitu 1 US \$ = Rp. 16.138,90. Untuk penentuan harga alat digunakan persamaan:

$$E_x = \frac{N_x}{N_y} E_y \quad (\text{Aries and Newton, 1954})$$

Dimana :

$E_x$  : Harga Pembelian 2028

$E_y$  : Harga Pembelian pada Tahun Referensi 2024

$N_x$  : Indeks Harga pada Tahun 2028

$N_y$  : Indeks Harga pada Tahun Referensi 2014

Nama Alat	Code Alat	Jumlah	Parameter Harga	Harga \$		Total Harga	
				Tahun 2014	Tahun 2028	\$	Rp.
Tangki H2SO4	T-01	1	Volume (Gallon)	\$ 200,325.00	\$ 201,717.53	\$ 201,717.53	Rp 3,255,499,001.48
Tangki C6H5CH2CN	T-02	1	Volume (Gallon)	\$ 80,475.00	\$ 81,034.41	\$ 81,034.41	Rp 1,307,806,225.61
Silo C6H5CH2COOH	T-03	1	Volume (Gallon)	\$ 117,075.00	\$ 117,888.83	\$ 117,888.83	Rp 1,902,596,009.48
Mixer	M-01	1	Volume (Gallon)	\$ 353,175.00	\$ 355,630.04	\$ 355,630.04	Rp 5,739,477,648.07
Reaktor	R-01	1	Volume (Gallon)	\$ 405,300.00	\$ 408,117.38	\$ 408,117.38	Rp 6,586,565,557.48
Dekanter	D-01	1	Volume (Gallon)	\$ 42,150.00	\$ 42,443.00	\$ 42,443.00	Rp 684,983,316.67
Menara Distilasi	MD-01	1	Diameter (inc)	\$ 228,852.00	\$ 230,442.83	\$ 230,442.83	Rp 3,719,093,760.08
Menara Distilasi	MD-02	1	Diameter (inc)	\$ 214,100.00	\$ 215,588.28	\$ 215,588.28	Rp 3,479,357,724.79
Crystallizer	CR-01	1	Volume (Gallon)	\$ 85,200.00	\$ 85,792.25	\$ 85,792.25	Rp 1,384,592,611.64
Centrifuge	CF-02	1	Volume (Gallon)	\$ 27,000.00	\$ 27,187.69	\$ 27,187.69	Rp 438,779,348.76
Rotary Dryer	RD-01	1	Diameter (inc)	\$ 27,000.00	\$ 27,187.69	\$ 27,187.69	Rp 438,779,348.76
Pompa	P-01	1	Diameter (inc)	\$ 16,425.00	\$ 16,539.18	\$ 16,539.18	Rp 266,924,103.83
Pompa	P-02	1	Diameter (inc)	\$ 2,175.00	\$ 2,190.12	\$ 2,190.12	Rp 35,346,114.21
Pompa	P-03	1	Diameter (inc)	\$ 16,425.00	\$ 16,539.18	\$ 16,539.18	Rp 266,924,103.83
Pompa	P-04	1	Diameter (inc)	\$ 3,225.00	\$ 3,247.42	\$ 3,247.42	Rp 52,409,755.55
Pompa	P-05	1	Diameter (inc)	\$ 10,275.00	\$ 10,346.43	\$ 10,346.43	Rp 166,979,918.83
Pompa	P-06	1	Diameter (inc)	\$ 20,550.00	\$ 20,692.85	\$ 20,692.85	Rp 333,959,837.67
Pompa	P-07	1	Diameter (inc)	\$ 7,500.00	\$ 7,552.14	\$ 7,552.14	Rp 121,883,152.43
Pompa	P-08	1	Diameter (inc)	\$ 6,525.00	\$ 6,570.36	\$ 6,570.36	Rp 106,038,342.62
Pompa	P-09	1	Diameter (inc)	\$ 5,100.00	\$ 5,135.45	\$ 5,135.45	Rp 82,880,543.65
Pompa	P-10	1	Diameter (inc)	\$ 6,525.00	\$ 6,570.36	\$ 6,570.36	Rp 106,038,342.62
Pompa	P-11	1	Diameter (inc)	\$ 1,575.00	\$ 1,585.95	\$ 1,585.95	Rp 25,595,462.01
Pompa	P-12	1	Diameter (inc)	\$ 4,350.00	\$ 4,380.24	\$ 4,380.24	Rp 70,692,228.41
Pompa	P-13	1	Diameter (inc)	\$ 4,350.00	\$ 4,380.24	\$ 4,380.24	Rp 70,692,228.41
Pompa	P-14	1	Diameter (inc)	\$ 7,000.00	\$ 7,048.66	\$ 7,048.66	Rp 113,757,608.94
Reboiler	RB-01	1	Volume, lb/jam	\$ 4,776.00	\$ 4,809.20	\$ 4,809.20	Rp 77,615,191.47
Reboiler	RB-02	1	Volume, lb/jam	\$ 3,450.00	\$ 3,473.98	\$ 3,473.98	Rp 56,066,250.12
Heat Exchanger	HE-01	1	Area (Fi2)	\$ 2,475.00	\$ 2,492.20	\$ 2,492.20	Rp 40,221,440.30
Heat Exchanger	HE-02	1	Area (Fi2)	\$ 14,175.00	\$ 14,273.54	\$ 14,273.54	Rp 230,359,158.10
Heat Exchanger	HE-03	1	Area (Fi2)	\$ 35,025.00	\$ 35,268.47	\$ 35,268.47	Rp 569,194,321.86
Heat Exchanger	HE-04	1	Area (Fi2)	\$ 2,925.00	\$ 2,945.33	\$ 2,945.33	Rp 47,534,429.45
Heat Exchanger	HE-05	1	Area (Fi2)	\$ 2,000.00	\$ 2,013.90	\$ 2,013.90	Rp 32,502,173.98
Heat Exchanger	HE-06	1	Area (Fi2)	\$ 2,100.00	\$ 2,114.60	\$ 2,114.60	Rp 34,127,282.68
Cooler	CL-01	1	Area (Fi2)	\$ 32,475.00	\$ 32,700.74	\$ 32,700.74	Rp 527,754,050.03
Cooler	CL-02	1	Area (Fi2)	\$ 28,350.00	\$ 28,547.07	\$ 28,547.07	Rp 460,718,316.20
Cooler	CL-03	1	Area (Fi2)	\$ 34,200.00	\$ 34,437.74	\$ 34,437.74	Rp 555,787,175.09
Cooler	CL-04	1	Area (Fi2)	\$ 2,600.00	\$ 2,618.07	\$ 2,618.07	Rp 42,252,826.18
Condensor	CD-01	1	Beban Panas, btu/jam	\$ 12,375.00	\$ 12,461.02	\$ 12,461.02	Rp 201,107,201.51
Condensor	CD-02	1	Beban Panas, btu/jam	\$ 39,975.00	\$ 40,252.88	\$ 40,252.88	Rp 649,637,202.47
Accumulator	ACC-01	1	Volume (gallon)	\$ 2,700.00	\$ 2,718.77	\$ 2,718.77	Rp 43,877,934.88
Accumulator	ACC-02	1	Volume (gallon)	\$ 59,400.00	\$ 59,812.91	\$ 59,812.91	Rp 965,314,567.27
cooling Conveyor	CC-01	1	Diameter (inc) & Length (feet)	\$ 23,400.00	\$ 23,562.66	\$ 23,562.66	Rp 380,275,435.59
Screw Conveyor	SC-01	1	Diameter (inc) & Length (feet)	\$ 3,400.00	\$ 3,423.63	\$ 3,423.63	Rp 55,253,695.77
Belt Conveyor	BC-01	1	Diameter (inc) & Length (feet)	\$ 13,800.00	\$ 13,895.93	\$ 13,895.93	Rp 224,265,000.48
Bucket Elevator	BE-01	1	Diameter (inc) & Length (feet)	\$ 8,100.00	\$ 8,156.31	\$ 8,156.31	Rp 131,633,804.63
Hopper	H-01	1	Diameter (inc) & Length (feet)	\$ 8,250.00	\$ 8,307.35	\$ 8,307.35	Rp 134,071,467.68
Total				\$ 2,228,603.00	\$ 2,244,094.78	\$ 2,244,094.78	Rp 36,217,221,221.54

## **Perhitungan Capital Investment**

### **X.1.1. Capital Investment**

*Capital investment* adalah jumlah pengeluaran yang dilakukan untuk mendirikan dan mengoperasikan fasilitas pabrik. *Capital Investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

*Fixed capital investment* adalah modal yang digunakan untuk membeli dan menginstall peralatan, biaya listrik, tanah dan bangunan hingga pabrik layak untuk berproduksi dan fasilitas-fasilitas lainnya.

b. *Working Capital Investment*

*Working capital investment* adalah biaya atau modal yang diperlukan untuk menjalankan operasional pabrik selama periode waktu tertentu.

### **X.1.2. Manufacturing Cost**

*Manufacturing cost* adalah total biaya yang diperlukan untuk menghasilkan produk melalui proses produksi. Biaya produksi dapat dibedakan menjadi tiga kategori yaitu :

a. *Direct Manufacturing Cost* (Biaya Produksi Langsung)

*Direct manufacturing cost* merupakan biaya yang terkait dengan proses produksi dan berhubungan dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Manufacturing Cost* (Biaya Produksi Tidak Langsung)

*Indirect cost* merupakan biaya yang dipengaruhi oleh kapasitas produksi namun memberikan pengaruh langsung terhadap proses produksi.

c. *Fixed Manufacturing Cost* (Biaya Produksi Tetap)

*Fixed manufacturing cost* merupakan biaya yang tetap dikeluarkan secara konsisten, baik saat pabrik beroperasi maupun tidak beroperasi dan tidak bergantung pada waktu atau tingkat produksi.

### **X.1.3. General Expenses**

*General expenses* atau pengeluaran umum meliputi biaya-biaya yang terkait dengan fungsi-fungsi perusahaan akan tetapi tidak berkaitan dengan biaya proses produksi yaitu biaya-biaya yang tidak termasuk dalam *Manufacturing Cost*.

## Analisis Kelayakan

Untuk menentukan apakah pabrik tersebut layak didirikan atau tidak, berdasarkan keuntungan yang diperoleh relatif besar atau kecil maka dilakukan analisis kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menentukan kelayakan adalah:

### X.1.4. Percent Profit on Sales (POS)

*Percent Profit on Sales* adalah besarnya keuntungan kasar dari setiap satuan produk yang terjual.

$$\text{POS} = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Harga Jual Produk}} \times 100\%$$

### X.1.5. Present Return on Investment (ROI)

*Present Return on Investment* (ROI) adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dilakukan.

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

### X.1.6. Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* (POT) merupakan waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam beberapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

### X.1.7. Break Event Point (BEP)

*Break Event Point* (BEP) adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. BEP dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga per unit yang dijual agar mendapatkan keuntungan.

