

**DESAIN PROYEK PABRIK PEMBUATAN SELULOSA ASETAT DARI  
SELULOSA DAN ASETAT ANHIDRID KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN**



**SKRIPSI**

**Dibuat untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar  
Skripsi pada Jurusan S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri,  
Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro**

**Disusun Oleh:**

**Nica Safira Ingrid Pradani**

**NIM 40040117640008**

**PRODI S-Tr TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI  
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI  
SEKOLAH VOKASI  
SEMARANG  
2024**

**DESAIN PROYEK PABRIK PEMBUATAN SELULOSA ASETAT DARI  
SELULOSA DAN ASETAT ANHIDRID KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN**



**SKRIPSI**

**Dibuat untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar  
Skripsi pada Jurusan S-Tr Teknologi Rekayasa Kimia Industri,  
Sekolah Vokasi, Universitas Diponegoro**

**Disusun Oleh:**

**Nica Safira Ingrid Pradani**

**NIM 40040117640008**

**PRODI S-Tr TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI  
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI  
SEKOLAH VOKASI  
SEMARANG  
2024**

# HALAMAN PENGESAHAN

HALAMAN PENGESAHAN  
**DESAIN PROYEK PABRIK PEMBUATAN SELULOSA ASETAT DARI  
SELULOSA DAN ASETAT ANHIDRID KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN**

Skripsi

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Terapan Teknik

Disusun Oleh:

Nica Safira Ingrid Pradani

NIM. 40040117640008

Disetujui dan Disahkan Sebagai Laporan Tugas Akhir (Skripsi)

Semarang, 25 Juni 2024

Dosen Pembimbing,

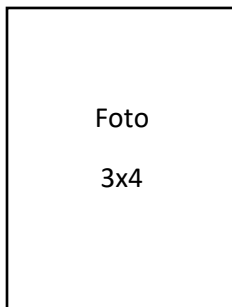
  
Heny Kusumawanti, S.T., M.T.  
NIP. 19721(2919)5122001

## HALAMAN PERNYATAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini

Nama Penyusun : Nica Safira Ingrid Pradani  
NIM Penyusun : 40040117640008  
Judul Tugas Akhir : **Desain Proyek Pabrik Pembuatan Selulosa Asetat dari  
Selulosa dan Asetat Anhidrid Kapasitas 55.000 Ton/Tahun**  
Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi / S. Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner saya Novia Dwi Nisrina. didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Diponegoro sesuai aturan yang berlaku. Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa paksaan dari siapapun.



Semarang, 25 Juni 2024

Nica Safira Ingrid Pradani  
40040117640008

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan ke hadirat Allah SWT atas limpahan rahmat serta hidayah-Nya, penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir prarancangan pabrik dengan judul “Desain Proyek Pabrik Pembuatan Selulosa Asetat dari Selulosa dan Asetat Anhidrid Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”

Tugas akhir prarancangan pabrik ini bertujuan untuk melatih mahasiswa dengan bekal daya penalaran dan improvisasi yang tinggi agar mampu secara komperhensif menerapkan semua teori dan kemahiran Teknik Kimia ke dalam pra rancangan pabrik.

Ucapan terima kasih yang sebesar-besarnya penulis sampaikan kepada :

1. Keluarga yang tidak henti-hentinya selalu memberikan doa dan motivasi untuk senantiasa bersemangat dan tidak menyerah untuk menyelesaikan tugas akhir ini.
2. M. Endy Yulianto, ST, MT, selaku Ketua Program Studi Sarjana Terapan Teknik Rekayasa Kimia Industri yang selalu memberikan dorongan dan motivasi kepada para mahasiswa.
3. Heny Kusumayanti.S.T.,M.T. selaku dosen pembimbing skripsi yang membimbing dan mengarahkan sehingga penulis dapat lebih memahami dan mengerti tentang banyak hal yang ada di Teknik kimia serta dapat menyelesaikan skripsi dengan baik dan benar.
4. Dr.Ir. Fahmi Arifan, ST, M. Eng, IPM, selaku dosen wali kelas A angkatan 2017, yang telah memberikan semangat dan doa kepada penyusun.
5. Seluruh Dosen Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri Departemen Teknologi Industri Sekolah Vokasi Universitas Diponegoro.
6. Teman-teman mahasiswa Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri angkatan 2017 yang telah memberikan informasi, semangat, dan dukungan dalam menyelesaikan skripsi ini.
7. Semua pihak yang telah membantu hingga terselesaikannya Skripsi ini. Semoga segala bantuan yang telah diberikan, diberi balasan yang setimpal dari Allah SWT.

Penyusun menyadari keterbatasan dan kemampuan dalam penyusunan skripsi ini, oleh karena itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun sehingga dapat bermanfaat bagi penyusun untuk menyempurnakan skripsi ini.

Semarang,

Penyusun

## INTISARI

Pabrik selulosa asetat berkapasitas 55.000 ton/tahun ini beroperasi selama 330 hari/tahun dan 24 jam/hari. Pabrik ini membutuhkan bahan baku berupa selulosa, dan asam asetat anhidrid. Kemudian, bahan pendukung yang digunakan yaitu asam asetat, etil asetat, dan natrium asetat. Proses yang terjadi dalam pabrik ini meliputi reaksi asetilasi selulosa dalam reaktor dengan kondisi operasi 1 atm dan 50 oC, menggunakan katalis asam sulfat, menghasilkan selulosa dari cotton. Lalu terjadi reaksi hidrolisis sampai pereaksi asam asetat anhidrid habis bereaksi dengan air yang kemudian dilakukan reaksi netralisasi untuk menghilangkan kadar asam sulfat. Lalu, hasil produk netralisasi diproses hingga terbentuk flakes selulosa asetat dan dikeringkan hingga diperoleh produk selulosa asetat padat. Pabrik ini didirikan di kawasan industry Cilegon, Banten dengan luas area sebesar 3,4 ha. Pabrik ini diharapkan mampu menyerap tenaga kerja sebanyak 202 orang. Pabrik ini memiliki unit pembangkit steam, unit penyedia udara tekan, dan unit pengolahan limbah. Pabrik selulosa ini direncanakan berdiri pada tahun 2024 dengan modal \$ 168.948.684,15 . Keuntungan yang diperoleh pabrik ini sebelum dikenai pajak sebesar \$ 240.818.996,94 dan setelah dikenai pajak sebesar \$192.655.197,55. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, maka diperoleh Return on Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 379,0032502% dan setelah pajak 303,2026002%, Pay Out Time (POT) sebelum pajak sebesar 0,258274423 tahun dan setelah pajak 0,321146448 tahun, Break Even Point (BEP) sebesar \$ 7.104.937,06 Shut Down Point (SDP) sebesar 9,67703719129,56%, dan Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) sebesar 9,677037191% per tahun. Berdasarkan hasil evaluasi tersebut, maka pabrik ini menarik dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci : selulosa asetat, cotton, flakes, proses asetilasi.

## SUMMARY

The cellulose acetate plant with a capacity of 55,000 tons/year operates for 330 days/year and 24 hours/day. This factory requires raw materials in the form of cotton and acetic anhydride. Then, the supporting materials used are acetic acid, ethyl acetate, and sodium. The process that occurs in this factory includes the acetylation reaction of cellulose in a reactor with operating conditions of 1 atm and 50 °C, using a sulfuric acid catalyst, producing cellulose from cotton. Then, hydrolysis reaction occurs until the acetic anhydride reagent is used up and reacts with water which is then carried out a neutralization reaction to remove sulfuric acid levels. Then, the neutralization product was processed to form cellulose acetate flakes and dried to obtain a solid cellulose acetate product. This factory was established in Karanganyar Regency, Central Java with an area of 3.4 ha. The factory is expected to be able to absorb a workforce of 202 people. This plant has a steam generating unit, a compressed air supply unit, and a sewage treatment unit. This cellulose factory is planned to be established in 2024 with a fixed capital of \$192,655,197.55. The profit earned by this factory before tax was \$240,818,996.94 and after tax was \$379,003,250.2%. Based on the economic evaluation that has been carried out, the Return on Investment (ROI) before tax is 303,202,600.2% and after tax is 14.80%, Pay Out Time (POT) before tax is 0.258274423 years and after tax is 4.03 years, Break Even Point (BEP) of 7,104,937.06 Shut Down Point (SDP) of 9,677,037,191.29, 56%, and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of 677,037,191% per year. Based on the evaluation results, this factory is interesting and deserves further study.

Keywords: cellulose acetate, cotton, flakes, acetylation proc

## DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN .....	iii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI .....	iv
HALAMAN PERNYATAN INTEGRITAS .....	v
KATA PENGANTAR .....	vi
INTISARI .....	vii
SUMMARY .....	viii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR .....	xiv
BAB I.....	1
PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik .....	1
1.2 Kapasitas Pra Rancangan Pabrik .....	2
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	5
BAB II.....	10
DESKRIPSI PROSES.....	10
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....	10
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku .....	10
2.1.2 Katalis .....	10
2.1.3 Bahan Penunjang .....	11
2.1.4 Spesifikasi Produk .....	12
2.2 Konsep Reaksi .....	13
2.2.1 Dasar Reaksi .....	13
2.2.2 Pemakaian Katalis .....	14
2.2.3 Mekanisme Reaksi.....	14
2.3 Tinjauan Termodinamika.....	15
2.3 Tinjauan Kinetika.....	16
2.4 Langkah Proses .....	18
2.5 Diagram Alir ( <i>Flowsheet</i> ).....	22
2.6 Diagram Alir Neraca Massa.....	23



2.6 Diagram Alir Neraca Panas .....	24
2.7. Neraca Massa dan Neraca Panas .....	25
2.7.1. Neraca Massa .....	25
2.7.1.1. Neraca Massa Reaktor .....	25
2.7.1.2. Neraca Massa Neutralizer .....	25
2.7.1.3. Neraca Massa Precipicator .....	25
2.7.1.4. Neraca Massa Rotary Screen Washer .....	26
2.7.1.5. Neraca Massa Splitter 2 .....	26
2.7.1.6. Neraca Massa Centrifuge .....	26
2.7.1.7. Neraca Massa Rotary Dryer .....	27
2.7.1.8. Neraca Massa Mixer .....	27
2.7.1.9. Neraca Massa Decanter / Settler .....	28
2.7.1.10. Neraca Massa Menara Destilasi .....	28
2.7.1.11. Neraca Massa Decanter (Dc-102) .....	28
2.7.1.12. Neraca Massa Mixer Etil Asetat (Arus Recycle) .....	29
2.7.1.13. Neraca Massa Mixer Pengenceran Asam Asetat untuk Hydrolizer .....	29
2.7.1.14. Neraca Massa Splitter Arus Recyle Asam Asetat .....	29
2.7.1.15. Neraca Massa Mixer Fresh Feed Asam Asetat .....	30
2.7.2. Neraca Panas .....	30
2.7.2.1. Neraca Panas Reaktor .....	30
2.7.2.2. Neraca Panas Hydrolyzer .....	31
2.7.2.3. Neraca Panas Neutralizer .....	31
2.7.2.4. Neraca Panas Precipitator .....	31
2.7.2.5. Neraca Panas Rotary Screen Washer .....	32
2.7.2.6. Neraca Panas Splitter 2 .....	32
2.7.2.7. Neraca Panas Centrifuge .....	32
2.7.2.8. Neraca Panas Rotary Dryer .....	33
2.7.2.9. Neraca Panas Mixer .....	33
2.7.2.10. Neraca Panas Decanter .....	34
2.7.2.11. Neraca Panas HE-103 .....	34
2.7.2.12. Neraca Panas Menara Distilasi .....	34