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

Dimana :

Fa : Fixed Manufacturing Cost

- Ra : *Regulated Cost*  
 Va : *Variabel Cost*  
 Sa : Penjualan Produk

#### X.1.8. Shut Down Point (SDP)

1. Suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi dihentikan penyebabnya antara lain *Variabel Cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang dihasilkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal.
3. Level produksi dimana 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 harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{SA - VA - 0,7 Ra} \times 100\%$$

#### X.1.9. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

DCFR merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun yang didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Penurunan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC) (1+i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1+i)^{n-1} + (Wc + Sv)$$

Dimana :

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

: *Profit after taxes + depresiasi + finance*

N : Umur pabrik (10 tahun)

I : Nilai DCFR

### X.1.10. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Fenol merupakan rencana PPC, PC, MC serta General Expense. Hasil rencana disajikan pada Tabel X.3 – Tabel X.15 sebagai berikut:

Tabel X.2 Physical Plant Cost (PPC)

Tabel X. 3 Direct Plant Cost (DPC)

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Purchased Equipment cost	\$ 3,826,181.60	Rp 61,750,362,183
2	Instalasi cost	\$ 1,645,258.09	Rp 26,552,655,739
3	Pemipaan	\$ 2,525,279.85	Rp 40,755,239,041
4	Instrumentasi	\$ 1,147,854.48	Rp 18,525,108,655
5	Isolasi	\$ 306,094.53	Rp 4,940,028,975
6	Listrik	\$ 478,272.70	Rp 7,718,795,273
7	Bangunan	\$ 3,973,319.12	Rp 64,125,000,000
8	Tanah dan pembuatan jalan	\$ 5,786,020.11	Rp 93,380,000,000
9	Utilitas	\$ 1,693,742.50	Rp 27,335,140,873
10	air bersih	\$ 2,342,305.24	Rp 37,802,230,063
<b>Total</b>		<b>\$ 23,724,328.23</b>	<b>Rp 382,884,560,800</b>

Tabel X. 4 Fixed Capital Investmnet (FCI)

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Engineering and construction	\$ 4,744,865.65	Rp 76,576,912,160
2	Direct Plant Cost	\$ 28,469,193.87	Rp 459,461,472,960
3	Cotractor's fee	\$ 2,846,919.39	Rp 45,946,147,296
4	Contingency	\$ 7,117,298.47	Rp 114,865,368,240
5	Enviromental cost	\$ 1,147,854.48	Rp 18,525,108,655
6	Plant Start Up	\$ 284,691.94	Rp 4,594,614,730
<b>Total</b>		<b>\$ 39,865,958.14</b>	<b>Rp 719,969,624,041</b>



Tabel X. 5 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Raw Material	\$ 43,288,648.71	Rp 698,631,172,714
2	Tenaga Kerja	\$ 576,247.45	Rp 9,300,000,000
3	Supervisor	\$ 57,624.75	Rp 930,000,000
4	Maintenance	\$ 3,122,757.67	Rp 50,397,873,683
5	Plant Supplies	\$ 468,413.65	Rp 7,559,681,052
6	Royalty & Patents	\$ 5,340,000.00	Rp 86,181,726,000
7	Utilitas	\$ 1,743,336.62	Rp 28,135,535,423
<b>Total</b>		<b>\$ 54,597,028.85</b>	<b>Rp 881,135,988,872</b>

Tabel X. 6 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Payroll Overhead	\$ 86,437.12	Rp 1,395,000,000
2	Laboratory	\$ 57,624.75	Rp 930,000,000
3	Plant Overhead	\$ 288,123.73	Rp 4,650,000,000
4	Packaging and Shipping	\$ 13,350,000.00	Rp 215,454,315,000
<b>Total</b>		<b>\$ 13,782,185.59</b>	<b>Rp 222,429,315,000</b>

Tabel X. 7 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depreciation	\$ 4,461,082.38	Rp 71,996,962,404
2	Property Taxes	\$ 892,216.48	Rp 14,399,392,481
3	Insurance	\$ 2,230,541.19	Rp 35,998,481,202
<b>Total</b>		<b>\$ 7,583,840.04</b>	<b>Rp 122,394,836,087</b>

Tabel X. 8 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Direct M.C	\$ 54,597,028.85	Rp 881,135,988,872
2	Indirect M.C	\$ 13,782,185.59	Rp 222,429,315,000
3	Fixed M.C	\$ 7,583,840.04	Rp 122,394,836,087
<b>Total</b>		<b>\$ 75,963,054.48</b>	<b>Rp 1,225,960,139,959</b>

Tabel X. 9 *Working Capital (WC)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Raw Material Inventory	\$ 1,803,693.70	Rp 29,109,632,196
2	In Process Inventory	\$ 47,956.47	Rp 773,964,735
3	Product Inventory	\$ 3,165,127.27	Rp 51,081,672,498
4	Extended Credit	\$ 5,562,500.00	Rp 89,772,631,250
5	Available Cash	\$ 6,330,254.54	Rp 102,163,344,997
<b>Total</b>		<b>\$ 16,909,531.98</b>	<b>Rp 272,901,245,676</b>

Tabel X. 10 *General Expense (GE)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Administration	\$ 4,015,565.31	Rp 64,806,806,997.93
2	Sales Expense	\$ 15,192,610.90	Rp 245,192,027,991.70
3	Research	\$ 6,077,044.36	Rp 98,076,811,196.68
4	Finance	\$ 11,803,544.02	Rp 190,496,216,559.97
<b>Total</b>		<b>\$ 37,088,764.58</b>	<b>Rp 598,571,862,746.28</b>

Tabel X. 11 *Total Production Cost*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	\$ 75,963,054.58	Rp 1,225,960,139.959
2	<i>General expense</i>	\$ 37,088,764.58	Rp 598,571,862,746
<b>Total</b>		<b>\$ 113,051,819.06</b>	<b>Rp 1,824,532,002,705</b>

Tabel X. 12 *Fixed Cost (Fa)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	\$ 71,996,962,404	Rp 4,461,082.38
2	<i>Property Taxes</i>	\$ 14,399,392,481	Rp 892,216.48
3	Asuransi	\$ 35,998,481,202	Rp 2,230,541.19
<b>Total</b>		<b>\$ 122,394,836,087</b>	<b>Rp 7,583,840.04</b>

Tabel X. 13 *Variable Cost (VA)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	\$ 43,288,648.71	Rp 698,631,172,714
2	<i>Packaging and Shipping</i>	\$ 13,350,000.00	Rp 215,454,315,000
3	<i>Utilities</i>	\$ 1,743,336.62	Rp 28,135,535,423
4	<i>Royalty &amp; Patent</i>	\$ 5,340,000.00	Rp 86,181,726,000
<b>Total</b>		<b>\$ 3,721,985.34</b>	<b>Rp 1,028,402,749,136</b>

Tabel X. 14 *Regulated Cost (Ra)*

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Gaji Karyawan	\$ 576,247.45	Rp 9,300,000,000
2	<i>Payroll Overhead</i>	\$ 86,437.12	Rp 1,395,000,000
3	<i>Plant Overhead</i>	\$ 288,123.73	Rp 4,650,000,000
4	<i>Supervision</i>	\$ 57,624.75	Rp 930,000,000
5	Laboratorium	\$ 57,624.75	Rp 930,000,000
6	<i>General Expense</i>	\$ 37,088,764.58	Rp 598,571,862,746
7	<i>Maintenance</i>	\$ 3,122,757.67	Rp 50,397,873,683
8	<i>Plant Supplies</i>	\$ 468,413.65	Rp 7,559,681,052
<b>Total</b>		\$ 41,277,580.04	<b>Rp 666,174,736,429</b>

### Analisis Keuangan

Harga Jual Produk Asam Fenill Asetat	= 8,90 usd/kg
	= \$ 133,500,000.00 usd/tahun
<i>Annual Sales (Sa)</i>	= Rp 2,154,543,150,000
Total Cost	= Rp 1,84,532,002,705
Keuntungan Sebelum Pajak	= Rp 330,011,147295.19
Pajak Pendapatan	= Rp 99,003,344,188.56
Keuntungan Setelah Pajak	= Rp 231,007,803,106.64

### Analisis Kelayakan

#### 1. Percent Return on Investment (ROI)

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

$$ROI \text{ Sebelum Pajak} = 45,84\%$$

$$ROI \text{ Setelah Pajak} = 32,09\%$$

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

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

$$POT \text{ Sebelum Pajak} = 1,79 \text{ tahun}$$

$$POT \text{ Setelah Pajak} = 2,38 \text{ tahun}$$

#### 3. Percent Profit on Sales (POS)

$$POS = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Total Penjualan Produk}} \times 100\%$$

$$POS \text{ Sebelum Pajak} = 15,32\%$$

POS Setelah Pajak= 10,72%

4. Break Event Point (BEP)

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

BEP= 48,84%

5. Shut Down Point (SDP)

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

SDP= 30,29%

6. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur Pabrik= 10 Tahun

*Fixed Capital Investment*= Rp 719,696.624,040.68

*Working Capital* = Rp 272,901,245,676.05

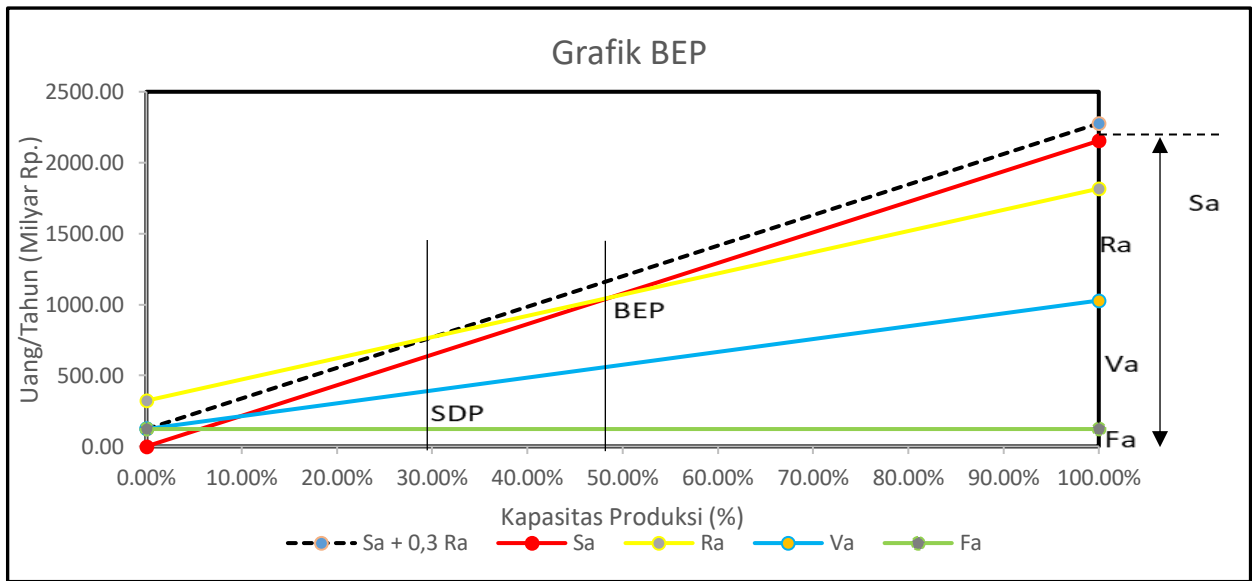
*Cash Flow* = Rp 493,500,982,071

DCFR dihitung secara *trial & error*

$$(FC + WC) (1+i)^n = \sum_{j=1}^n C_j (1+i)^{n-1} + (Wc + Sv)$$

nilai i	R	S	R-S
1.0000	1016699770589930	505196402866381	511503367723546
0.9000	608735708767375	335984032601910	272751676165465
0.8000	354501290059324	219981657329255	134519632730069
0.7000	200162161728241	141767749622275	58394412105966
0.6000	109167306613361	89957407922226	19209898691135
0.5103	61321150796007	59102678460397	2218472335609
0.4910	53921957694755	53921957694755	0

Dengan *trial and error* diperoleh  $i = 49\%$



## **BAB XI**

### **KESIMPULAN**

#### **Kesimpulan**

Berdasarkan pada tinjauan kondisi operasi seperti suhu dan tekanan operasi yang rendah. Akan tetapi, bahan baku yang digunakan bersifat korosif yaitu mudah terbakar, sehingga pabrik yang akan didirikan yakni pabrik Asam Fenil Asetat dari benzil sianida, asam sulfat dan air tergolong sebagai pabrik yang beresiko tinggi. Dapat dilihat dari perhitungan evaluasi ekonomi yang menunjukkan sebagai berikut:

1. *Return on Investment (ROI)*

Sebelum Pajak : 45,84 %

Setelah Pajak : 32,09 %

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi adalah minimal 44 %.

2. *Pay Out Time (POT)*

Sebelum Pajak : 1,79 Tahun

Setelah Pajak : 2,38 Tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi adalah maksimal 2 Tahun.

3. *Break Even Point (BEP)* besarnya 48,84 %. Pendirian pabrik kimia umumnya BEP sebesar 40 % sampai 60 %.

4. *Shut Down Point (SDP)* besarnya 30,29 %. Pendirian pabrik kimia umumnya SDP sebesar 30 % sampai 40 %.

5. *Discounted Cash Flow (DCF)* besarnya 49 %. Suku bunga bank saat ini sekitar 10 %-15 %, jadi DCF lebih besar dari suku bunga pinjaman di bank.

Dari hasil evaluasi ekonomi di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik Asam Fenil Asetat dari benzil sianida, asam sulfat dan air dengan kapasitas produksi 15.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan

**Saran**

1. Perancangan pada alat proses dipilih dengan selektif dan pertimbangan dalam pemilihan alat agar meminimalisir agar harga alat sehingga dapat mengoptimalkan keuntungan.
2. Memilih bahan baku dengan melihat faktor keamanan baik dari sifat fisis bahan maupun produk sehingga mendapatkan produk yang diinginkan dan juga berpengaruh pada pemilihan jenis alat yang digunakan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Adams, Roger. (1922). 'Phenylacetic Acid', *Organic Synthesis*, 2(2), pp. 63.
- Aries, R. S., and Newton, R. D. (1954). *Chemical Engineering Cost Estimation*, New York: Mc Graw Hill Book Company.
- Badan Pusat Statistik. (2022). *Ekonomi dan Perdagangan Dunia*. <https://www.bps.go.id/>. Diakses pada Tanggal 29 Desember 2023.
- Badger, Walter L., and Julius T. Banchero., (1955), *Introduction to Chemical Engineering*. McGraw-Hill Book Company.
- Brown, George Granger., (1950). Unit Operations, New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Brownell, L.E., and Young, E.H. (1959). *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons. Inc., New York.
- Cassar (1973) *Process for Preparing Phenylacetic Acid*, U.S. Patent No. 3,708,529, United States.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F. 1983. *Chemical Engineering Vol 1* \$ 6. Pergamon International Library, New York.
- Erowid. (1992) *Differentiation of Illicit Phenyl-2-Propanone Synthesized From Phenylacetic Acid With Acetic Anhydride Versus Lead(II)Acetate*. <https://erowid.org/archive/rhodium/chemistry/p2p.phenylacetic.html>. Diakses pada tanggal 30 Desember 2023.
- Faith, Keyes and Clarck. (1975). *Industrial Chemical*, 4<sup>th</sup> edition. New York: John Wiley and Sons Inc.
- Geankoplis Christie John. (1993), *Transport Processes and Separation Process Principle*, 4th edition, New Jersey, Pearson Education International.
- Kamm and Matthews. (1941). 'Organic Syntheses', Coll, Vol. 1. P43. Prentice Hall International Inc.: United States of America.
- Kern, D.Q. (1983). *Process Heat Transfer*. Mc Graw Hill Book Co., Inc.,



New York.

- Krik, R.E and Othmer. (1998). *Encyclopedia of Chemical Technology*. New York : John Willey and Sons Inc.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering*. John Wiley & Sons.
- Ludwig, E.E. (1964). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Gulf Publishing, Cp. Houston.
- Mc. Cabe, Warren L. (1993). *Unit Operation of Chemical Engineering*, 3<sup>rd</sup> ed., Mc Graw Hill Book Company, Inc., Tokyo.
- Mc. Ketta, J.J and Cunningham, W.A. (1987). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. Vol. 5. New York : Marcel Decker Inc.
- Myerson, A.S. (2002). *Handbook of Industrial Crystallization*, 2<sup>nd</sup> ed. Butterworth Heineman.
- Perry, R.H., & Green, D. (1999). *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6<sup>th</sup> ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York.
- Petter, M.S., and Timmerhauss, H.C. (1990). *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*. 3rd Ed. Mc. Graw Hill, Kogakusha, Tokyo
- Rase, Howard F. (1977). *Chemical Reactor Design Process Plants, Volume 1, Principle & Techniques*, John Wiley and Sons.
- Sinnott, R. K. (2005). *Coulson & Richardson's Chemical Engineering Design*. Volume 6. 4th Edition. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann.
- Smith, J. M., (1950). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. Journal of Chemical Education.
- Towler, Gavin and Sinnott, Ray. (2008). *Chemical Engineering Design*. Elsevier, NC., California.
- Treyball, R. E., (1980). *Mass Transfer Operations*. New York : Mc Graw Hill Book Company.
- Ulrich, G.G., (1984), "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", John Willey and Sons, New York.

Vilbrandt, Frank C., and Charles E. Dryden., (1959), *Chemical Engineering Plant Design*, Fourth Edition. Japan: McGraw-Hill Book Company.

Walas and Stanley M., (1988), "Chemical Process Equipment", Butter worth Publisher, United States of America.

Yaws, C. L., 1999. *Chemical Properties Handbook*, Mc Graw Hill Book Co., New York

# LAMPIRAN

## LAMPIRAN A REAKTOR

### A. Reaktor Pembentukan Asam Fenil Asetat

- Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara Benzil sianida, Asam sulfat dan Air menjadi Asam Fenil Asetat dengan kapasitas total 3195,0792 kg/jam.
- Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
- Proses : Kontinyu
- Kondisi Operasi : Suhu = 100°C  
Tekanan = 1 atm
- Alasan : - Reaksi berlangsung pada fase cair-cair  
- Proses bersifat kontinyu  
- Reaksi eksotermis  
- Adanya pengaduk sehingga pencampuran dapat homogen

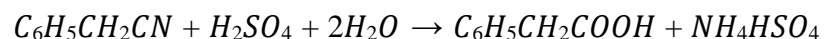
### B. Tinjauan Kinetika

Tinjauan secara kinetika dapat dilihat dari konstanta kecepatan reaksinya adalah :

$X_A$  (konversi hasil) : 0,8000

Waktu,  $t$  : 3 jam (Roger Adam, 1941)

Reaksi:



Persamaan kecepatan reaksi pembentukan asam fenil asetat adalah sebagai berikut:

$$(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B, \text{ kgmol/m}^3 \text{ jam}$$

Dimana:

$-r_A$  = laju reaksi  $C_6H_5CH_2COOH$ ,  $\text{kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$

$k$  = konstanta reaksi

$C_A$  = konsentrasi  $C_6H_5CH_2CN$ ,  $\text{kmol/m}^3$

$C_B$  = konsentrasi  $H_2SO_4$ ,  $\text{kmol/m}^3$

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 8	Arus 10	Arus 5
H <sub>2</sub> O	12,7455	357,7178	57,6338	2,2322	119,7320
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	1059,8627	0,0000	201,6863	0,2524	252,3603
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0,0000	0,0000	234,4708	0,2027	1408,0409
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0000	1268,2721	0,0000	0,0000	422,7574
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	992,1857
<b>Subtotal</b>	<b>1072,6081</b>	<b>1625,9899</b>	<b>493,7909</b>	<b>2,6873</b>	<b>3195,0762</b>
<b>Total</b>	<b>3195,0762</b>				<b>3195,0792</b>

Komponen	BM	$\rho$	Fw	Fm	Fv
	Kg/mol	Kg/m <sup>3</sup>	Kg/jam	Kmol/jam	m <sup>3</sup> /jam
H <sub>2</sub> O	18	955,6107	430,3292	23,9072	0,4503
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	117	935,0711	1261,8014	10,7846	1,3494
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	136	1076,4719	234,6735	1,7255	0,2180
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98	1739,1252	1268,2721	12,9416	0,7293
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	115	1118,3976	0,0000	0,0000	0,4503
<b>Total</b>	<b>484</b>	<b>5824,6765</b>	<b>3195,0762</b>	<b>49,3589</b>	<b>2,7470</b>

Komponen	F. Berat (xi)	$\mu$	xi. $\mu$
H <sub>2</sub> O	0,1347	0,2787	0,0375
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	0,3949	1,1555	0,4563
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0,0734	5,8471	0,4295
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,3969	4,3563	1,7292
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	0,0000	2,6675	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>14,3051</b>	<b>2,6525</b>

$$CA_0 = 3,9252 \text{ kmol/m}^3$$

$$CB_0 = 4,7112 \text{ kmol/m}^3$$

$$M = \frac{CA_0}{CB_0} = 1,2002 \text{ kmol/m}^3$$

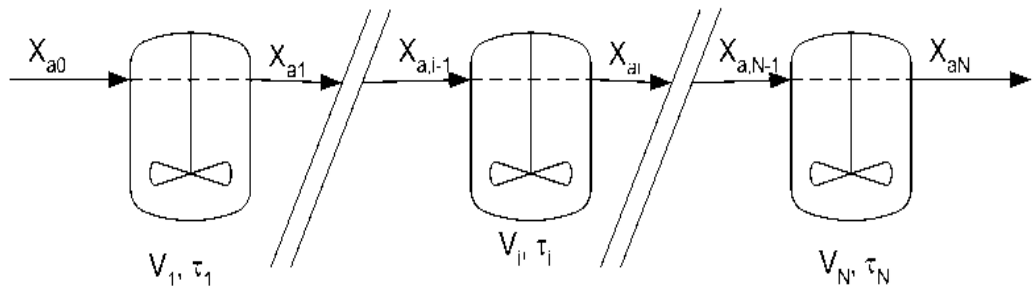
$$XA = 0,8000$$

### C. Optimasi Jumlah Reaktor

Dirancang: Besarnya volume reaktor dan waktu tinggal sama

$$V_1 = V_2 = V_i = V_N = V$$

$$T_1 = T_2 = t_i = t_N = t$$



Sehingga untuk N buah reaktor:

$$\tau = \frac{X_{a1}}{kC_{a0}(1-X_{a1})(M-X_{a1})} = \frac{X_{a2} - X_{a1}}{kC_{a0}(1-X_{a2})(M-X_{a2})} = \dots = \frac{X_{a,N} - X_{a,N-1}}{kC_{a0}(1-X_{a,N})(M-X_{a,N})}$$

Alogaritma perhitungan optimasi jumlah reaktor:

1. Menentukan jumlah reaktor (N) buah
2. Trial konversi ( $X_{a1}$  sampai  $X_{a,N-1}$ )
3. Menghitung  $t_1$  sampai  $t_N$
4. Jika  $t_1 \sim t_2 \sim \dots \sim t_N$  maka perhitungan sudah benar, jika tidak maka ulangi perhitungan dari no.2
5. Hitung volume tiap reaktor
6. Hitung volume total reaktor
7. Hitung harga relatif reaktor

Harga relatif reaktor diambil sebagai dasar optimasi yang dihitung dengan *six-tenth rules*