2.7.2.13.	Neraca Panas Heat Exchanger (HE-105) .....	35
2.7.2.14.	Neraca Panas Titik Pertemuan Arus Recycle $\text{CH}_3\text{COOH}$ .....	35
2.7.2.15.	Neraca Panas Splitter 1 .....	36
2.7.2.16.	Neraca Panas Mixer (M-101).....	36
2.7.2.17.	Neraca Panas Heat Exchanger (HE-101) .....	36
2.7.2.18.	Neraca Panas Heat Exchanger (HE-106) .....	37
2.7.1.1.	Neraca Panas Decanter (Dc-102).....	37
2.7.1.2.	Titik Pertemuan Arus Recycle $\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ .....	37
2.8	Tata Letak Pabrik dan Pemetaan.....	38
<b>BAB III</b>	.....	<b>46</b>
<b>SPESIFIKASI ALAT</b>	.....	<b>46</b>
3.1	Tangki Penyimpanan Asam Asetat.....	46
3.1	Heat Exchanger.....	47
3.3	Belt Conveyer .....	47
3.4	Reaktor .....	47
3.5	Hydrolizer .....	48
3.6	Neutralizer.....	48
3.7	Rotary Dryer .....	49
3.8	Centrifugase .....	49
3.9	Menara Distilasi .....	49
<b>BAB IV</b>	.....	<b>50</b>
<b>UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM</b>	.....	<b>50</b>
4.1	Unit Pendukung Proses .....	50
4.1.1	Unit Pengadaan dan Pengolahan air .....	51
4.1.2	Pengolahan Air.....	52
4.1.3	Unit Pembangkit Steam .....	56
4.1.4	Unit Penyedia Udara Tekan .....	57
4.1.5	Program Kerja Laboratorium.....	57
4.1.6	Unit Pengolahan Limbah .....	59
<b>BAB V</b>	.....	<b>64</b>
<b>MANAJEMEN PERUSAHAAN</b>	.....	<b>64</b>
5.1	Bentuk Perusahaan.....	64

5.2 Struktur Organisasi .....	64
5.3 Tugas dan Wewenang .....	65
5.6 Kesejahteraan Sosial .....	77
5.7 Corporate Social Responsibility (CSR) .....	78
<b>BAB VI TROUBLESHOOTING .....</b>	<b>81</b>
7.1 Penentuan Harga Peralatan .....	96
7.2 Dasar Perhitungan .....	98
7.3 Perhitungan Biaya .....	98
7.3.1 Total Capital Invesment .....	98
7.3.2 Total Manufacturing Cost .....	101
7.3.3 General Expense .....	103
7.4 Analisa Kelayakan .....	103
Keterangan Biaya USD (\$) .....	107
Total Production Cost 249.181.003,06 .....	107
LAMPIRAN A .....	111
LAMPIRAN .....	124
<b>NERACCA PANAS .....</b>	<b>124</b>
A. Perhitungan Neraca Panas Reaktor (R-101) .....	125
B. Perhitungan Neraca Panas Hydrolyzer (H-101) .....	128
C. Perhitungan Neraca Panas Neutralizer (N-101) .....	131
D. Perhitungan Neraca Panas System Precipitator .....	134
D.1. Precipitator (P-101) .....	137
D.2. Rotary Screen Washer (RS-101) .....	138
E. Perhitungan Neraca Panas Centrifuge (CF-101) .....	140

## DAFTAR TABEL

TABEL 1 1KEBUTUHAN IMPOR SELULOSA ASETAT .....	2
TABEL 1 2 KAPASITAS PRODUKSI PABRIK SELULOSA ASETAT .....	4
TABEL 1 3PERBANDINGAN PROSES PEMBUATAN SELULOSA ASETAT.....	8
TABEL 1 4SIFAT BAHAN DARI SOLVEN UNTUK SINTESIS SELULOSA ASETAT.....	9
TABEL 2 1PANAS PEMBENTUKAN REAKSI ASETILASI .....	15
TABEL 2 2PERINCIAN LUAS TANAH DAN BANGUNAN PABRIK .....	41
TABEL 3 1TABLE PLATE TANGKI PENYIMPANAN ASAM ASETAT .....	46
TABEL 4 1 UNIT PEMBANGKIT STEAM .....	57
TABEL 4 2 KOMPONEN LIMBAH GAS .....	59
TABEL 5 1 PEMBAGIAN SHIFT KARYAWAN.....	71
TABEL 5 2 JABATAN DAN PENDIDIKAN KARYAWAN'.....	73
TABEL 5 3 RINCIAN GAJI KARYAWAN.....	76
TABEL 6 1 TROUBLESHOOTING PADA PENYIMPANAN.....	87
TABEL 6 2 TROUBLESHOOTING PADA REAKTOR .....	89
TABEL 6 3 TROUBLESHOOTING PADA PEMINDAHAN .....	90
TABEL 7 1CHEMICAL ENGINEERING PLANT INDEX (CEP) (SUMBER: CHEMICAL ENGINEERING MAGAZINE) .....	96

## DAFTAR GAMBAR

GAMBAR 1 1 DIAGRAM PEMBETUKAN ESTER SELULOSA (KIRK & OTHMER, 1995) .	8
GAMBAR 2 1 DIAGRAM ALIR PABRIK SELULOSA ASETAT .....	22
GAMBAR 2 1 LAY OUT PERALATAN PROSES .....	44
GAMBAR 2 2 LAYOUT PABRIK SELULOSA ASETAT.....	57

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

#### **1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik**

Perkembangan industri di Indonesia khususnya industri kimia terus mengalami peningkatan. Perkembangan industri kimia di Indonesia sangat penting guna memenuhi kebutuhan bahan-bahan industri dalam negeri. Salah satu bahan baku utama dalam industri tekstil yaitu selulosa asetat sejauh ini masih mengandalkan pasokan impor dari beberapa negara seperti Singapura, Amerika, dan Jepang. Hal ini tentu tidaklah menguntungkan bagi Indonesia sebagai salah satu negara penghasil tekstil terbesar di dunia, karena jika timbul gejolak harga di negara lain maka harga barang-barang yang menggunakan selulosa asetat sebagai bahan baku akan ikut terpengaruh.

Selulosa asetat adalah senyawa semi sintetik yang tergolong dalam ester asam organik. Bahan baku utama yang diperlukan dalam pembuatan selulosa asetat berupa selulosa dari sumber daya alam seperti kayu dan kapas, serta asam asetat anhidrid. Asam sulfat digunakan sebagai katalis untuk menghasilkan serat selulosa asetat. Serat selulosa inilah yang kemudian dibentuk menjadi bentuk lain berupa filament dan flake. Selulosa asetat banyak digunakan untuk berbagai macam hal, yaitu sebagai bahan untuk pembuatan benang tenunan dalam industri tekstil, sebagai filter pada rokok, bahan untuk lembaran-lembaran plastik, film dan juga cat. Oleh karena itu selulosa asetat merupakan bahan industri yang cukup penting peranannya. (Kirk Othmer,1994)

Produksi selulosa asetat merupakan yang terbesar dari semua produksi turunan asetat lainnya. Kebutuhan selulosa asetat dalam negeri di proyeksikan semakin meningkat seiring dengan peningkatan industri-industri yang menggunakannya. Pendirian pabrik selulosa asetat akan membawa dampak positif karena di Indonesia belum ada industri kimia yang memproduksi selulosa asetat. Selama ini selulosa asetat diimpor dalam jumlah besar dari negara pengekspor selulosa asetat. Oleh sebab itu, muncul konsep pemikiran bahwa masa

depan pendirian pabrik selulosa asetat memiliki peluang yang baik guna menunjang kebutuhan industri lain di Indonesia.

Tujuan dari pendirian pabrik ini diantaranya adalah:

1. Menghemat dan menambah sumber devisa negara

Diharapkan produk-produk yang dihasilkan pabrik dapat memenuhi kebutuhan di dalam negeri, sehingga ketergantungan terhadap produk negara lain dapat dikurangi sedangkan sisanya dapat di ekspor ke luar negeri.

2. Proses alih teknologi

Dengan adanya produk-produk yang dihasilkan dengan teknologi modern membuktikan bahwa para sarjana dalam negeri mampu menyerap ilmu serta teknologi modern dan menerapkan di bidang industri.

3. Membuka lapangan kerja baru

Dengan berdirinya pabrik selulosa asetat ini, akan menciptakan lapangan kerja baru, memberikan kesempatan kerja, dan pemerataan tenaga kerja, sehingga dapat mengurangi pengangguran dalam negeri.

## 1.2 Kapasitas Pra Rancangan Pabrik

Penentuan kapasitas pra rancangan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor yaitu :

### 1.2.1 Proyeksi Kebutuhan Pasar Selulosa Asetat di Indonesia

Tabel 1.1 Kebutuhan impor selulosa asetat

Tahun	Kebutuhan (Ton)
2017	2761
2018	7007
2019	12439
2020	21580
2021	18496

(Badan Pusat Statistik, 2022)

Dari tabel 1.1 Dapat dilihat pada tabel dapat disimpulkan , pada tahun 2019 dan 2020 terjadi kenaikan jumlah impor etilen oksida dari tahun sebelumnya. Kebutuhan Selulosa Asetat mulai dari tahun 2022 dapat diprediksi menggunakan analisa regresi

Kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan harus lebih besar dari kapasitas minimum atau paling tidak sama dengan kapasitas terkecil suatu pabrik yang telah beroperasi. Berikut merupakan data pabrik Selulosa Asetat di dunia.

Tabel 1 2 Kapasitas produksi pabrik selulosa asetat

No	Nama pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
1	Hoest Celanese Corp. (1986)	35750
2	Eastman Chemical Co. (1991)	11363
3	Eastman Chemical Co. and Rhone-Poulenc S.A. 50/50 jointventure (1993)	59090
4	Dow Chemical Company (1930)	4150
5	Viscose Company (1930)	3320
6	Du Pont Rayon Company (1930)	1700

(Mc Ketta, 1997)

Berdasarkan data produksi pabrik Selulosa Asetat yang sudah beroperasi di atas, kapasitas minimum yang dirancang sekurang – kurangnya adalah 1.700 ton per tahun.

### 1.2.3 Penetapan Kapasitas Produksi

Menurut Ullman (2011) dalam penetapan kapasitas produksi berdasarkan data impor, ekspor, prediksi pemakaian dalam negeri, kapasitas minimum pabrik sejenis yang sudah beroperasi, serta permintaan pasar global di masa depan, Maka pabrik Selulosa Asetat yang akan didirikan ini direncanakan mempunyai kapasitas 50.000 ton per tahun, dengan tujuan :

- Mengurangi jumlah impor Selulosa Asetat
- Memenuhi kebutuhan dalam negeri Selulosa Asetat
- Mendukung perkembangan industri yang menggunakan Selulosa Asetat sebagai bahan baku maupun bahan pembantu
- Menambah nilai ekspor perdagangan Indonesia dan devisa negara.