Penentuan harga relative reactor

Jika untuk q buah reactor mempunyai volume  $V_i$  harganya  $C_i$  maka untuk N buah reaktor:

$$C_N = N C_1 \left( \frac{V_{N,j}}{V_1} \right)^{0.6}$$

Maka harga relative N buah reaktor dengan volume masing-masing  $V_i$  adalah:

$$C_{N,relatif} = \frac{C_N}{C_1} = N \left( \frac{V_{N,j}}{V_1} \right)^{0.6}$$

### A. Optimasi Satu Reaktor

Tabel L. 1 Optimasi Satu Reaktor

1 Reaktor				
Reaktor ke-	Xa, N-1	Xa, N	t, jam	error t
1	0	0,8	3	0,0000
Total			3	0,0000

### B. Optimasi Dua Reaktor

Tabel L. 2 Optimasi Dua Reaktor

2 Reaktor				
Reaktor ke-	Xa, N-1	Xa, N	t, jam	error t
1	0	0,6000	0,7501	0,0000
2	59,9982%	0,8000	0,7501	0,0000
Total			1,5001	0,0000

### C. Optimasi Tiga Reaktor

Tabel L. 3 Optimasi Tiga Reaktor

3 Reaktor				
Reaktor ke-	Xa, N-1	Xa, N	t, jam	error t
1	0	0,4869	0,3993	0,0000
2	48,6906%	0,6935	0,3993	0,0000
3	69,3512%	0,8000	0,3993	0,0000
Total			1,1980	0,0000

### D. Optimasi Empat Reaktor

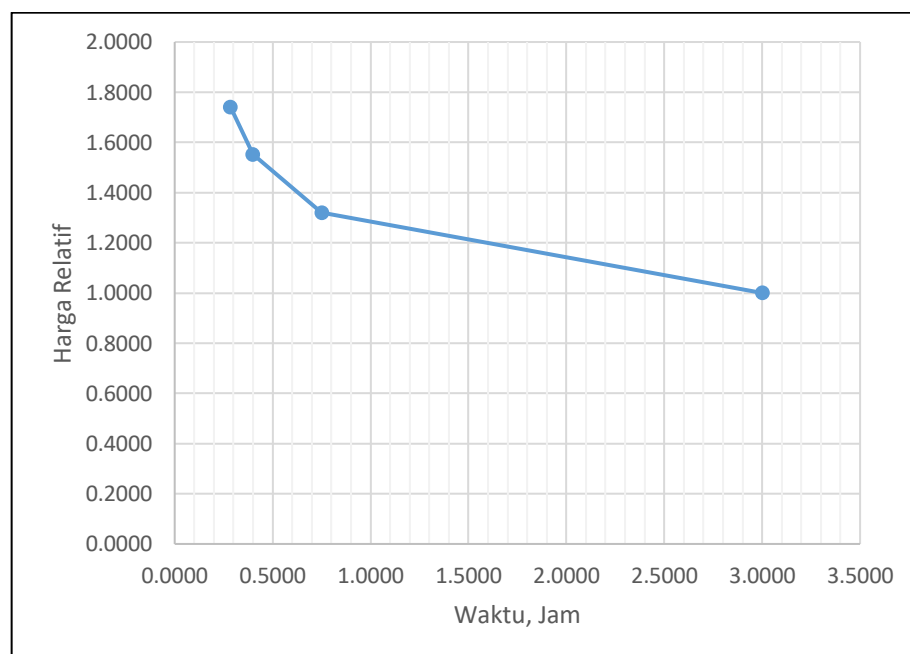
Tabel L. 4 Optimasi Empat Reaktor

4 Reaktor				
Reaktor ke-	Xa, N-1	Xa, N	t, jam	error t
1	0	0,4500	0,3274	0,0000
2	45,0000%	0,6400	0,2828	0,0000
3	64,0000%	0,7800	0,4546	0,0000
4	78,0000%	0,8000	0,0750	0,0000
Total			1,1397	0,0000

Untuk memudahkan pengamatan efek jumlah reaktor terhadap waktu reaksi dan harga relatif reaktor, hasil optimasi tersebut di atas disajikan dalam tabel dan grafik berikut ini.

Tabel L. 5 Hubungan Jumlah Reaktor dengan Waktu

Jumlah Reaktor	Waktu, Jam	Harga Relatif
1	3,0000	1,0000
2	0,7501	1,3195
3	0,3993	1,5518
4	0,2849	1,7411



Gambar L. Hubungan Antara Jumlah Reaktor dengan Waktu Reaksi dan Harga Relatif

Dari informasi yang terdapat dalam tabel dan grafik, terlihat bahwa harga C relative RATB pada reaktor 2 dan reaktor 3 lebih rendah dan memiliki waktu tinggal yang lebih singkat dibandingkan dengan reaktor 1. Namun, keputusan pemilihan jumlah reaktor tidak hanya didasarkan pada optimasi tersebut. Pertimbangan lain meliputi kebutuhan ruang dan perlengkapan tambahan seperti pompa, pipa dan biaya perawatan. Karena itu meskipun optimasi menyarankan penggunaan lebih dari satu reaktor, namun untuk meminimalkan



biaya perawatan, keputusan akhirnya adalah menggunakan satu reaktor. Semakin banyak reaktor yang digunakan akan meningkatkan biaya operasional.

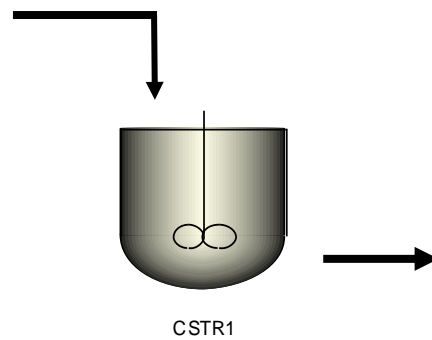
T reaktor = 3 jam

Konversi reaktor = 80,00%

#### D. Neraca Massa Reaktor-01

Komponen	Masuk (kg/jam)				Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 8	Arus 10	Arus 5
H <sub>2</sub> O	12,7455	357,7178	57,6338	2,2322	119,7320
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	1059,8627	0,0000	201,6863	0,2524	252,3603
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0,0000	0,0000	234,4708	0,2027	1408,0409
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0000	1268,2721	0,0000	0,0000	422,7574
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	992,1857
<b>Subtotal</b>	<b>1072,6081</b>	<b>1625,9899</b>	<b>493,7909</b>	<b>2,6873</b>	<b>3195,0762</b>
<b>Total</b>	<b>3195,0762</b>				<b>3195,0792</b>

#### E. Menghitung Volume Perancangan



T = 80°C

P = 1 atm

t = 3 jam

konversi = 98%

1. Volume cairan dalam tangki

$$V_r = F_v \cdot t$$

$$V_r = 8,2410 \text{ m}^3$$

$$V_r = 8240,9916 \text{ L}$$

## 2. Volume reaktor

Over design pada reaktor yaitu 20%

Over Design = 0,2

Volume Reaktor = 10219,5258 L

Volume Reaktor = 10,2195 m<sup>3</sup>

Dirancang :

H = D :2=1

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3 \quad D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

Maka,

D = 2,0326 m

H = 3,0489 m

**E. Menghitung Tebal Vessel, Head Dan Pompa**

Dalam mendesain tebal tangki maupun percangan tutup tangki acuan yang dipakai adalah Brownell and young(1959). Adapun perancangan tebal tangki dan tutup tangki adalah sebagai berikut.

T <sub>operasi</sub>	= 80°C
Pi	= 20% <i>over design</i> dari tekanan <i>gauge</i>
Pi	= 1 atm
	= 14,70 psi
Bahan	= <i>StainlessSteel</i> SA 167 tipe 316
Komposisi bahan	= 18Cr, 13 Ni, 4 Mo (Brownell, 1959)
S	= 18.750 psi
E	= 0,8500
C	= 0,1250 inchi

Digunakan bahan tipe ini karena reaktan berupa asam kuat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) dan memiliki sifat korosif. Sehingga dipilih stainless steel yang dimana mengandung kromium sehingga bisa mengantisipasi bahan korosif dan juga penyebab korosi.

## 1. Menghitung tebal tangka

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P_d} + C$$

Persamaan tersebut diambil dari (Brownell, 1959)

$$T_s = 0,1856 \text{ in}$$

$T_s$  ukuran standar: 0,1875 inchi (3/16) diambil dari (Brownell, 1959)

Desain bentuk dan tebal *head and bottom*

Bentuk *head* dan *bottom* reaktor yang digunakan yaitu *Toripherical Dished Head*

$$t_h = \frac{0.885P_d r}{fE - 0.1P_d} + C$$

Dengan langkah perhitungan yang sama dengan desain tebal tangki, didapatkan nilai  $t$  sebagai berikut.

$$t = 0,1875 \text{ inchi}$$

$$t = 0,0048 \text{ m}$$

maka diambil tebal tangki = tebal *head* standar = 3/16 in

## F. Menghitung Tinggi Total Reaktor

Dalam perhitungan tinggi reaktor acuan yang dipakai adalah Brownell (1959). Adapun hal-hal yang perlu dihitung secara terperinci dijelaskan dalam gambar berikut ini.

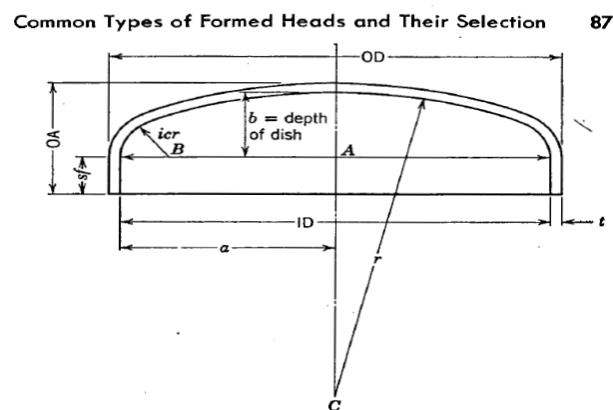


Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

### 1. Menghitung tinggi *head* (OA)

Untuk menghitung OA maka kita memerlukan data  $sf$  dan  $icr$  dari tabel 5.6 Brownell (1959) sebagai berikut.

Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard  
Dished Heads  
(Courtesy of Lukens Steel Company)

Thickness (in.)	Standard Straight Flange (in.)	Inside-corner Radius (in.)
$t$	$sf$	$icr$
$\frac{3}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -2	$\frac{3}{16}$
$\frac{1}{4}$	$1\frac{1}{2}$ -2 $\frac{1}{2}$	$\frac{3}{4}$
$\frac{5}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{5}{16}$
$\frac{3}{8}$	$1\frac{1}{2}$ -3	$1\frac{3}{8}$
$\frac{7}{16}$	$1\frac{1}{2}$ -3 $\frac{1}{2}$	$1\frac{7}{16}$

Digunakan tebal *head* 1/4 in dengan tebal tersebut dapat diambil:

$$\begin{aligned} \text{Standart Straight Flange (Sf)} &= 1\frac{1}{2}\text{-}2 \text{ in} \\ \text{diambil Sf} &= 2 \\ \text{OD} = \text{ID} + 2\cdot\text{th} &= 83,6250 \text{ in} \\ a = \text{ID}/2 &= 41,8125 \text{ in} \\ \text{AB} = a - \text{icr} &= 36,6875 \text{ in} \\ \text{BC} = r - \text{icr} &= 78,8750 \text{ in} \\ \text{AC} = (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0.5} &= 69,8233 \text{ in} \\ b = r - \text{AC} &= 14,1767 \text{ in} \\ \text{OA} = b + \text{sf} + \text{th} &= 16,3642 \text{ in} \\ \text{OA} = \text{Tinggi head} &= 0,4157 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell and Young, P.87)

2. Menghitung tinggi total reaktor

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= \text{tinggi tangki} + 2x \text{ tinggi head} \\ &= 3,8802 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menghitung luas permukaan dinding dalam dan luar reaktor

Menghitung luas permukaan dinding dalam:

$$\text{Dinding vessel} =$$

$$\text{Dinding head} =$$

$$\text{Luas total} =$$

Menghitung luas permukaan dinding luar

dinding *shell* =

dinding *head* =

Luas total =

### G. Menghitung Dimensi Pengaduk

Dalam merancang dimensi pengaduk acuan yang digunakan adalah *Unit Operation* oleh Brown (1978), chapter 13 tentang *agitator*.

Jenis: *Marine Propeller with 3 Blades and 4 Baffles*

Pemilihan jenis pengaduk berdasarkan:

Spesifikasi:

1. Diameter *Propeller* = 0,7080 m
2. Posisi Sudut *Propeller* = 0,7080 m
3. Lebar *Baffle* = 0,1770 m
4. Panjang *blade* = 0,1416 m

Berdasarkan Fig 10.57 (Coulson, 2005) dipilih jenis pengaduk *Marine Propeller* dengan 3 *Blades* dan 4 buah *Baffles*

5. Putaran Pengaduk:

WELH = 2,9454 m

N = 118,6397 epm

= 1,9773 rps

Sifat fisis cairan dalam reaktor:

$\rho$  = 5824,6765 kg/m<sup>3</sup>

$\mu$  = 1,1938 kg/m.s

Bilangan Reynold:

$$Re = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = 815631,5805$$

*Power number*:

$$N_p = \text{power number} = \frac{P}{D^5 N^3 \rho} = 5$$

Tenaga pengadukan = 6,7556 kW

= 9,0595 HP

Efisiensi Motor : $\eta$	= 87%
Power Motor : $P_m$	= 10,4132 Hp
Dipilih motor dengan daya standar	= 15 HP

#### H. Neraca Panas Reaktor-01

Suhu Referensi = 25°C = 298,15 K

Suhu Operasi = 100 °C = 373,15 K

Data Kapasitas Panas:

Komponen	$\Delta H_f$ (kJ/mol)	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-241,8000	92,053	-0,0399	0,00021103	5,3469E-07
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	156,6000	87,722	0,7698	-0,0016788	1,5257E-06
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	-322,8000	409,886	3,7262	-0,0070801	4,9079E-06
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-735,1300	26,004	0,7034	-0,0013856	1,0342E-06
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	-747,3400	-58,072	1,2583	0,0000	0,0000

Komponen	Int (Cp1), dT (J/mol)	Cp1 (kj/mol)
H <sub>2</sub> O	-5643,0381	-5,64304
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	-16093,7840	-16,0938
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	-17081,3001	-17,0813
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-10870,0287	-10,8700
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	-27320,7296	-27,3207

Panas reaksi standar pada suhu 25°C dicari dengan persamaan berikut ini:

$$\Delta H_{r,0} = \sum_{\text{produk}} \nu_i \Delta H_{f,0} - \sum_{\text{reaktan}} \nu_i \Delta H_{f,0}$$

$\Delta H_r = -77008,8805$  J/mol

Adapun untuk perhitungan dari panas di reaksi R-01 seperti tertera dibawah ini.

#### 1) Panas untuk penurunan suhu umpan dari suhu 100 °C ke 25 °C

Komponen	Cp	Fm	Cp.Fm
	J/Mol.K	Mol/Jam	J/Jam.K
H <sub>2</sub> O	5643,0381	6651,7769	37536230,5267
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	16093,7840	2156,9254	34713091,4180
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	17081,3001	10353,2419	176846832,0520

H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10870,0287	4313,8508	46891681,9988
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	27320,7296	8627,7016	235715102,6063
Total	77008,8805	32103,4966	531702938,6018

$$\text{Total } Q_c = -478624102,9516 \text{ J/Jam.K}$$

$$= -114393,9061 \text{ Kkal/Jam}$$

## 2) Panas reaksi standar

$$\text{Panas reaksi standar} = -249810,0000 \text{ J/mol}$$

$$\text{Jumlah reaksi yang bereaksi} = 8627,7016 \text{ mol/Jam}$$

$$\text{Panas reaksi } (\Delta H_r) = -2155286136 \text{ J/Jam}$$

$$= -515125.7495 \text{ Kkal/Jam}$$

## 3) Panas kenaikan suhu umpan dari suhu 25 °C ke 100 °C

Komponen	Cp	Fm	Cp.Fm
	J/Mol.K	Mol/Jam	J/Jam.K
H <sub>2</sub> O	5643,0381	6651,7769	37536230,5267
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	16093,7840	2156,9254	34713091,4180
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	17081,3001	10353,2419	176846832,0520
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10870,0287	4313,8508	46891681,9988
NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub>	27320,7296	8627,7016	235715102,6063
Total	77008,8805	32103,4966	531702938,6018

$$\text{Total } Q_h = 531702938,6018 \text{ J/Jam}$$

$$= 127080,0522 \text{ Kkal/Jam}$$

## 4) Panas reaksi total

$$\Delta H_r = Q_c + \Delta H_r + Q_h$$

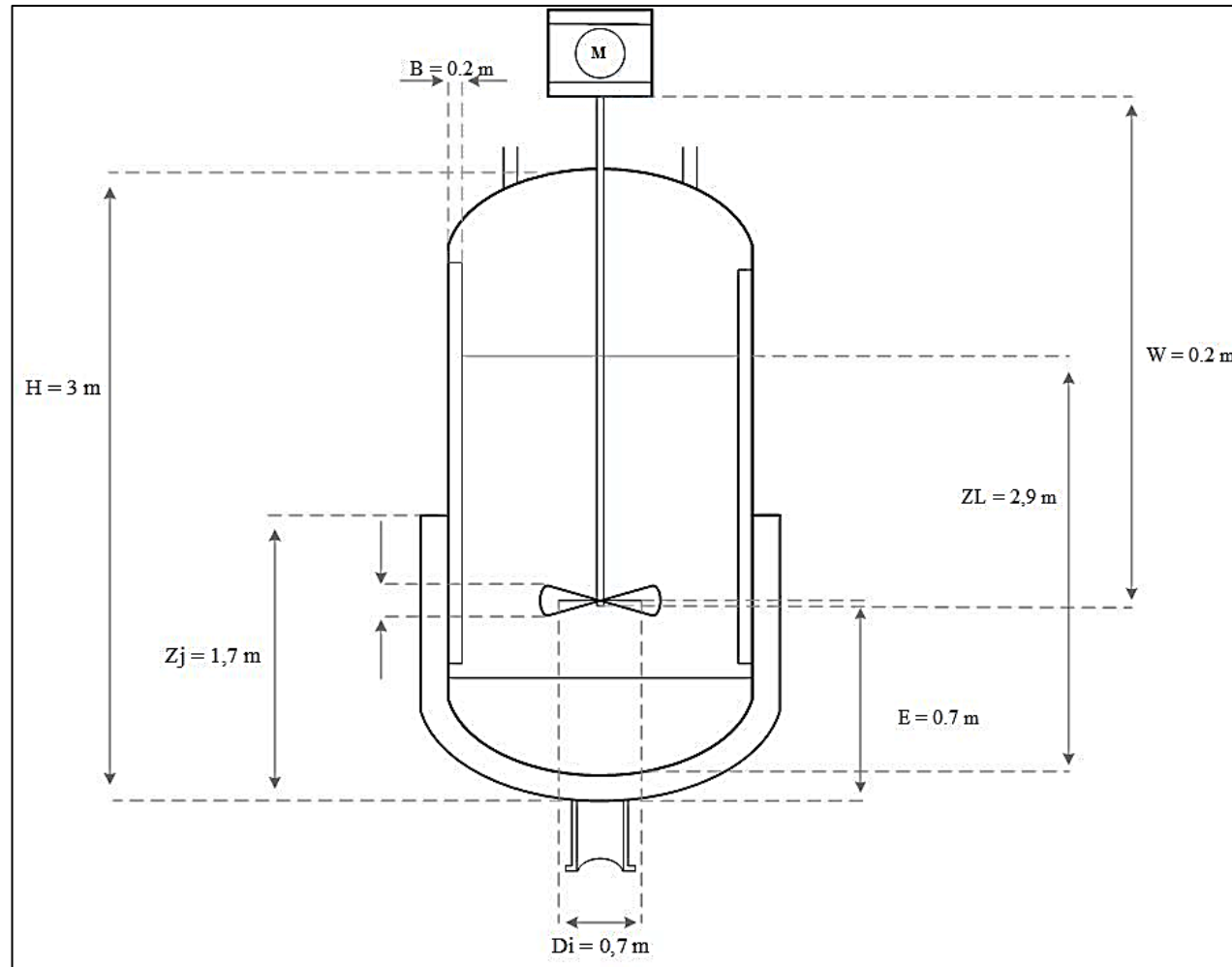
$$= -502439,6033 \text{ Kkal/Jam}$$

## 5) Neraca panas total R-01

Keterangan	Q <sub>input</sub> (kJ/jam)	Q <sub>output</sub> (kJ/jam)
Panas Umpan	114393,9061	0,0000
Panas Reaksi Total	515125,7495	0,0000
Panas Produk	0,0000	127080,0522
Pendingin	0,0000	502439,6033
<b>Total</b>	<b>629519,6555</b>	<b>629519,6555</b>

Sehingga untuk gambar dari rancangan Reaktor-01 dapat dilihat pada Gambar L.2 seperti berikut ini.





Gambar L.2 Spesifikasi pada Reaktor-01

**LAMPIRAN B**  
**MENARA DISTILASI (MD-01)**

Fungsi : Memisahkan Asam Fenil Asetat sebagai hasil bawah  
 Jenis : *Plate Tower* dengan *Sieve Tray*  
 Kondisi Operasi : Tekanan rata-rata = 1 atm  
                                   Temperatur atas = 170,1364 °C  
                                   Temperatur bawah = 252,9903 °C  
 Tujuan Perancangan : Menentukan kondisi operasi.  
                                   Menentukan tipe bahan konstruksi kolom.  
                                   Menghitung jumlah *plate*.  
                                   Menentukan dimensi kolom.