### 1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku

Pabrik selulosa asetat menggunakan bahan baku *catton*/selulosa dan asetat anhidrid. Asetat anhidrid masih diimpor dari luar negeri yaitu Singapura sehingga pembelian secara impor mudah dilakukan sebab daerah Cilegon letaknya dekat dengan pelabuhan. *Catton* / selulosa dibeli dari PT. Indo Bharat Rayon.



### 1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik berdiri memberikan pengaruh yang besar terhadap keberlangsungan dan keberhasilan kegiatan industri. Pemilihan lokasi pabrik yang menguntungkan dan ekonomis dipengaruhi oleh beberapa faktor. Menurut Peters et.al (2003) . faktor-faktor tersebut antara lain yaitu

#### 1.3.1 Ketersediaan Bahan Baku

Lokasi pabrik yang berdekatan dengan pelabuhan dan jalur utama provinsi memiliki beberapa keuntungan yaitu terjaminnya keamanan arus bahan baku, tingkat kerusakan bahan baku saat pengiriman rendah, dan biaya transportasi bahan baku lebih murah. Bahan baku bahan *cotton*/selulosa dari PT. Indo Bharat Rayon, dan asetat anhidrid berasal dari Singapura, sedangkan air berasal dari PT Krakatau Tirta Industri, yang letaknya berdekatan dengan lokasi pabrik yang dipilih. Karena itu lokasi pabrik yang direncanakan akan berdekatan dengan bahan baku selulosa dan asetat anhidrid.

#### 1.3.2 Letak Pasar

Bahan Pabrik selulosa asetat didirikan untuk memenuhi kebutuhan bahan baku industri tekstil, sebagai filter pada rokok, bahan untuk lembaran-lembaran plastik, film dan juga cat. Sehingga, letak pabrik yang berada di Kawasan Industri Cilegon cukup strategis, lokasi menjadi dekat terhadap pasar dengan biaya pengiriman yang rendah melalui jalur laut. dan dengan pelabuhan Cigading yang dapat menunjang transportasi ekspor.

#### 1.3.3 Sarana Transportasi

Sarana transportasi yang mendukung sangat dibutuhkan dalam menunjang pabrik yang akan didirikan. Fasilitas Transportasi yang berada di Cilegon adalah adanya pelabuhan Cigading, jalur pantura, dan rel kereta api.

#### 1.3.4 Utilitas

Utilitas atau sarana pendukung yaitu salah satu faktor yang harus diperhatikan dalam pendirian pabrik. Utilitas yang dibutuhkan yaitu penyediaan air, listrik, bahan bakar, dan telekomunikasi. Di kawasan industry Cilegon, penyediaan listrik disuplay oleh PLN atau *steam power plant*, sedangkan penyediaan air proses disuplai oleh PT Krakatau Tirta Industri dan kebutuhan air yang lain diambil dari air sungai , waduk dan tanah.

### 1.3.5 Tenaga kerja

Tenaga kerja merupakan salah satu faktor yang penting dan syarat mutlak dalam berdirinya suatu perusahaan. Tenaga kerja ahli (*skilled labour/professional worker*) tidak mudah untuk didapatkan di setiap daerah, namun umumnya berada di daerah yang dekat dengan kota Jakarta dan Bandung yang merupakan kota pusat pendidikan sehingga akan cukup mudah untuk memperoleh tenaga ahli. Tenaga kerja tanpa keahlian (*unskilled labour*) mudah didapat hampir di setiap daerah karena masih tingginya jumlah pengangguran.

### 1.3.6 Iklim dan Lingkungan

Iklim dan Lingkungan merupakan salah satu indikator dalam kelancaran dan keberhasilan proses produksi maka dalam pemilihan lokasi pabrik dipilih kelembaban yang stabil jauh dari bahaya gunung api, bukan yang memiliki frekuensi gempa tinggi, bebas banjir, dan kekeringan sehingga kestabilan produk dapat terjamin.

### 1.3.7 Area Perluasan Pabrik

Area lahan untuk perluasan pabrik dibutuhkan jika dibutuhkan waktu mendatang pabrik akan menambah kapasitas produksi atau menambah kapasitas produksi atau menambah suatu produk untuk diproses.

### 1.3.8 Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana dan sarana transportasi lainnya harus tersedia demikian dengan fasilitas sosial seperti sarana komunikasi, pendidikan, ibadah, hiburan, bank, dan rumah sakit. Dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup masyarakat serta tenaga kerja. Karena itu untuk menentukan lokasi yang tepat untuk mendirikan pabrik perlu adanya perbandingan lokasi berdasarkan bahan baku, letak pasar, sarana transportasi, utilitas, dan tenaga kerja

## 1.4 Tinjauan Proses

Selulosa Asetat hanya dapat dibuat dengan satu macam proses yakni reaksi esterifikasi (Faith, et al., 1961). Selulosa asetat merupakan senyawa ester organik turunan selulosa. Bahan baku selulosa dalam pembuatan selulosa asetat harus memiliki kemurnian yang tinggi, agar tidak membentuk gel yang tidak diinginkan apabila masih terdapat hemiselulosa. Terdapat 3 proses utama dalam pembuatan selulosa menjadi selulosa asetat.

### 1.4.1 *Solvent process* (proses dengan pelarut)

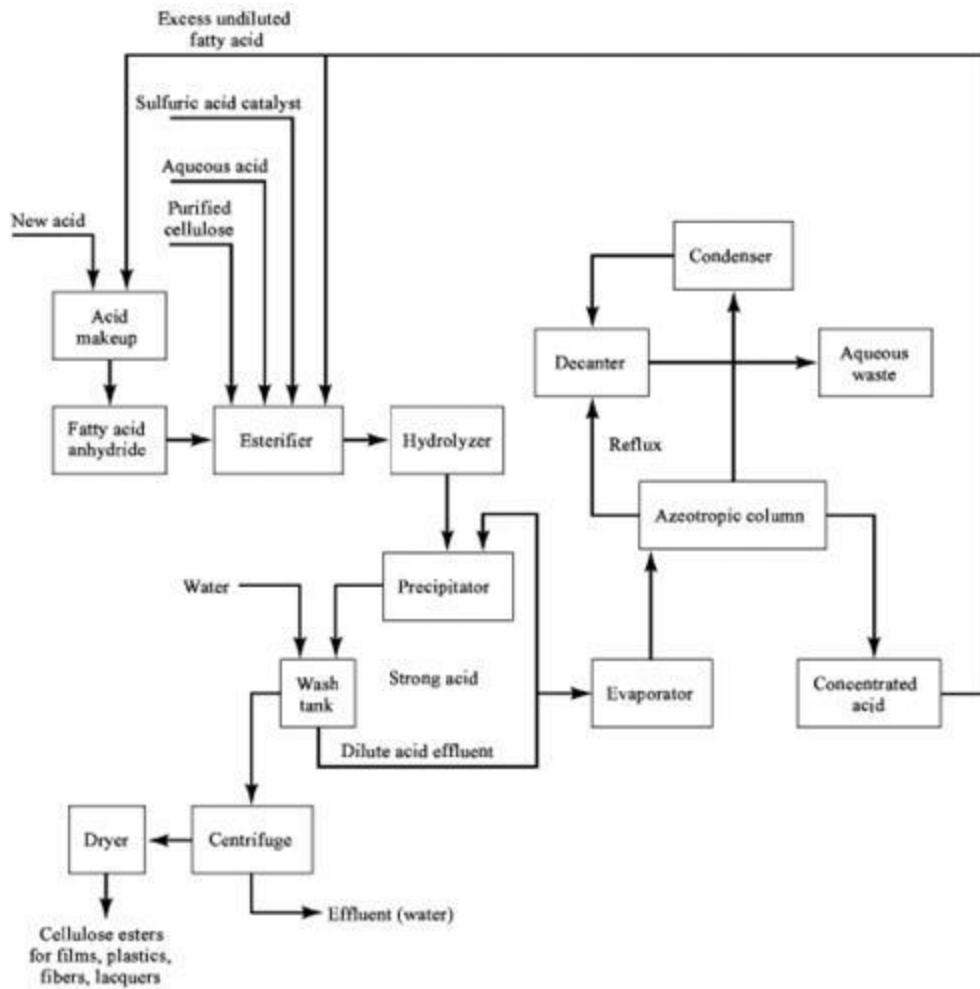
Solven yang digunakan untuk melarutkan bukan berupa asam asetat anhidrid, akan tetapi digunakan solven *methylene chloride* yang bersifat toksik, sehingga tidak cocok untuk digunakan dalam pembuatan selulosa asetat secara komersial. (Yamakawa, et al., 2003)

#### 1.4.2 *Heterogenous Process*

Biasanya dalam proses asetilasi, pelarutan selulosa menggunakan asetat anhidrid, asam asetat dan asam sulfat sebagai katalis, dapat juga digunakan *methylene chloride* untuk membentuk selulosa asetat, dalam hal ini digunakan larutan yang bersifat homogen, sehingga proses asetilasi ini disebut juga sebagai *homogeneous acetylation*. Sebagai pengganti proses homogen dapat juga menggunakan proses heterogen yang menggunakan non-solven dari pada solven, non-solven berfungsi untuk menjaga selulosa terasetilasi yang telah terbentuk dalam larutan, untuk larutan non-solven biasanya digunakan hidrokarbon berupa *benzene* atau *ligroin*, *benzene* dan *ligroin* memiliki harga yang cukup mahal, dan *benzene* bersifat karsinogenik. (Geurden, 1994)

#### 1.4.3 *Solution Process*

Selulosa asetat dibuat dengan mereaksikan selulosa menggunakan katalis asam sulfat dengan asetat anhidrid menggunakan solvent asam asetat, saat terjadi reaksi eksotermis suhu dijaga pada 40 – 45 °C untuk meminimalisasi degradasi selulosa, setelah reaksi kemudian ditambahkan asam asetat (60-70 % asam) untuk menghilangkan asetat anhidrid yang berlebih, kemudian katalis asam sulfat dinetralkan dengan menggunakan garam kalsium, magnesium atau natrium untuk memperoleh produk dengan berat molekul yang terkontrol.



gambar 1 1Diagram Pembentukan Ester Selulosa (Kirk & Othmer, 1995)

**Tabel 1 3Perbandingan proses pembuatan Selulosa Asetat**

Teknologi Proses	<i>Solvent Process</i>	<i>Heterogenous Process</i>	<i>Solvent Process</i>
Jenis Solven	<i>Methylene Chloride</i>	<i>Benzene atau Ligroin</i>	Asam asetat anhidrid
Kebutuhan Solven	Banyak, tidak dapat di-recycle	Banyak, tidak dapat di-recycle	Sedikit, dapat di recycle
Titik didih solven	39,8 °C (104 °F)	80,8 °C (176,2 °F)	139,9 °C (283,8 °F)
Kondisi operasi	Sulit dikontrol (titik didih solven rendah)	Reaksinya pada suhu 10 °C, sehingga sulit dikontrol	Reaksinya pada suhu 40-50 °C, sehingga mudah dikontrol
Waktu reaksi	5-8 jam	12-24 jam	5-8 jam
Harga solven	Mahal	Mahal	Murah