**1. Menentukan Kondisi Operasi**

- Kondisi Operasi Atas

Didapatkan tekanan atas = 1 atm dan suhu atas = 443,2864 K

Tabel L. 6 Kondisi Operasi Atas

Komponen	Xd	Log 10 Po	Po	kd	z	αd
H <sub>2</sub> O	0,0991	3,7744	5948.5043	7.8270	0.7758	130.9631
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	0,3218	2,6511	447.8518	0.5893	0.1896	9.8600
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0,5791	1,6573	45.4212	0.0598	0.0346	1.0000
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0000	0,8343	6.8279	0.0090	0.0000	0.1503
NH <sub>3</sub> HSO <sub>4</sub>	0,0000	4,9100	81291.4540	106.9624	0.0000	1789.7241
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>				<b>1,0000</b>	

- Kondisi Operasi Umpan

Didapatkan tekanan umpan = 1 atm dan suhu umpan = 474,2483 K

Tabel L. 7 Kondisi Operasi Umpan

Komponen	Xf	Log 10 Po	Po	kf	yf	af
H <sub>2</sub> O	0.0409	4.0759	11,909.5037	15.6704	0.6415	0,9718
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	0.1618	2.9957	990.0969	1.3028	0.2108	0,0217
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0.7972	2.1486	140.8040	0.1853	0.1477	0,0066
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.0000	1.5282	33.7471	0.0444	0.0000	0,0000
NH <sub>3</sub> HSO <sub>4</sub>	0.0000	5.1505	141,421.9631	186.0815	0.0000	0,0000
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>				<b>1,0000</b>	

- Kondisi Operasi Bawah

Didapatkan tekanan bawah = 1 atm dan suhu bawah = 526,1403 K

Tabel L. 8 Kondisi Operasi Bawah

Komponen	Xb	Log 10 Po	Po	kb	yb	ab
H <sub>2</sub> O	0,0000	4,4960	31332,0087	41,2263	0,0000	48,4536
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	0,0493	3,4690	2944,5338	3,8744	0,1911	4,5536
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0,9507	2,8107	646,6399	0,8508	0,8089	1,0000
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,0000	2,5175	329,2520	0,4332	0,0000	0,5092
NH <sub>3</sub> HSO <sub>4</sub>	0,0000	5,4184	262061,1831	344,8173	0,0000	405,2661
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>				<b>1,0000</b>	

## 2. Menentukan Lokasi Umpan

Asumsi yang diambil :

- Jenis *condensor* yang dipakai adalah *Condensor Total*, dimana uap keluar dari *top* menara distilasi akan diembunkan seluruhnya, sedangkan sebagian akan diambil sebagai distilat dan sebagian akan dikembalikan ke menara sebagai *refluks*. Cairan distilat ini berapa pada kondisi cair jenuh.

- b) Jenis *Reboiler* yang dipakai adalah *Reboiler Parsial*, dimana cairan keluar dari *bottom* menara distilasi akan diuapkan sebagai kemudian uap dikembalikan ke menara distilasi sebagai *boil-up* sedangkan cairan akan diambil sebagai *bottom product*. *Bottom product* ini berada pada kondisi cair jenuh.
- c) Panas hilang ke lingkungan bisa diabaikan.
- d) Data sifat fisis umpan berupa konstanta Antoine dapat dilihat di Tabel B.4

Tabel L. 9 Data Konstanta Persamaan Antoine

Komponen	A	B	C	TD
H <sub>2</sub> O	8,0557	1723,6425	233,0800	100
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	7,1370	1841,3421	178,5770	233,5
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	7,9914	2244,7365	243,2290	265,5
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	8,2854	2976,8370	213,9500	335
NH <sub>3</sub> HSO <sub>4</sub>	8,9656	1598,3103	229,3400	350

Tabel L. 10 Umpan Masuk Menara Distilasi dan Fraksi Mol

No	Komponen	BM	Umpan		Fraksi Mol
			kmol/jam	kg/jam	
1	H <sub>2</sub> O	18	6,1205	110.1690	0.3296
2	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	117	2,1004	245.7493	0.1131
3	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	136	10,3470	1407.1963	0.5573
4	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98	0,0000	0.0000	0.0000
5	NH <sub>3</sub> HSO <sub>4</sub>	115	0,0000	0.0000	0.0000
<b>Sub Total</b>			<b>18.5680</b>	<b>12167,7133</b>	<b>1</b>
<b>Total</b>			<b>12167,7133</b>		

Tabel L. 11 Hasil Atas Menara Distilasi

No	Komponen	BM	Input		Fraksi
			kmol/jam	kg/jam	Mol
1	H <sub>2</sub> O	18	0.5313	9.5629	0,5590
2	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	117	1.7246	201.7789	0,1575
3	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	136	3.1041	422.1589	0,2835
Sub Total			<b>10,9492</b>	<b>734,1069</b>	<b>1</b>
Total			<b>734,1069</b>		

Tabel L. 12 Hasil Bawah Menara Distilasi

No	Komponen	BM	Input		Fraksi
			kmol/jam	kg/jam	Mol
1	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	117	0,3758	43.9704	0.0493
2	C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	136	7,2429	985.0374	0.9507
Sub Total			<b>7,6187</b>	<b>1029,0078</b>	<b>1</b>
Total			<b>1029,0078</b>		

### 3. Menentukan Tipe dan Jenis Menara

Menara distilasi adalah kolom pemisah berupa silinder tegak yang di dalamnya berisi sejumlah kumpulan *tray* (isian) yang digunakan sebagai alat kontak fase cair-cair. Dipilih jenis ini dengan pertimbangan pemilihan sebagai berikut :

- a) Komponen campuran yang dipisahkan bersifat korosif.
- b) *Pressure drop* rendah.
- c) Bahan konstruksi menara dipilih menggunakan bahan *Stainless Steel SA-167 Type 304 Grade 3..*
- d) Dengan pertimbangan pemilihan sebagai berikut :
  - Harga relatif lebih murah.
  - Struktur kuat.
  - Ketahanannya cukup terhadap kondisi operasi.
  - Paling sering digunakan sebagai bahan konstruksi proses.

- **Distribusi Non Key Component**

LK (*Light Component*) =  $C_6H_5CH_2CN$

HK (*Heavy Component*) =  $C_6H_5CH_2COOH$

- **Derajat Pemisahan dan Key Component**

Hasil atas menara distilasi mempunyai titik didih yang rendah seperti Air, Benzil Sianida, dan sedikit Asam Fenil Asetat. Sedangkan Asam Fenil Asetat dan sedikit Benzil Sianida mempunyai titik didih yang lebih tinggi sehingga komponen-komponen ini menjadi hasil bawah dari menara distilasi. Hasil atas menara distilasi akan diembunkan di *Condensor-01* kemudian hasil embunnya ditampung di *Accumulator-01* sebagian direfluks ke menara distilasi.

- **Distribusi Komponen (Neraca Massa)**

Asumsi :

1. Tekanan di sepanjang Menara tetap.
2. Aliran cairan dan uap sepanjang Menara dianggap tetap (*equimolar over flow*)
3. *Relatif volatility* dianggap konstan sepanjang Menara.
4. Terjadi kesetimbangan di tiap *plate*.

- **Menghitung Rmin (Refluks Minimum)**

a. Perhitungan Reflux Minimum (Rmin)

*Reflux minimum* ini dapat dicari dengan metode *underwood*

$$\sum \frac{\alpha_i x_{id}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

(*Pers. 11.60, Coulsion and Richardson, 1983*)

Dengan:

Rm = Minimum *reflux ratio*

Xid = Konsentrasi komponen i di distilat.

$\alpha_i$  = Relatif volatility komponen i ini diambil sebagai rata-rata geometris di distilat dan *bottom* adalah akar persamaan berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i Z_{if}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

(pers. 11.61 ,Coulson and Richardson, 1983)

Dengan:

$z_i$  = Konsentrasi komponen diumpan.

$q$  = *Thermal characteristic* umpan, untuk cair jenuh  $q = 1$

Tabulasi Perhitungan :

Refluks minimum digunakan persamaan *Colburn* dan *Underwood*

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q = 0$$

(Coulson and Richardson, 1983)

dimana :

$\alpha$  = *Relative volatility* komponen  $i$  minimum refluks

$R_m$  = Minimum refluks *ratio*

$x_{i,d}$  = Konsentrasi komponen  $i$  pada puncak saat  $R_m$

(Coulson and Richardson, 1983)

Tabel L. 13 Perhitungan  $R_{min}$

Komponen	Feed (f)	Distillate	Bottom	log $P_i$	$P_i$	$K_i$	$\alpha_i$	$(\alpha_i \cdot x_{i,f}) / (\alpha_i - \theta)$	$R_{m+1}$
H <sub>2</sub> O	0.0058	0.0151	0,0000	4.1683	14733.9406	19.3868	74.3848	0.0061	0.0161
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	0.1478	0.3185	0,0427	3.1006	1260.7176	1.6588	6.3648	0.6023	1.2979
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	0.8464	0.6664	0,9573	2.2968	198.0773	0.2606	1.0000	-0.2226	-0.1752
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000	0,0000	1.7438	55.4355	0.0729	0.2799	0.0000	0.0000
NH <sub>3</sub> HSO <sub>4</sub>	0.0000	0.0000	0,0000	5.2178	165125.8221	217.2708	833.6434	0.0000	0.0000
<b>Total</b>	<b>1,000</b>	<b>1,000</b>	<b>1,000</b>	<b>16.5274</b>	<b>116741,3797</b>	<b>238.6500</b>	<b>915.6728</b>	<b>0.3859</b>	<b>1.1388</b>

**Total**

$$R_{min} + 1 = 1,1388$$

$$R_{min} = 0,1388$$

Refluks yang digunakan berkisar (1,2 -1,5) Rm. Diambil refluks

rasio = 1,5 sehingga

$$R = 1,5 \times R_{min}$$

$$= 0,2082$$

$$R/R+1 = 0,1723$$

$$R_{min}/R_{min}+1 = 0,1219$$

Menentukan Jumlah *Stage* Teoritis

$$N_{nim}/N = 0,28$$

$$N_{min} = 9 \text{ stage}$$

- **Menentukan Efisiensi**

Menghitung viskositas *top* menggunakan persamaan

$$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

Tabel L. 14 Viskositas *Top* Menara

Komponen	A	B	C	D	$\mu_i$	xid	$\mu_i \cdot xid$
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	2,37E-01	0,5590	1,32E-01
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	-6,5416	1,16E+03	1,22E-02	-1,00E-05	4,52E-01	0,1575	7,12E-02
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	7,1162	-8,26E+02	-1,49E-02	7,03E-06	1,81E+00	0,2835	5,13E-01
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05	3,75E+00	0,0000	0,00E+00
NH <sub>3</sub> HSO <sub>4</sub>	-1,8314	8,42E+02	9,81E-03	-6,67E-16	1,42E+04	0,0000	0,00E+00
<b>Total</b>						<b>1,0000</b>	<b>0,7169</b>

Menghitung viskositas *bottom* menggunakan persamaan  $\log \mu = A + B/T$

$$+ CT + DT^2$$



Tabel L. 15 Viskositas *Bottom Menara*

Komponen	A	B	C	D	Xd	$\mu$	$\mu\alpha$
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	1,05E-01	0,0000	0,00E+00
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN	-6,5416	1,16E+03	1,22E-02	-1,00E-05	1,95E-01	0,0493	9,63E-03
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH	7,1162	-8,26E+02	-1,49E-02	7,03E-06	4,50E-01	0,9507	4,28E-01
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05	4,31E+00	0,0000	0,00E+00
NH <sub>3</sub> HSO <sub>4</sub>	-1,8314	8,42E+02	9,81E-03	-6,67E-16	8,53E+04	0,0000	0,00E+00
<b>Total</b>						<b>1,0000</b>	<b>0,4375</b>

(Yaws, 1999)

Maka

$$\mu \text{ avg} = 0,5876$$

$$\alpha \text{LK avg} = 1,0000$$

Dihitung dengan persamaan empiris *O'Connell* :

$$E_Q = 51 - 32,5 \log (\mu\alpha\alpha)$$

(Coulson and Richardson, Vol.6)

$$E_o = 51 - 32,5 \log (0,5876 \times 1,0000)$$

$$= 58,5054\%$$

$$= 0,5851$$

- **Menghitung Jumlah *Plate Actual***

$$N \text{ teoritis} = 9 \text{ stage}$$

$$\text{Efisiensi plate} = 0,5851$$

$$N \text{ Actual} = \frac{N \text{ teoritis}}{\text{Efisiensi Plate}}$$

$$\text{Maka, } N \text{ Actual} = 15,3832 \text{ plate} \approx 15 \text{ plate}$$