Sifat bahan dari solven juga menjadi pertimbangan dalam pemilihan proses, Berikut data sifat fisis masing - masing solven disajikan dalam tabel berikut:

Tabel 1.4. Sifat Bahan dari Solven untuk Sintesis Selulosa Asetat

Tabel 1 4Sifat Bahan dari Solven untuk Sintesis Selulosa Asetat

Jenis Solven	<i>Methylene Chloride</i>	<i>Benzene</i>	Asam Asetat Anhidrid
Fase pada kondisi ruangan	Cair	Cair	Cair
Kelarutan	1 g/100 g air (20 °C)	0.1 g/100 g air (20 °C)	12 g/100 g air (20 °C)
<i>Specific gravity</i>	1,322 (20 °C)	0,879 (20 °C)	1,08 (20 °C)
Titik lebur	-95oC (-142 °F)	5,6 oC (41,9 °F)	-73,4 oC (-99,6 °F)
Titik didih	39,8 oC (104 °F)	80,8 oC (176,2 °F)	139,9 °C (283,8 °F)
<i>Vapor pressure</i>	435 mmHg (25°C)	94,8 mmHg (25 °C)	5,1 mmHg (25 °C)
<i>Flash point</i>	93,4 °C (200 °F)	-11 °C (12 °F)	49 °C (120 °F)
LFL dan UFL	LFL (13 %vol) UFL (23 %vol)	LFL (1,2 %vol) UFL (7,8 %vol)	LFL (2,7 %vol) UFL (10,3 %vol)
Sifat khusus	<i>Toxic</i>	Karsinogenik	Korosif

Berdasarkan dari table 1.3 dan tabel 1.4 maka dipilih proses untuk memproduksi selulosa asetat adalah *solution process*, karena apabila ditinjau secara ekonomi, harga solvennya lebih murah dan dapat di-*recycle* sehingga dapat meminimalkan biaya produksi, selain itu dari segi *safety health environment*, *solution process* juga lebih aman, meskipun bersifat korosif akan tetapi terbuat dari bahan organik, sehingga lebih aman untuk lingkungan, berbeda dengan proses lain, seperti *heterogenous process* yang solvennya bersifat karsinogenik, sehingga dapat memicu terjadinya penyakit kanker pada manusia, serta *solvent process* yang menggunakan solven bersifat toxic yang berbahaya bagi makhluk hidup. Pembuatan selulosa asetat dengan *solution process* lebih mengarah pada *inherently safer design*.

## BAB II

### DESKRIPSI PROSES

#### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

##### 2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan pada pabrik selulosa asetat ini adalah berupa *cotton* dan asam asetat anhidrid.

a. *Cotton* / selulosa

Rumus Molekul	: $[C_6H_7O_2(OH_3)]_x$
Wujud	: serat putih
Densitas	: 1,47 g/cm <sup>3</sup>
Kapasitas Panas	: 0,32 cal/g.°C
Komposisi	: $\alpha$ -Cellulose 99% dan H <sub>2</sub> O 1%

b. Asam Asetat Anhidrid

Rumus Molekul	: $(CH_3CO)_2O$
Wujud	: cair, tidak berwarna
Berat molekul	: 102.09 g/mol
Titik Didih	: 139.6 °C
Titik Leleh	: -73.1 °C
Densitas	: 1.08 g/cm <sup>3</sup>
Kapasitas Panas	: 0,409 cal/g.°C (50 °C)
Komposisi	: Asetat Anhidrid 98% dan Asam Asetat 2%

##### 2.1.2 Katalis

Katalis yang digunakan yang digunakan berupa Asam Sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>), berikut spesifikasi katalis asam sulfat yang digunakan:

###### 2.1.2.1 Asam Sulfat

Rumus molekul	: H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Wujud	: cair, tidak berwarna
Berat molekul	: 98.08 g/mol

Titik didih	: 340 °C
Titik leleh	: -35 °C
Densitas	: 1.84 g/cm <sup>3</sup>
Kapasitas panas	: 0,409 cal/g.°C (50 °C)
Komposisi	: Asam Sulfat 98% dan H <sub>2</sub> O 2%

### 2.1.3 Bahan Penunjang

Bahan pendukung yang digunakan yakni asam asetat glasial sebagai solven untuk tahap aktivasi selulosa, magnesium asetat yang digunakan sebagai zat untuk menetralkan pada tahap netralisasi, dan diethyl ether yang digunakan sebagai pelarut (solven). Berikut spesifikasi bahan pendukung yang digunakan:

#### 2.1.3.1 Asam Asetat Glasial

Rumus Molekul	: CH <sub>3</sub> COOH
Wujud	: cair, tidak berwarna
Berat Molekul	: 60.05 g/mol
Titik Didih	: 118.1 °C
Titik Leleh	: 16.6 °C
Densitas	: 1.049 g/cm <sup>3</sup>
Kapasitas Panas	: 0,503 cal/g.°C (50 °C)
Komposisi	: Asam Asetat 99 %, H <sub>2</sub> O 1 %

#### 2.1.3.2 Natrium Asetat

Rumus Molekul	: CH <sub>3</sub> COONa
Wujud	: cair, tidak berwarna
Berat molekul	: 82.03 g/mol
Titik didih	: 122 °C
Densitas	: 1.32 g/cm <sup>3</sup>
Kapasitas panas	: 0,4095 cal/g.°C (50 °C)
Komposisi	: Natrium Asetat 60 % dan H <sub>2</sub> O 40 %

#### 2.1.3.3 Etil Asetat

Rumus Molekul	: CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>
Wujud	: cair, tidak berwarna
Berat Molekul	: 88,11 g/mol

Titik Leleh	: -83 °C
Titik Didih	: 77 °C
Densitas	: 0.9020 g/cm <sup>3</sup>
Kelarutan	: kelarutan dalam air 6.4 g/100 g air (25 °C) Kelarutan air dalam <i>ethyl acetate</i> (1.24 g air / 100 mL <i>ethyl acetate</i> )
Kapasitas Panas	: 169,90 J/mol/K (25 °C)

#### 2.1.4 Spesifikasi Produk

Produk utama dari pabrik ini selulosa asetat dan produk samping dari pabrik ini natrium sulfat, berikut spesifikasi produk dari pabrik selulosa asetat:

##### 2.1.4.1 Selulosa Asetat

Rumus Molekul	: [C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (COH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ] <sub>x</sub>
Wujud	: padat serbuk, putih
Titik leleh	: 260 °C
Densitas	: 1.27 g/cm <sup>3</sup>
Kapasitas panas	: 0,362 cal/g.°C
Impurities	: Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> max. 0.08%, CH <sub>3</sub> COOH max. 0.1%, dan H <sub>2</sub> O max. 0.9%

##### 2.1.4.2 Natrium Sulfat

Rumus Molekul	: Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Titik Leleh	: 884 °C
Densitas	: 2.671 g/cm <sup>3</sup>
Kapasitas Panas	: 0,221 cal/g. °C (50 °C)
Kelarutan	: kelarutan dalam air 40,8 g/100 g air (30 °C) kelarutan dalam aseton tidak larut

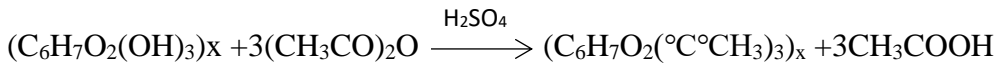


## 2.2 Konsep Reaksi

### 2.2.1 Dasar Reaksi

Proses pembuatan selulosa asetat dari selulosa dan asam asetat anhidrid berdasarkan pada reaksi asetilasi dengan menggunakan katalis asam sulfat.

Reaksi asetilasi:

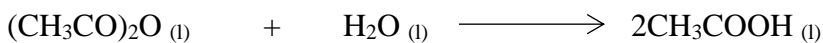


Selulosa                      Asetat Anhidrid                      Selulosa Asetat                      Asam Asetat

(Faith Keyyes, 1979)

Proses asetilasi berlangsung pada reaktor berpengaduk (*batch*) pada temperatur 40-50 °C, tekanan 1 atm dengan waktu reaksi 6 jam. Suhu operasi tidak boleh melebihi 50 °C bertujuan untuk mencegah rusaknya rantai selulosa asetat yang telah terbentuk dan mencegah pembentukan gel. Reaksi asetilasi bersifat eksotermis maka reaktor dilengkapi jaket pendingin *cooling tower*. Setelah reaksi asetilasi, produk reaktor selanjutnya dihidrolisa dalam reaktor hidrolisa dan menambahkan sejumlah air (5-20% dari total jumlah cairan dalam reaktor). Reaksi hidrolisa terjadi pada suhu 40 °C selama 15 jam.

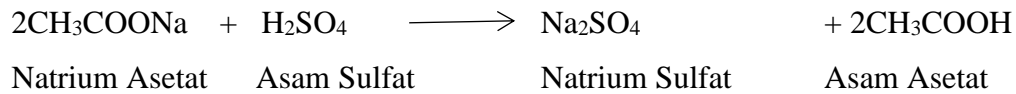
Reaksi hidrolisa:



Asetat Anhidrid                      Air                      Asam Asetat

Pada tahap ini terjadi reaksi netralisasi, dimana ditambahkan *neutralizing agent* berupa larutan magnesium asetat Pada reaktor hidrolisa juga terjadi reaksi netralisasi katalis asam sulfat dengan penambahan magesium asetat. Tahap netralisasi ini berfungsi untuk menghentikan reaksi hidrolisis setelah *degree of substitution* (DS) dari selulosa asetat yang diinginkan telah tercapai.

Reaksi netralisasi:



Hasil reaktor hidrolisa kemudian dialirkan menuju tangki *precipitator*, tangki *precipitator* ini berfungsi untuk mengubah selulosa asetat yang telah terbentuk, menjadi berbentuk *flakes*, pada *precipitator* ini ditambahkan larutan asam asetat encer dengan konsentrasi 30 - 35 %, sambil dilakukan pengadukan dengan cepat sehingga terbentuk selulosa asetat berbentuk *flakes* (Kirk & Othmer, 1995).

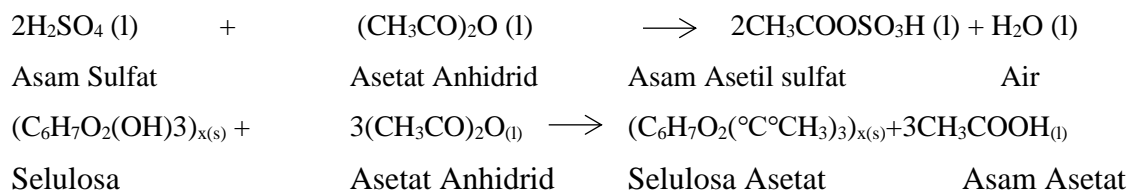
### 2.2.2 Pemakaian Katalis

Katalis yang digunakan adalah asam sulfat yang akan mempercepat laju reaksi dengan ion  $\text{H}^+$ , dan bila dibandingkan dengan katalis lain seperti *perchloric acid* yang juga bisa digunakan untuk proses ini, namun *Perchloric acid* bersifat sangat korosif dan garamnya bersifat eksplosif, sehingga tidak digunakan untuk produksi selulosa asetat secara massal, maka asam sulfat lebih efektif untuk digunakan pada proses yang berlangsung dengan temperatur rendah meskipun jumlah katalis yang digunakan sedikit. Selain itu harga asam sulfat lebih murah dibandingkan *perchloric acid* (Kirk & Othmer, 1995).

### 2.2.3 Mekanisme Reaksi

Asam sulfat bereaksi dengan asetat anhidrid membentuk asam asetilsulfat, reaksi terjadi pada suhu rendah dan konsentrasi asetat anhidrid yang besar, kemudian asam sulfat bereaksi dengan selulosa membentuk ester asam sulfat selulosa, ester asam sulfat selulosa ini nantinya akan berubah menjadi selulosa asetat setelah bereaksi dengan gugus asetil (Malm & Tanghe, 1955).

Reaksi asetilasi selulosa berlangsung menurut mekanisme berikut:

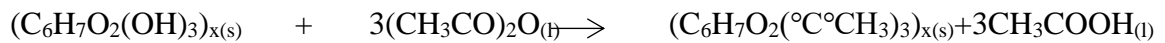


## 2.3 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan dari segi termodinamika bertujuan untuk mengetahui apakah reaksi tersebut melepaskan panas (eksotermis) atau memerlukan panas (endotermis) dan juga apakah reaksi berjalan searah atau bolak-balik.

Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan perhitungan panas pembentukan standar ( $\Delta H_f^\circ$ ) pada kondisi:  $P = 1 \text{ atm}$  dan  $T = 298^\circ\text{K}$ .

### a. Reaksi Asetilasi



Tabel 2 1Panas Pembentukan Reaksi Asetilasi

Komponen	$\Delta H_{(298)}$	$\Delta H_{(298)}$ (kJ/mol)
$\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OH})_3_x$	5949,7 kJ/kg	36,69
$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$	-0,5757 kJ/kmol	-0,5757
$\text{CH}_3\text{COOH}$	-0,4348 kJ/kmol	-0,4348
$\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{C}^\circ\text{CH}_3)_3_x$	-1183 kcal/kg	-17,10

$$\Delta H_{(298)} = \Delta H_{f \text{ produk}} - \Delta H_{f \text{ reaktan}}$$

$$\Delta H_{(298)} = (-17,10 + (3 \times -26,898)) - (36,69 + (3 \times -6,33)) \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

$$\Delta H_{(298)} = -115,494 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Reaksi pembentukan selulosa asetat seperti pada reaksi diatas mempunyai  $\Delta H$  sebesar - 115,494 kJ/kmol. Jadi reaksi tersebut bersifat eksotermis, yaitu reaksi yang menghasilkan panas dan harus dikeluarkan dari sistem.

### b. Reaksi Hidrolisa



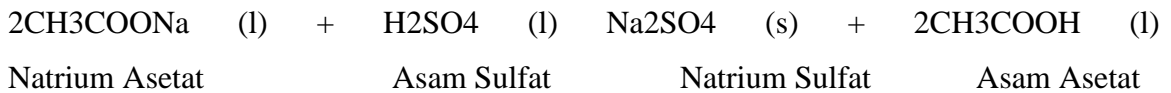
Data entalpi pembentukan setiap komponen:

Komponen	$\Delta H_{(298)}$
$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$	-0,5757 kJ/kmol
$\text{H}_2\text{O}$	-0,2418 kJ/kmol
$\text{CH}_3\text{COOH}$	-0,4348 kJ/kmol

$$\Delta H_{(298)} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{(298)} &= (2 \times -0,4348) - (-0,5757 + -0,2418) \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \\ &= -0,0521 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \end{aligned}$$

c. Reaksi Netralisasi Katalis

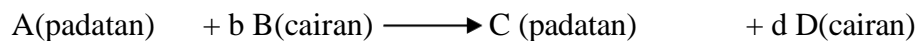
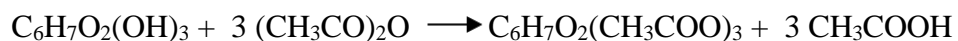


### 2.3 Tinjauan Kinetika

Tinjauan secara kinetika dimaksudkan untuk mengetahui pengaruh perubahan suhu terhadap kecepatan reaksi.

a. Reaksi asetilasi selulosa asetat

Reaksi pembentukan selulosa asetat merupakan reaksi padat cair (reaksi heterogen) sehingga :



Dalam hal ini padatan menyusut sampai habis. Ukuran padatan sangat kecil dan jumlah reaktan cair jauh lebih besar dibanding jumlah reaktan padat

menyebabkan difusivitasnya sangat tinggi sehingga transfer massa sangat cepat (diabaikan) dan reaksi yang terjadi dapat dianggap reaksi homogen yaitu reaksi cair-cair. Tahap selanjutnya adalah reaksi asetilasi selulosa terjadi di badan cairan mengikuti kinetika reaksi cair-cair.

Reaksi asetilasi selulosa merupakan reaksi orde satu (On The Mechanism Of Cellulose Acetylation E.L. Akim,2008).

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$\frac{-dC_A}{dt} = kC_A$$

$$\frac{-dC_A}{dt} = kC_{A0} \cdot (1 - X_A)$$

$$\frac{-dC_{A0} \cdot X_A}{dt} = kC_{A0} \cdot (1 - X_A)$$

$$\frac{C_{A0} \cdot dX_A}{dt} = kC_{A0} \cdot (1 - X_A)$$

$$t = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{kC_{A0} \cdot (1 - X_A)}$$

$$k = \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(t \cdot (1 - X_A))}$$

$$k = \frac{1}{t} (-\ln (1 - X_A))$$

dimana:

(CA) : konsentrasi selulosa                      k            : konstanta kecepatan reaksi,/menit

t            : waktu reaksi,menit                      XA            : konversi selulosa

maka diperoleh :

$$k = \frac{1}{t} (-\ln (1 - X_A))$$

$$k = \frac{1}{5} (-\ln (1 - 0,85))$$

$$k = 1,3333 \text{ jam}^{-1}$$

## 2.4 Langkah Proses

Proses pembuatan selulosa asetat dari selulosa dan asetat anhidrid memiliki beberapa tahapan antara lain:

### 1. Penyiapan Bahan Baku

Tahap penyiapan bahan baku dimulai dengan pengambilan pulp dari gudang menggunakan bucket elevator (BE-01) menuju silo (S-01). Pulp dari silo (S-01) kemudian dibawa menggunakan belt conveyor (BC-01) diperkecil ukurannya di dalam rotary cutter (RC-01) pada suhu 30°C dan 1 atm. Kemudian pulp hasil rotary cutter (RC-01) dibawa menggunakan belt conveyor (BC-02) dan bucket elevator (BE-02) untuk diumpangkan menuju hopper (H-01) sebelum diumpangkan menuju ke reaktor (R-01).

### 2. Penyiapan asam campuran

Asam asetat anhidrid dialirkan menggunakan pompa (P-01a) dari tangki penyimpanan (T-01) menuju ke mixer (M-01) pada suhu 30°C dan 1 atm. Asam sulfat dari tangki penyimpanan (T-02) dialirkan menuju mixer (M-01) menggunakan pompa (P-01b) pada suhu 30°C dan 1 atm. Sedangkan asam asetat dari tangki penyimpanan (T-03) dialirkan menuju mixer (M-01) menggunakan pompa (P-01c) pada suhu 30°C dan 1 atm. Semua asam yang masuk ke dalam mixer (M-01) dicampur terlebih dahulu sebelum direaksikan dengan pulp di dalam reaktor (R-01). Di dalam mixer juga dilakukan pemanasan awal untuk menyesuaikan kondisi reaktor (R-01) dari 30°C menjadi 40°C.

### 3. Reaksi Asetilasi

Bahan bakudiumpangkan ke dalam reaktor (R-01) menggunakan *belt conveyor* (BC-03) dan *bucket elevator* (BE-03) menuju *hoper* (H-01) sebelum diumpangkan ke dalam

reaktor (R-01). Sedangkan campuran asam dari *mixer* (M-01) diumpankan menuju reaktor (R-01) menggunakan pompa (P-02) pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. Tahap reaksi asetilasi bertujuan untuk mereaksikan pulp dengan asam asetat anhidrid sehingga membentuk selulose asetat dengan kehadiran asam asetat sebagai *dilluent*. Reaksi dilakukan dalam reaktor (R-01) yang beroperasi pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm selama 5 jam. Reaksi asetilasi merupakan reaksi eksotermis sehingga diperlukan jaket pendingin dengan media pendingin digunakan *cooling water* yang masuk pada suhu 30°C.

#### 4. Tahap hidrolis & netralisasi

Hasil reaktor (R-01) kemudian dialirkan menggunakan pompa (PS-01) menuju reaktor hidrolisa (R-02) pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. Pada proses ini ditambahkan air dan magnesium asetat untuk menghentikan reaksi asetilasi. Air diperoleh dari unit utilitas yang dialirkan menuju reaktor (R-02) menggunakan pompa (PU-07) pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. Sedangkan magnesium asetat dari *silo* (S-02) diumpankan menuju reaktor (R-02) menggunakan *bucket elevator* (BE-04) menuju *hoper* (H-02) sebelum masuk ke dalam reaktor (R-02) pada suhu 30°C. Dalam reaktor (R-02) terjadi reaksi hidrolisa asam asetat anhidrid yang tidak bereaksi dengan pulp pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm selama 15 jam. Selain itu, dalam reaktor (R-02) juga terjadi reaksi netralisasi katalis asam sulfat dengan mereaksikan asam sulfat dengan magnesium asetat. Tahap ini bertujuan untuk menghentikan reaksi asetilasi.

#### 5. Tahap presipitasi & purifikasi

Sebelum melakukan proses presipitasi, hasil reaksi hidrolisa dan netralisasi dipisahkan dari padatnya yaitu selulosa dan magnesium asetat yang tersisa serta magnesium sulfat yang terbentuk menggunakan filter press (F-01). Hasil keluaran reaktor (R-02) dialirkan menuju filter (F-01) untuk dipisahkan dari padatnya pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Cairan hasil filter (F-01) kemudian dialirkan menuju tangki presipitasi (TP-01) menggunakan pompa (PS-02) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Pada tahap presipitasi, larutan selulosa asetat terhidrolisis dicampur dengan larutan asam asetat (10–15%). Penambahan asam asetat dilakukan dengan cepat dan diaduk dengan putaran yang cepat untuk membentuk endapan selulosa asetat. Larutan asam asetat 10% diperoleh dari recycle centrifuge (CF-02) yang dialirkan menuju tangki presipitator

(TP-01) menggunakan pompa (P-04) pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Tahap presipitasi ini terjadi pada suhu  $30^{\circ}$  selama 40 jam. Selulose asetat yang mengendap dari tangki presipitator (TP-01) kemudian dipisahkan dari larutan asam asetat menggunakan centrifuge 01 (CF-01). Hasil keluaran tangki presipitasi (TP-01) dialirkan untuk dipisahkan padatnya dari cairannya di dalam *centrifuge* (CF-01) pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Hasil padatan produk *centrifuge 01* (CF-01) dialirkan menggunakan *bucket elevator* (BE-04) menuju *hoper* (H-03) untuk diumpankan ke dalam tangki pencuci (TW-01) pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Hasil keluaran tangki pencuci (TW-01) kemudian dialirkan menuju centrifuge (CF-02) untuk dipisahkan padatnya dari cairannya pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Hasil cairan keluaran centrifuge (CF-02) dikembalikan menuju tangki presipitator (TP-01) menggunakan pompa (P-04) pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm untuk digunakan sebagai pereaksi pada tahap presipitasi. Sedangkan hasil padatan keluaran centrifuge (CF-02) dibawa menggunakan belt conveyor (BC-02) menuju dryer (RD-01) pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm untuk dikeringkan dari kandungan air yang masih tersisa dalam produk. Jenis dryer yang digunakan adalah rotary dryer yang dioperasikan pada tekanan 1 atm dengan menggunakan udara panas. Udara panas diperoleh dari udara bebas yang dihisap menggunakan blower (BL-01). Udara tersebut kemudian dipanaskan dalam heat exchanger (HE-01) menggunakan pemanas steam. Suhu udara masuk yang digunakan sebagai pengering adalah suhu  $126,85^{\circ}\text{C}$ . Padatan selulosa asetat yang keluar dari rotary dryer (RD-01) berada pada suhu sekitar  $35,20^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm dibawa menuju silo selulosa menggunakan belt conveyor (BC-04) dan masuk ke unit pengepakan untuk disimpan dalam gudang sebelum dijual ke konsumen.