- **Menentukan *Feed Plate***

$$\log \left[ \frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[ \left( \frac{B}{D} \right) \left( \frac{x_f, HK}{x_f, LK} \right) \left( \frac{x_b, LK}{x_d, HK} \right)^2 \right]$$

(Coulson and Richardson, Vol.6)

$$N_r/N_s = 0,9375$$

$$\begin{aligned} N_r + N_s &= 15 \\ N_s &= 7,7421 \approx 8 \text{ stage dari bawah} \\ N_r &= 7,2579 \approx 7 \text{ stage dari atas, sehingga ditentukan } \textit{feed tray} \\ &\text{ pada } \textit{tray} \text{ dari atas.} \end{aligned}$$

#### 4. Menentukan Dimensi Menara

- **Menentukan Diameter Menara**

Menghitung berdasarkan kecepatan uap maksimal dari persamaan 11.79 dan 11.80 buku *Coulson & Richardson's*.

$$Uv = (-0,171l_t^2 + 0,27l_t - 0,047) \left[ \frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right]^{1/2}$$

(*Coulson and Richardson, Vol.6*)

Dengan :

$U_v$  = Kecepatan uap masuk yang diijinkan berdasarkan luas tampang total menara, m/s

$V_w$  = Kecepatan uap/cairan maksimum, m/s

$I_s$  = *Plate spacing*, m

$D_c$  = Diameter kolom, m

➤ *Enriching Section*

Densitas cairan ( $\rho_L$ ) = 454,6591 kg/m<sup>3</sup>

BM Campuran = 118,1907 kg/kmol

Densitas Campuran ( $\rho_v$ ) =  $\frac{BM \times P}{R \times T}$   
= 0,0032 kg/l = 3,2493 kg/m<sup>3</sup>

$U_v$  = 0,2777 m/s

$V_w$  = 765,3854 kg/jam

$D_c$  = 0,5479 m

➤ *Stripping Section*

Densitas cairan ( $\rho_L$ ) = 387,6430 kg/m<sup>3</sup>

BM Campuran = 135,0628 kg/kmol

Densitas Campuran ( $\rho_v$ ) =  $\frac{BM \times P}{R \times T}$

$$= 0,0031 \text{ kmol/jam} = 3,1284 \text{ kmol/jam}$$

$$U_v = 0,2612 \text{ m/s}$$

$$V_w = 938,1579 \text{ kg/jam}$$

$$D_c = 0,6374 \text{ m}$$

- **Perancangan Plate**

- Panjang Weir

Tabel L. 16 Panjang Weir

Parameter	Seksi <i>Enriching</i>	Seksi <i>Stripping</i>
Diameter <i>Coloum</i>	0,5479 m	0,6374 m
Luas Penampang <i>Coloum</i> ( $A_c$ )	0,2356 m <sup>2</sup>	0,3189 m <sup>2</sup>
Luas <i>Down Comer</i> ( $A_d$ ) = 0,12 $A_c$	0,0283 m <sup>2</sup>	0,0383 m <sup>2</sup>
Luas <i>Net Area</i> ( $A_n$ ) = $A_c - A_d$	0,2074 m <sup>2</sup>	0,2806 m <sup>2</sup>
Luas <i>Active Area</i> ( $A_a$ ) = $A_c - 2 A_d$	0,1791 m <sup>2</sup>	0,2424 m <sup>2</sup>
Luas <i>Hole Area</i> ( $A_h$ ) = 0,1 $A_a$	0,0179 m <sup>2</sup>	0,0242 m <sup>2</sup>

Panjang weir ( $t_w$ ) merupakan fungsi  $A_d/A_c$  yang telah digambarkan (*fig* 11.33, *Couslon*).

Untuk  $A_d = 0,12 A_c$ , diperoleh  $t_w/D_c = 0,75$ . Sehingga

$$t_w (\textit{Enriching}) = 0,4109 \text{ m}$$

$$t_w (\textit{Stripping}) = 1,1767 \text{ m}$$

Dalam perancangan dipilih :

$$\textit{Take weir height} (h_w) = 50 \text{ mm}$$

Hole diameter (Dh) = 5 mm

Plate thickness/tebal plate = 5 mm

➤ Cek Weeping

○ Enriching Section

V = 765,3854 kg/jam

L = 131,8846 kg/jam

Max how = 2,5315 mm liquid

Min how = 0,0256 mm liquid

Min. How + hw = 54,9957 mm

$$U_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0,90 \cdot (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{0.5}}$$

$$= 6,6089 \text{ m/s}$$

$$Q_v = (V \cdot \text{BM vapour}) / \rho v$$

$$= 235,5547 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0654 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_h = 2,9231 \text{ m/s}$$

○ Stripping Section

V = 214,2227 kg/jam

L = 1243,2305 kg/jam

Max how = 7,7395 mm liquid

Min how = 0,2417 mm liquid

Min. How + hw = 54,9117 mm

$$U_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0,90 \cdot (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{0.5}}$$

$$= 6,7370 \text{ m/s}$$

$$Q_v = (V \cdot \text{BM vapour}) / \rho v$$

$$= 299,8833 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0833 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_h = 2,7495 \text{ m/s}$$

(Coulson and Richardson, Vol.6)

○ *Plate Pressure Drop*

Dalam mengetahui *plate pressure drop* digunakan persamaan :

$$\text{Dry plate drop (hd)} = 51 \left[ \frac{U_h}{C_o} \right]^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

(Coulson and Richardson, Vol.6)

Dengan

$U_h$  = Kecepatan uap melalui *hole*, m/s

$C_o$  = Koefisien *discharge sieve plate*

$C_o$  merupakan fungsi tebal *plate*,  $d$  *hole* dan perbandingan *area hole* dan *active area*.

▪ *Enriching Section*

$$U_h \text{ max} = 3,6539 \text{ m/s}$$

$$A_h/A_p = A_h/A_a = 0,1000$$

$$\text{Tebal plate/dh} = 1$$

$$H_d = 6,7989 \text{ mm liquid}$$

$$H_r = 25,4931 \text{ mm liquid}$$

$$H_t = 92,0315 \text{ mm liquid}$$

▪ *Stripping Section*

$$U_h \text{ max} = 3,4368 \text{ m/s}$$

$$A_h/A_p = A_h/A_a = 0,1000$$

$$\text{Tebal plate/dh} = 1$$

$$H_d = 6,7926 \text{ mm liquid}$$

$$H_r = 32,2462 \text{ mm liquid}$$

$$H_t = 96,7782 \text{ mm liquid}$$

○ *Total Pressure Drop*

Dalam menghitung total *pressure drop*, dipilih harga  $h_t$  yaitu seksi *enriching*.

$$H_t = 96,7782 \text{ mm liquid}$$

$$\Delta P_t = 368,0259 \text{ Pa} = 0,0036 \text{ atm}$$

- Menentukan Jumlah *Hole*

$$\begin{aligned} \text{Luas satuan hole} &= \pi/4 (dh)^2 \\ &= 0,000019625 \text{ mm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah hole bawah} = 1235,0480$$

$$\text{Jumlah hole atas} = 912,4869$$

### ***Downcomer Liquid Back Up***

$$\text{Hap} = h_w - 10 \text{ mm}$$

$$= 40 \text{ mm}$$

$$\text{Aap top} = 0,0164$$

$$\text{Aap bottom} = 0,0471$$

$$\text{Ad top} = 0,0283$$

$$\text{Ad bottom} = 0,0383$$

$$h_{dc} = 166 \left[ \frac{L_{wd}}{\rho L \cdot A_m} \right]^2$$

(Coulson and Richardson, 1983)

Dengan ;

$$L_{wd} = \text{Kecepatan alir cairan pada downcomer}$$

$$H_{dc} = \text{Headloss pada downcomer}$$

$$\text{Top } h_{dc} = 3,9896 \text{ mm}$$

$$H_b = 148,5525 \text{ mm}$$

$$\text{Bottom } h_{dc} = 59,4717 \text{ mm}$$

$$H_b = 213,9893 \text{ mm}$$

- Cek *Resident Time*

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_{bc} \cdot \rho L}{L_{wd}}$$

(Coulson and Richardson, 1983)

$$Top\ tr = 52,1289\ s$$

$$Bottom\ tr = 9,1926\ s$$

- *Maximum Vapour Velocity*

$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw} \cdot \sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}}$$

$$uf = k1 \sqrt{\frac{\rho L - \rho v}{\rho v}}$$

dimana :

Lw = Kecepatan aliran cairan, kg/s

Vw = Kecepatan aliran uap, kg/s

FLV = Faktor aliran cairan uap

Uf = Kecepatan *flooding* uap, m/s

K = Konstanta yang merupakan fungsi Flv dan Lt

(Coulson p 454 pers 11.81 & 11.82)

- *Seksi Enriching*

Dari perhitungan diperoleh :

$$Flv = 0,0146$$

Dari *fig. 1, 1.27 Coulson* halaman 459 untuk *tray spacing*

0,4 m maka K = 0,115, karena *maximal superficial velocity*

terjadi pada keadaan *flooding* maka :

$$Uf = 1,3555\ m/s, \text{ agar tidak terjadi } flooding \text{ diambil } 85\%$$

$$= 0,85 \times 1,3555\ m/s$$

$$= 1,1521\ m/s$$

- *Seksi Stripping*

Dari perhitungan diperoleh :

$$Flv = 0,5214$$

Dari *fig. 1, 1.27 Coulson* halaman 459 untuk *tray spacing*

0,4 m maka K = 0,089, karena *maximal superficial velocity*

terjadi pada keadaan *flooding* maka :

$$Uf = 0,9867\ m/s, \text{ agar tidak terjadi } flooding \text{ diambil } 85\%$$

$$= 0,85 \times 0.9867 \text{ m/s}$$

$$= 0,8387 \text{ m/s}$$

- *Check Entrainment*

- *Seksi Enriching*

$$U_v = 0,3156$$

$$\% \text{ flooding} = 2,3281$$

$$\Psi = 0,0013$$

- *Seksi Stripping*

$$U_v = 0,2968$$

$$\% \text{ flooding} = 3,0082$$

$$\Psi = 0,0012$$

- **Menentukan Tebal Dinding Menara**

- *Tebal Shell*

Diameter Menara

- *Seksi enriching* = 31,6250 in

- *Seksi stripping* = 31,6250 in

Tekanan perancangan = 31 psia

Bahan konstruksi = *Stainless Steel SA 167 grade C*

$T_s$

$$T_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot e^{-0,6P}} + C$$

(*Brownell and Young hal 254, pers 13.1*)

$$= 0,1563 \text{ in, dipakai tebal shell standart } (3/16) = 0,1875 \text{ in}$$

(*Brownell and Young hal 89-91, tabel 5.7*)

$$OD = ID + St$$

$$= 31,6176 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7. *Brownell and Young* hlm 89-91, OD yang sesuai

$$OD = 32 \text{ in}$$

$$ID \text{ Koreksi} = OD - 2t$$

$$= 31,6250 \text{ in}$$



o Tebal *Head*

Pada perancangan menara distilasi ini jenis *head* yang dipilih adalah *torispherical dished head*.

$$th = \frac{0,885 \cdot P \cdot ri}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

(*Brownell and Young, pers 13.12*)

Sehingga dari perhitungan diperoleh nilai  $th = 0,1563$  in, maka dipilih tebal standar  $th = 3/16$ .

o Menentukan Jarak Puncak dengan Straight Flange

Dari tabel 5.8. *Brownell, straight flange* (sf) antara 1,5-2 in, dipilih *straight flange* (sf) = 2 in. Maka diperoleh :

r	= 21 in
icr	= 1,375 in
a	= 10,7848 in
b	= 3,7780 in
AB	= 9,4098 in
BC	= 19,772-n
AC	= 17,2220 in
OA = Hh	= 5,9344 in