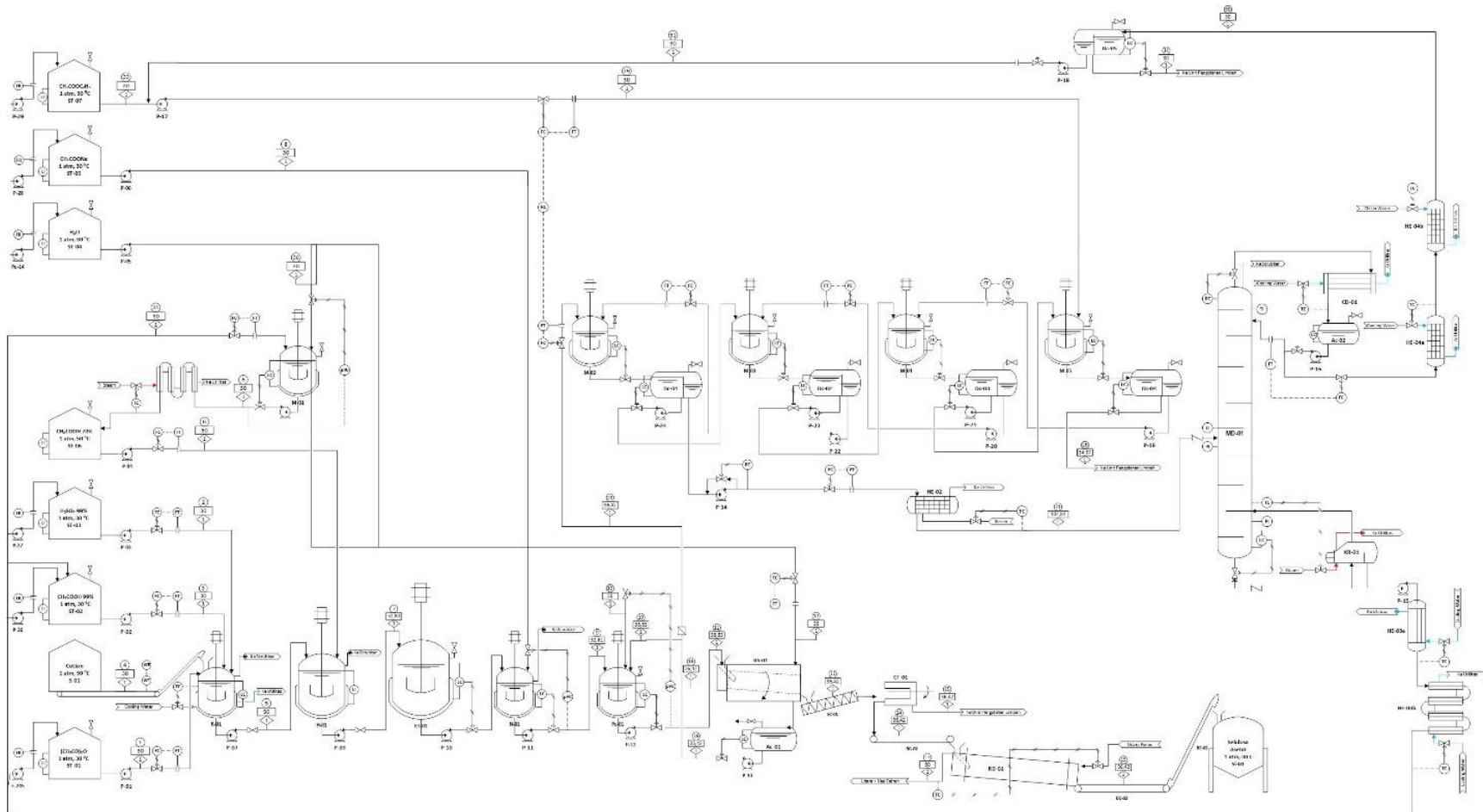
#### 6. Tahap Recovery Asam Asetat

Hasil cairan dari centrifuge (CF-01) berupa larutan asam asetat (90%) dialirkan menuju evaporator (EV-01) menggunakan pompa (P-03) pada suhu  $30^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm untuk memekatkan larutan. Penguapan air pada evaporator (EV-01) terjadi pada suhu  $111,7^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Pemekatan larutan asam asetat bertujuan untuk memperoleh kembali asam asetat dengan kemurnian tinggi sehingga dapat digunakan kembali sebagai diluent reaksi asetilasi. Hasil bawah dari evaporator (EV-01) berupa larutan asam asetat 99% pada suhu  $113,25^{\circ}\text{C}$  dipompa menggunakan pompa (P-03) dan didinginkan dalam heat exchanger (HE-02) untuk menyesuaikan suhu di dalam mixer (M-01). Asam asetat keluaran heat exchanger



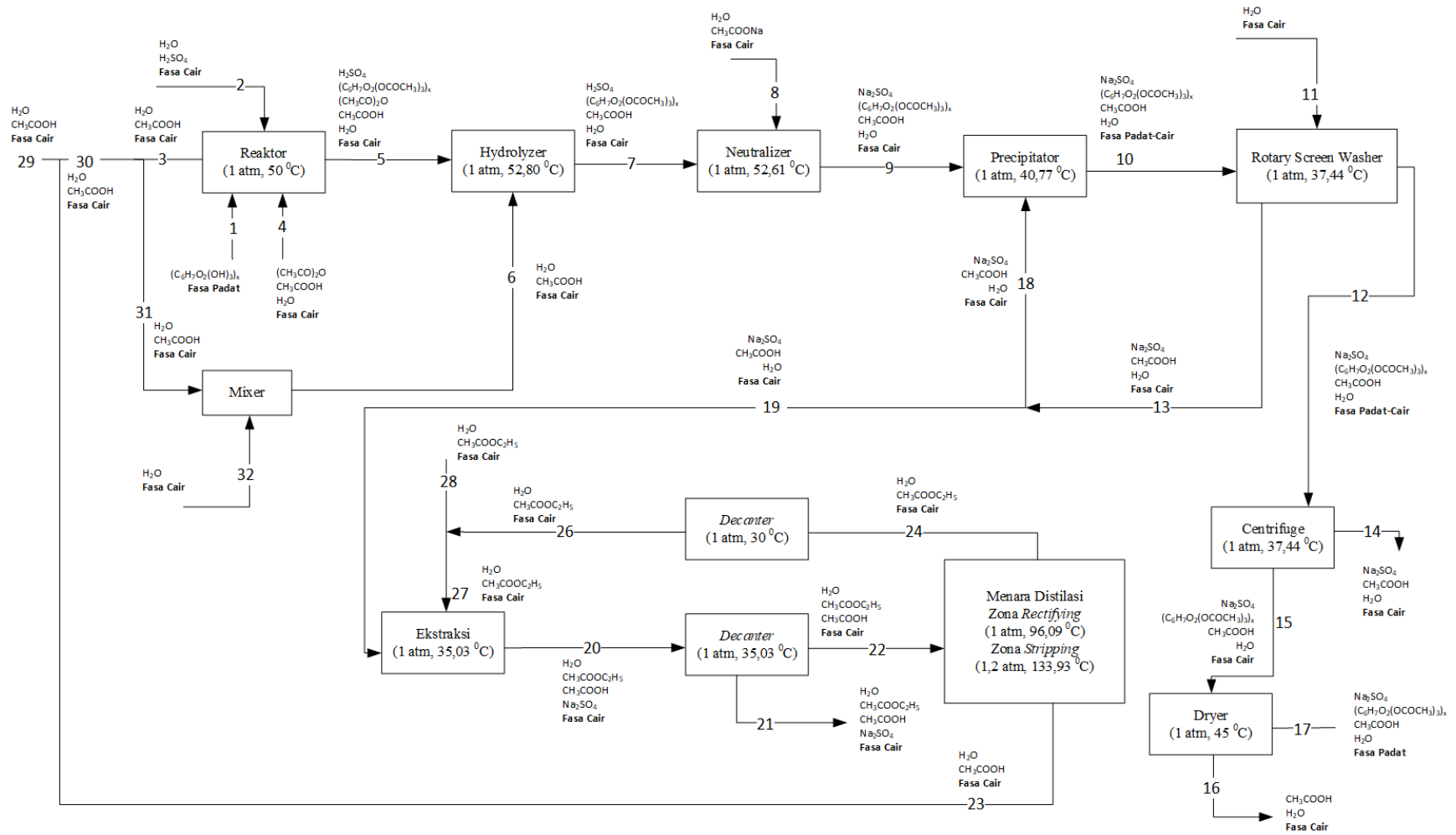
(HE-02) pada suhu 35°C dan tekanan 1 atm dibawa menggunakan pompa (P-05) dan disimpan dalam tangki penyimpanan sementara sebelum dialirkan menuju mixer (M-01). Sedangkan hasil atas dari evaporator (EV-01) berupa air dan padatan hasil filter (F-01) berupa garam magnesium sulfat dan magnesium asetat serta selulosa yang tidak bereaksi langsung dikirim ke UPL untuk diolah selanjutnya.

## 2.5 Diagram Alir (Flowsheet)

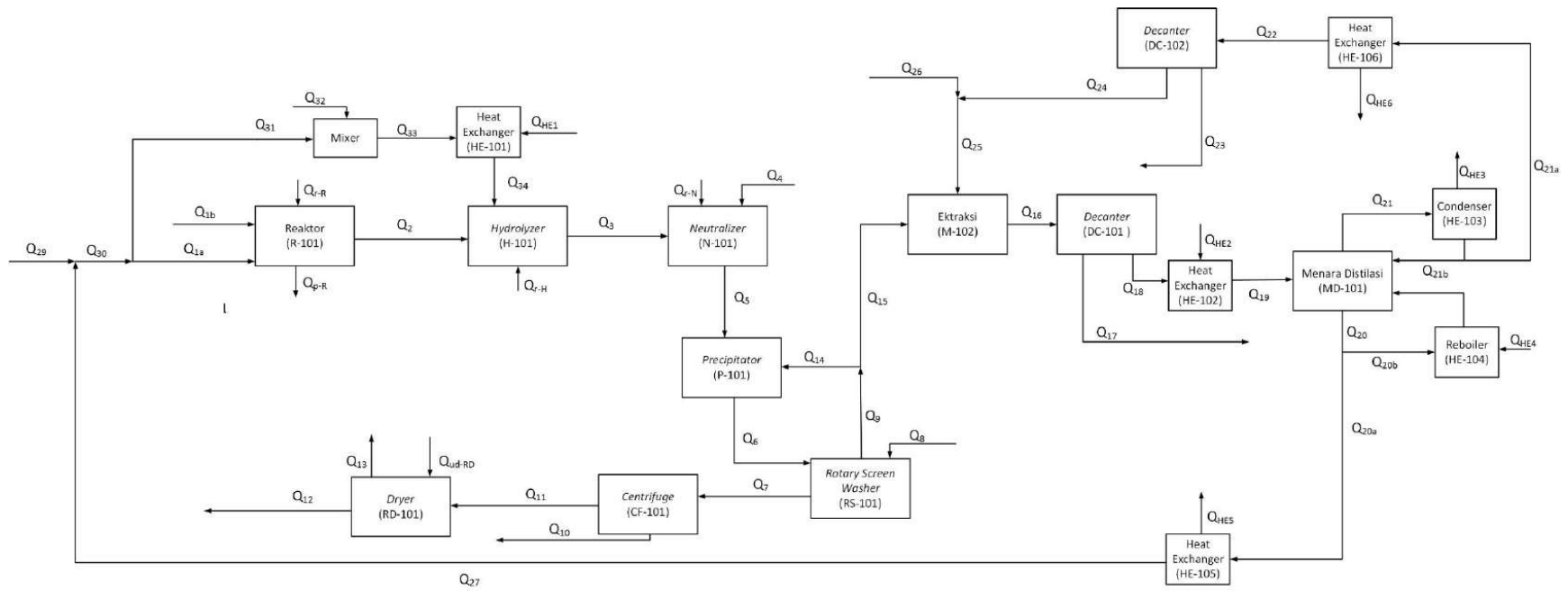


Gambar 2 1 Diagram alir pabrik selulosa asetat

## 2.6 Diagram Alir Neraca Massa



## 2.6 Diagram Alir Neraca Panas



## 2.7. Neraca Massa dan Neraca Panas

### 2.7.1. Neraca Massa

#### 2.7.1.1. Neraca Massa Reaktor

	IN (kg/jam)		OUT (kg/jam)	
<b>Arus</b>	<b>5</b>		<b>6</b>	<b>7</b>
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	1067.209		0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0		0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	10044.32		0	10044.32
CH <sub>3</sub> COOH	13144.07355	17465.31865	31864.9322	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	559.286		0	559.286
H <sub>2</sub> O	135.5666627	7485.136564	7432.372227	
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0		0	0
Sub Total	24950.45521	24950.45521	49900.91043	
<b>Total</b>	<b>49900.91043</b>		<b>49900.91043</b>	

#### 2.7.1.2. Neraca Massa Neutralizer

	IN (kg/jam)		OUT (kg/jam)	
<b>Arus</b>	<b>7</b>		<b>8</b>	<b>9</b>
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0		0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0		0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	10044.32		0	10044.32
CH <sub>3</sub> COOH	31864.9322		0	32549.7722
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	559.286		0	0
H <sub>2</sub> O	7432.372227	623.9653333	8056.33756	
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0		0	810.394
CH <sub>3</sub> COONa	0	935.948	0	
Sub Total	49900.91043	1559.913333	51460.82376	
<b>Total</b>	<b>51460.82376</b>		<b>51460.82376</b>	

#### 2.7.1.3. Neraca Massa Precippcator

	IN (kg/jam)		OUT (kg/jam)	
<b>Arus</b>	<b>9</b>		<b>18</b>	<b>10</b>
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0		0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0		0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	10044.32		0	10044.32
CH <sub>3</sub> COOH	32549.7722	27227.337	59777.1092	

H2SO4	0	0	0
H2O	8056.33756	63131.11872	71187.45628
CH3COONa	0	0	0
Na2SO4	810.394	399.334276	1209.728276
Sub Total	51460.82376	90757.79	142218.6138
<b>Total</b>	142218.6138		142218.6138

#### 2.7.1.4. Neraca Massa Rotary Screen Washer

	IN (kg/jam)		OUT (kg/jam)	
<b>Arus</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>
(CH3CO)2O	0	0	0	0
C6H7O2(OH)3)x	0	0	0	0
H7O2(OCOCH3)3)x	10044.32	0	10044.32	0
CH3COOH	59777.1092	0	7031.024	52746.0852
H2SO4	0	0	0	0
H2O	71187.45628	45821.31	16302.60098	100706.1653
CH3COONa	0	0	0	0
Na2SO4	1209.728276	0	103.1216853	1106.606591
Sub Total	142218.6138	45821.31	33481.06667	154558.8571
<b>Total</b>	188039.9238		188039.9238	

#### 2.7.1.5. Neraca Massa Splitter 2

	IN		OUT	
<b>Arus</b>	<b>13</b>	<b>18</b>	<b>19</b>	
(CH3CO)2O	0	0	0	
(C6H7O2(OH)3)x	0	0	0	
C6H7O2(OCOCH3)3)x	0	0	0	
CH3COOH	52746.0852	27227.337		25518.7482
H2SO4	0	0		0
H2O	100706.1653	63131.11872		37575.04658
CH3COONa	0	0		0
Na2SO4	1106.606591	399.334276		707.2723147
Sub Total	154558.8571	90757.79		63801.06709
<b>Total</b>	154558.8571		154558.8571	

#### 2.7.1.6. Neraca Massa Centrifuge

	IN (kg/jam)	OUT (kg/jam)	
<b>Arus</b>	<b>12</b>	<b>14</b>	<b>15</b>
(CH3CO)2O	0	0	0

(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	10044.32	0	10044.32
CH <sub>3</sub> COOH	7031.024	5445.078737	1585.945263
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0
H <sub>2</sub> O	16302.60098	7031.024	9271.576981
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	103.1216853	23.26053053	79.86115481
Sub Total	33481.06667	12499.36327	20981.7034
<b>Total</b>	33481.06667	33481.06667	

### 2.7.1.7. Neraca Massa Rotary Dryer

	IN	OUT	
<b>Arus</b>	<b>15</b>	<b>16</b>	<b>17</b>
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	10044.32	0	10044.32
CH <sub>3</sub> COOH	1585.945263	1575.90	10.04
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0
H <sub>2</sub> O	9271.576981	9181.18	90.40
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	79.86115481	0	79.86115481
Sub Total	20981.7034	10757.07904	10224.62435
<b>Total</b>	20981.7034	20981.7034	

### 2.7.1.8. Neraca Massa Mixer

	IN	OUT	
<b>Arus</b>	<b>19</b>	<b>27</b>	<b>20</b>
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	25518.7482	0	25518.7482
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0
H <sub>2</sub> O	37575.04658	1988.041251	39563.08783
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	707.2723147	0	707.2723147
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	63801.06709	50328.83377	114129.9009
Sub Total	127602.1342	52316.87502	179919.0092
<b>Total</b>	179919.0092	179919.0092	

### 2.7.1.9. Neraca Massa Decanter / Settler

	IN		OUT	
<b>Arus</b>		<b>20</b>	<b>21</b>	<b>22</b>
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	25518.7482		1031.0016	15781.058
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
H <sub>2</sub> O	39563.08783		22682.0352	21044.04084
CH <sub>3</sub> COONa		0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	707.2723147		707.2723147	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	114129.9009		18558.0288	42080.19116
Sub Total	179919.0092		42978.33791	78905.29
<b>Total</b>	179919.0092		121883.6279	

### 2.7.1.10. Neraca Massa Menara Destilasi

	IN (kg/jam)		OUT (kg/jam)	
<b>Arus</b>		<b>22</b>	<b>23</b>	<b>24</b>
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	15781.058		15781.058	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
H <sub>2</sub> O	21044.04084		1594.046263	19449.99458
CH <sub>3</sub> COONa		0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	42080.19116		0	42080.19116
Sub Total	78905.29		17375.10426	61530.18574
<b>Total</b>	78905.29		78905.29	

### 2.7.1.11. Neraca Massa Decanter (Dc-102)

	IN		OUT	
<b>Arus</b>		<b>24</b>	<b>25</b>	<b>26</b>
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH		0	0	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
H <sub>2</sub> O	19449.99458		62348.144	1212.768



CH3COONa	0	0	0
Na2SO4	0	0	0
CH3COOC2H5	42080.19116	4837.356	2182.9824
Sub Total	61530.18574	62348.144	3395.7504
<b>Total</b>	61530.18574	65743.8944	

#### 2.7.1.12. Neraca Massa Mixer Etil Asetat (Arus Recycle)

	IN		OUT	
<b>Arus</b>	<b>26</b>		<b>28</b>	<b>27</b>
(CH3CO)2O	0		0	0
(C6H7O2(OH)3)x	0		0	0
(C6H7O2(OCOCH3)3)x	0		0	0
CH3COOH	0		0	0
H2SO4	0		0	0
H2O	1212.768	775.2732506	1988.041251	
CH3COONa	0		0	0
Na2SO4	0		0	0
CH3COOC2H5	2182.9824	48145.85137	50328.83377	
Sub Total	3395.7504	48949.12462	52316.87502	
<b>Total</b>	52344.87502		52316.87502	

#### 2.7.1.13. Neraca Massa Mixer Pengenceran Asam Asetat untuk Hydrolizer

	IN		OUT	
<b>Arus</b>	<b>31</b>		<b>32</b>	<b>6</b>
(CH3CO)2O	0		0	0
(C6H7O2(OH)3)x	0		0	0
H7O2(OCOCH3)3)x	0		0	0
CH3COOH	17465.31865		0	17465.31865
H2SO4	0		0	0
H2O	176.4173601	7308.719204	7485.136564	
CH3COONa	0		0	0
Na2SO4	0		0	0
CH3COOC2H5	0		0	0
Sub Total	17641.73601	7308.719204	24950.45521	
<b>Total</b>	24950.45521		24950.45521	

#### 2.7.1.14. Neraca Massa Splitter Arus Recycle Asam Asetat

	IN		OUT	
<b>Arus</b>	<b>30</b>		<b>3</b>	<b>31</b>
(CH3CO)2O	0		0	0
(C6H7O2(OH)3)x	0		0	0

(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	24241.34518	6776.026531	17465.31865
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0
H <sub>2</sub> O	243.5000227	67.08266265	176.4173601
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0	0	0
Sub Total	24484.8452	6843.109193	17641.73601
<b>Total</b>	24484.8452	24484.8452	

### 2.7.1.15. Neraca Massa Mixer Fresh Feed Asam Asetat

	IN		OUT
<b>Arus</b>	<b>23</b>	<b>29</b>	<b>30</b>
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	15781.058	8460.28718	24241.34518
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0
H <sub>2</sub> O	1594.046263	85.45744626	243.5000227
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0	0	0
Sub Total	17375.10426	8545.744626	24484.8452
<b>Total</b>	25920.84889		24484.8452