• **Menentukan Tinggi Menara**

a) *Volume Head Bottom*

$$\text{Volume Head Bottom} = 0,000049 \times ID^3 = 0,7743 \text{ in}^3$$

b) *Q Bottom*

$$\begin{aligned} Q \text{ bottom} &= \frac{l}{pl} \\ &= 0,000890876 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

c) *Volume Cair*

$$\begin{aligned} \text{Volume Cairan} &= Q \times T \\ &= 0,0082 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

d) *Tinggi Cairan*

$$\text{Tinggi Cairan} = \frac{(\text{Volume cairan} - \text{Volume head})}{Ac} = 0,025638933 \text{ m}$$

e) *Tray Spacing*

$$T_s = 0,4 \text{ m}$$

f) Tinggi Kolom

$$\begin{aligned} \text{Tinggi kolom} &= (N_{act} - 1) \times T_s \\ &= 6 \text{ m} \end{aligned}$$

g) Ruang Kosong

○ Ruang Kosong atas = 0,6 m

○ Ruang Kosong Bawah = 0,9 m

h) Tinggi Menara = 7.5 m

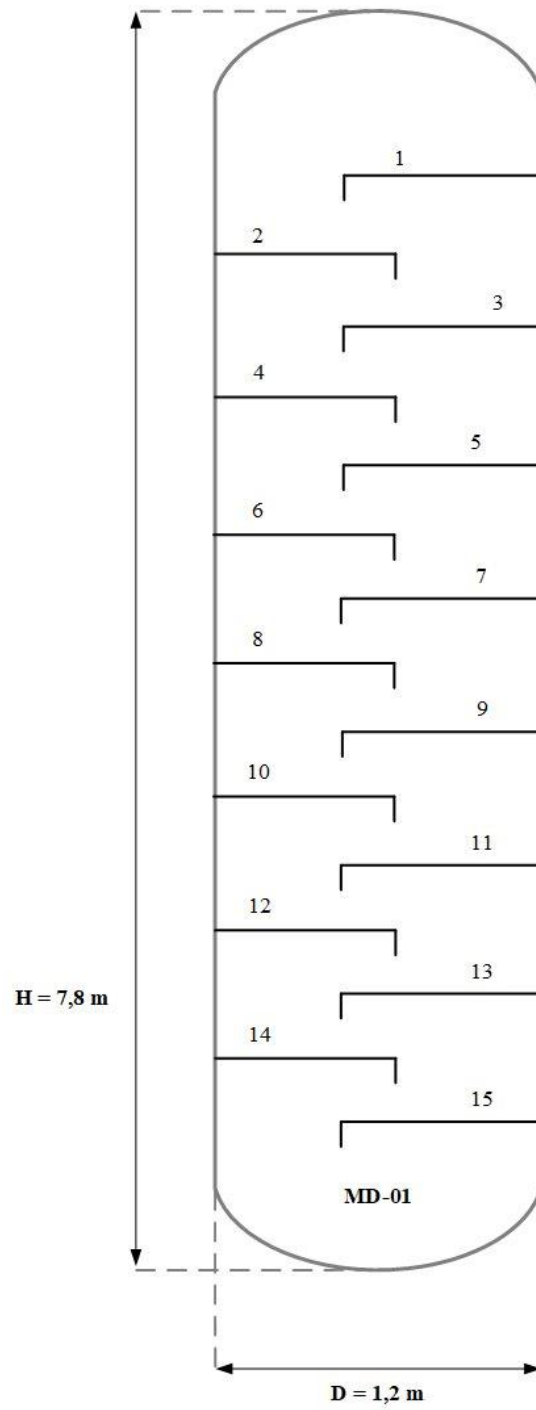
i)  $Hh_{Top} + Hh_{bottom} = 12,9561 \text{ in}$

j) Tinggi Total Menara = 7.8291 m

Sehingga setelah dilakukan perhitungan diperoleh data sebagai berikut :

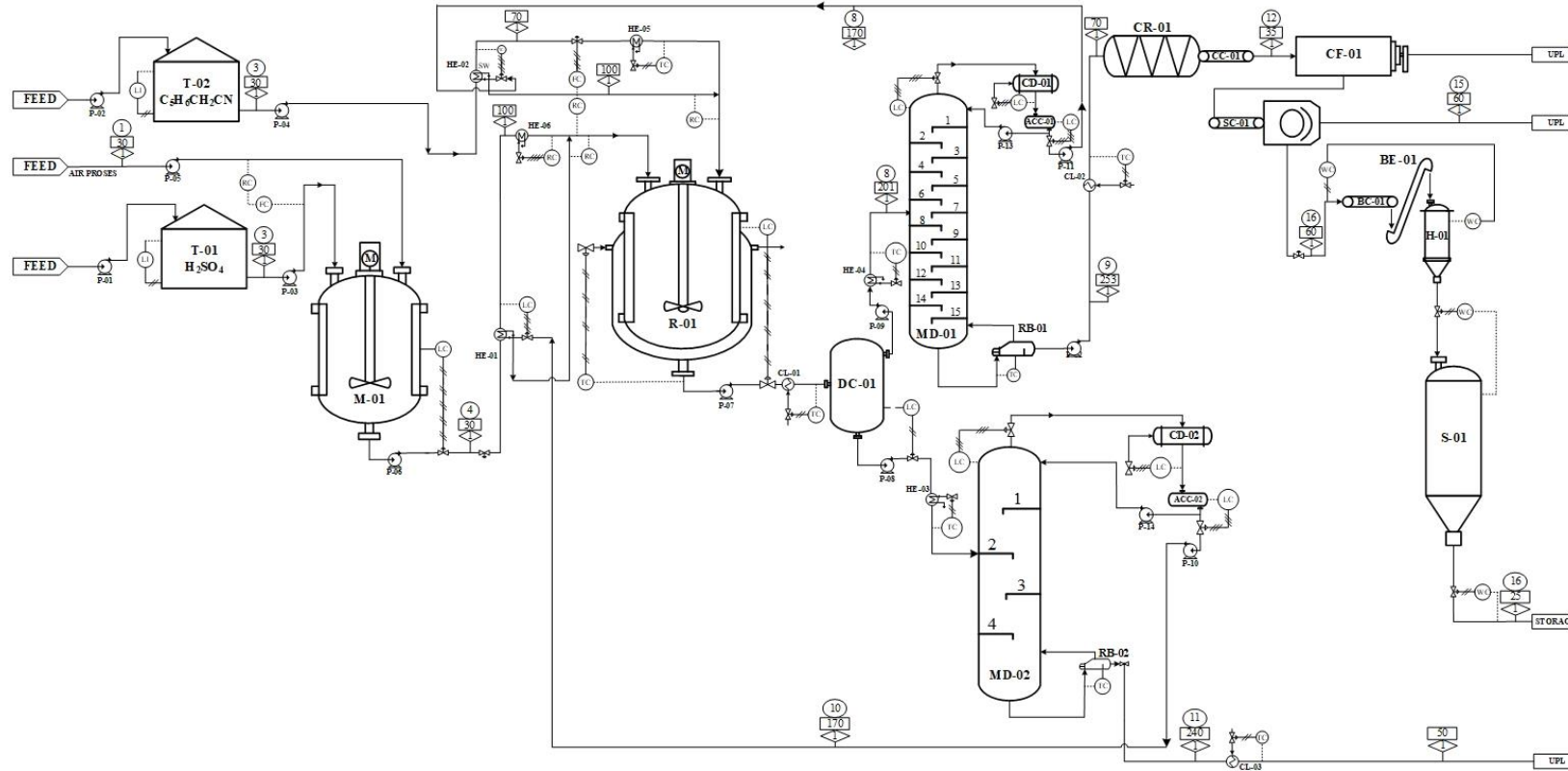
Tabel L. 17 Ukuran Pipa

<b>Keterangan</b>	<b>D opt (mm)</b>	<b>ID (in)</b>	<b>OD (in)</b>	<b><math>\rho</math> (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Wm (kg/s)</b>
Pipa Pemasukan Umpan	19,2459	1,049	1,32	377,6981	0,4618
Pipa Pemasukan Refluks	5,0800	0,493	0,675	454,6591	0,0366
Pipa Pemasukan Uap Boiler	39,9851	3,068	3,5	3,1284	0,0595
Pipa Pengeluaran Atas	68,9875	5,761	6,625	3,2493	0,2126
Pipa Pengeluaran Cairan <i>Bottom</i>	16,4923	1,049	1,32	387,6430	0,3453



Gambar L.3 Spesifikasi pada Menara Distilasi

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRARANCANGAN PABRIK ASAM FENIL ASEATAT DARI BENZIL SIANIDA, ASAM SULFAT, DAN AIR**  
**KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)															
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16
Air (H <sub>2</sub> O)	331.8347	25.8831	12.7455	357.7178	119.7320	110.1690	9.5629	110.1690	-	9.5629	-	-	-	-	-	-
Benzil Sianida (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> CN)	-	-	1059.8627	-	252.3603	245.7493	6.6110	201.7789	43.9704	6.6110	-	43.9704	39.5733	4.3970	3.9573	0.4397
Asam Fenil Asetat (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>2</sub> COOH)	-	-	-	-	1408.0409	1407.1963	0.8446	411.1589	985.0374	0.1689	0.6757	985.0374	9.8504	975.1870	9.7519	965.4351
Asam Sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	-	1268.2721	-	1268.2721	422.7574	-	422.7574	-	-	380.4816	42.2757	-	-	-	-	-
Amonium Hidrogen Sulfat (NH <sub>4</sub> HSO <sub>4</sub> )	-	-	-	-	992.1857	-	992.1857	-	-	297.6557	694.5300	-	-	-	-	-
Total	331.8347	1294.1552	1072.6081	1625.9899	3195.0762	1763.1146	1431.9616	734.1069	1029.0078	694.4802	737.4814	1029.0078	49.4237	979.5840	13.7092	965.8748

Simbol Alat	Keterangan	Simbol Gambar	Keterangan
ACC	Accumulator	(Symbol)	Weight Controller
BC	Belt Conveyor	(Symbol)	Flow Controller
BE	Bucket Elevator	(Symbol)	Temperature Controller
CD	Condenser	(Symbol)	Pressure Control
CF	Centrifuge	(Symbol)	Ratio Controller
CL	Cooler	(Symbol)	Level Controller
CR	Crystallizer	(Symbol)	Level Indicator
D	Decanter	(Symbol)	Stream Number
H	Hopper	(Symbol)	Temperature, °C
HE	Heat Exchanger	(Symbol)	Pressure, atm
M	Mixer	(Symbol)	Flow Controller
MD	Menara Distilasi	(Symbol)	Area Usaha
R	Reactor	(Symbol)	Signal Listrik
RD	Rotary Dryer	(Symbol)	Udara Instrumen
S	Silo	(Symbol)	
T	Tanqui	(Symbol)	

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRARANCANGAN PABRIK ASAM FENIL ASEATAT DARI BENZIL SIANIDA, ASAM SULFAT, DAN AIR**  
**KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**

Dibuat oleh:  
 Alvin Balaji Viratu Hapari (2000020060)  
 Faradhainingsih Maddalak (2000020032)

Dosen Pembimbing:  
 Prof. Dr. Ir. Erna Astuti, S.T., M.T., IPM  
 PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
 UNIVERSITAS AHMAD DAHLAN  
 YOGYAKARTA  
 2024