## 2.7.2. Neraca Panas

### 2.7.2.1. Neraca Panas Reaktor

	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)		
<b>Arus</b>	<b>Q1(a+b)</b>	<b>Qr-R</b>	<b>Q2</b>	<b>Qp-R</b>	
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	41,285,857		0	18,971,606	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	14,269,676		0	0	0
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0		0	166,479,624	0
CH <sub>3</sub> COOH	73,107,372		0	498,509,594	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,510,101			7,628,053	0
H <sub>2</sub> O	1,962,663		0	9,790,379	0
CH <sub>3</sub> COONa	0		0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0		0	0	0
Panas Reaksi	0	1058974946.00		0	0
Kebutuhan Panas	0		0	0	489,731,362
Sub Total	132,135,669	1,058,974,946	701,379,254		489,731,362
<b>Total</b>		1,191,110,615		1,191,110,616	

### 2.7.2.2. Neraca Panas Hydrolyzer

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q2	Q34	Qr-H	Q3
(CH3CO)2O	18,971,606	0	0	0
(C6H7O2(OH)3)x	0	0	0	0
(C6H7O2(OCOCH3)3)x	166,479,624	0	0	185,119,818
CH3COOH	498,509,594	520,075,963	0	1,163,093,903
H2SO4	7,628,053	0	0	8,493,681
H2O	9,790,379	428,729,670	0	479,240,183
CH3COONa	0	0	0	0
Na2SO4	0	0	0	0
Panas Reaksi	0	0	1857626963	0
Sub Total	701,379,254	948,805,633	1857626963	1,835,947,584
<b>Total</b>	1,835,947,584		1,835,947,584	

### 2.7.2.3. Neraca Panas Neutralizer

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q3	Q4	Qr-N	Q5
(CH3CO)2O	0	0	0	0
(C6H7O2(OH)3)x	0	0	0	0
(C6H7O2(OCOCH3)3)x	185,119,818	0	0	0
CH3COOH	1,163,093,903	0	0	1,170,608,997
H2SO4	8,493,681	0	0	0
H2O	479,240,183	4,934,714	0	503,173,409
CH3COONa	0	2,170,053	0	0
Na2SO4	0	0	0	7,618,006
Panas Reaksi	0	0	2221081643	0
Sub Total	1,835,947,584	7,104,767	2221081643	1,865,263,167
<b>Total</b>	1,865,263,167		1,865,263,167	

### 2.7.2.4. Neraca Panas Precipitator

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q5	Q14	Q6	
(CH3CO)2O	0	0	0	0

(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	183,862,756	0	96,617,137
CH <sub>3</sub> COOH	1,170,608,997	596,634,663	1369859485
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0
H <sub>2</sub> O	503,173,409	2,688,883,272	3679242017
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	7,618,006	3,918,600	8,981,064
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0	0	0
Sub Total	1,865,263,167	3,289,436,535	5154699702
<b>Total</b>		5,154,699,702	5154699702

### 2.7.2.5. Neraca Panas Rotary Screen Washer

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q6	Q8	Q7	Q9
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	96,617,137	0	76,056,732	0
CH <sub>3</sub> COOH	1,369,859,485	0	65,297,132	1,011,137,319
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	3,679,242,017	856,082,721	294,277,873	4,556,943,501
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	8,981,064	0	428,862	6,641,005
Sub Total	5154700	856,082,721	436060,6	5574722
<b>Total</b>		6010782		6010782

### 2.7.2.6. Neraca Panas Splitter 2

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q9	Q14	Q15	
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	1,011,137,319	596,634,663	414,502,656	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	4,556,943,501	2,688,883,272	1868060229	
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6,641,005	3,918,600	2,722,405	
Sub Total	5,574,721,825	3,289,436,535	2285285290	
<b>Total</b>	5,574,721,825		5,574,721,825	

### 2.7.2.7. Neraca Panas Centrifuge

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q7	Q11	Q10	

(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	76,056,732	0	76,056,732
CH <sub>3</sub> COOH	65,297,132	63,824,264	1,472,868
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0
H <sub>2</sub> O	294,277,873	287,640,026	6,637,847
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	428,862	419,189	9,674
Sub Total	436,060,599	351,883,478	84,177,120
<b>Total</b>	<b>436060.6</b>	<b>436060.6</b>	

### 2.7.2.8. Neraca Panas Rotary Dryer

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q11	QuD-RD	Q12	Q13
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	76,056,732	0	133,183,699	0
CH <sub>3</sub> COOH	1,472,868	0	164,341	20,805,055
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	6,637,847	0	2,854,442	252,179,208
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9,674	0	16,940	0
Udara Pemanas	0	325,026,564	0	0
Sub Total	84,177,120	325,026,564	136,219,421	272,984,263
<b>Total</b>	<b>409,203,684</b>	<b>409,203,684</b>		

### 2.7.2.9. Neraca Panas Mixer

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)
	Q15	Q25	Q16
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	414,502,656	0	339,656,021
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0
H <sub>2</sub> O	1,868,060,229	36,630,957	1601575266
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,722,405	0	2,233,473
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0	430,481,757	808,933,246
Sub Total	2,285,285,290	467,112,715	2752398005
<b>Total</b>	<b>2,752,398,005</b>	<b>2752398005</b>	

### 2.7.2.10. Neraca Panas Decanter

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q16	Q17	Q18	
(CH3CO)2O		0	0	0
(C6H7O2(OH)3)x		0	0	0
(C6H7O2(OCOCH3)3)x		0	0	0
CH3COOH	339,656,021	17,967,784		321,688,237
H2SO4	0	0		0
H2O	1,601,575,266	775,486,797		826,088,469
CH3COONa	0	0		0
Na2SO4	2,233,473	2,233,473		0
CH3COOC2H5	808,933,246	29,258,699		779,674,546
Sub Total	2,752,398,005	824,946,752		1927451253
<b>Total</b>	<b>2,752,398,005</b>		<b>2,752,398,005</b>	

### 2.7.2.11. Neraca Panas HE-103

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q18	QHE-2	Q19	
(CH3CO)2O		0	0	0
(C6H7O2(OH)3)x		0	0	0
(C6H7O2(OCOCH3)3)x		0	0	0
CH3COOH	321,688,237		0	2692427390
H2SO4	0		0	0
H2O	826,088,469		0	6644498509
CH3COONa	0		0	0
Na2SO4	0		0	0
CH3COOC2H5	779,674,546		0	6594895828
Kebutuhan panas		0	14,004,370,475	0
Sub Total	1,927,451,253	14,004,370,475		15931821727
<b>Total</b>			<b>15931821727</b>	<b>15931821727</b>

### 2.7.2.12. Neraca Panas Menara Distilasi

Arus	IN			OUT		
	Q19	QHE-4 (reboiler)	Q20a	Q21a	QHE-3 (condenser)	
(CH3CO)2O	0	0	0	0	0	0
(C6H7O2(OH)3)x	0	0	0	0	0	0
(C6H7O2(OCOCH3)3)x	0	0	0	0	0	0

CH <sub>3</sub> COOH	2692427.39	0	3956550.12	0	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	6644498.51	0	73,505,130	6229041.23	0
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	6594895.83	0	0	6210239.75	0
Kebutuhan panas	0	105808682.3	0	0	105271167,84
Sub Total	1593182.73	105808682.3	4030055.24	12439280.98	105271167,84
<b>Total</b>	121740504060		121740504060		

### 2.7.2.13. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-105)

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q20a	Q27	QHE5	
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	3,956,550,106	171,219,279		0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
H <sub>2</sub> O	73,505,130	3,372,954		0
CH <sub>3</sub> COONa		0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>		0	0	0
Kebutuhan panas		0	0	3855463002
Sub Total	4,030,055,236	174,592,233	15931821727	
<b>Total</b>	15931821727		15,931,821,727	

### 2.7.2.14. Neraca Panas Titik Pertemuan Arus Recycle CH<sub>3</sub>COOH

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q27	Q29	Q30	
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	171,219,279	3,745,117	174,964,396	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
H <sub>2</sub> O	3,372,954	73,777	3,446,731	
CH <sub>3</sub> COONa		0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>		0	0	0
Sub Total	174,592,233	3,818,894	178,411,127	
<b>Total</b>	178,411,127		178,411,127	

### 2.7.2.15. Neraca Panas Splitter 1

	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
Arus	Q30	Q1a	Q31	
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	174,964,396	72,135,845		0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
H <sub>2</sub> O	3,446,731	1,421,048		0
CH <sub>3</sub> COONa		0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>		0	0	0
Sub Total	178,411,127	73,556,894	104,854,234	
<b>Total</b>	<b>178,411,127</b>	<b>178,411,127</b>		

### 2.7.2.16. Neraca Panas Mixer (M-101)

	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
Arus	Q31	Q32	Q33	
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	102,828,551		0	102,828,551
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
H <sub>2</sub> O	2,025,683	83,921,149	85,946,832	
CH <sub>3</sub> COONa		0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>		0	0	0
Sub Total	104,854,234	83,921,149	188,775,383	
<b>Total</b>	<b>188,775,383</b>	<b>188,775,383</b>		

### 2.7.2.17. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-101)

	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
Arus	Q33	QHE1	Q34	
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	102,828,551		0	520,075,963
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
H <sub>2</sub> O	85,946,832		0	428,729,670



CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0	0	0
Kebutuhan Panas	0	7,600,302,501	0
<b>Sub Total</b>	<b>188,775,383</b>	<b>7,600,302,501</b>	<b>948,805,633</b>
<b>Total</b>	<b>948,805,633</b>	<b>948,805,633</b>	

### 2.7.2.18. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-106)

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q21a	QHE6	Q22	
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	0	0	0	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	6,229,041,229	0	437,700,609	
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	6,210,239,753	0	414,911,454	
Kebutuhan panas	0	11586668.92	0	
<b>Sub Total</b>	<b>12439280982</b>	<b>11586668.92</b>	<b>852,612,063</b>	
<b>Total</b>	<b>12439280982</b>	<b>12439280982</b>		

### 2.7.1.1. Neraca Panas Decanter (Dc-102)

Arus	IN (kj/jam)		OUT (kj/jam)	
	Q22	Q23	Q24	
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	0	0	0	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	437,700,609	401,723,594	35,977,015	
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	414,911,454	14,455,414	400,456,040	
<b>Sub Total</b>	<b>852,612,063</b>	<b>416,179,008</b>	<b>436,433,055</b>	
<b>Total</b>	<b>852,612,063</b>	<b>852,612,063</b>		

### 2.7.1.2. Titik Pertemuan Arus Recycle CH<sub>3</sub>COOC<sub>2</sub>H<sub>5</sub>

IN (kj/jam)	OUT (kj/jam)

Arus	Q24	Q26	Q25	
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH		0	0	0
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
H <sub>2</sub> O	35,977,015	653,942	36,630,957	
CH <sub>3</sub> COONa		0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	400,456,040	30,025,717	430,481,757	
Sub Total	436,433,055	30,679,660	467,112,715	
<b>Total</b>		467,112,715	467,112,715	

## 2.8 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

Tata letak pabrik adalah kedudukan dari bagian pabrik yang terdiri dari tempat karyawan bekerja, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku, tempat penyimpanan produk baik itu produk utama maupun produk samping, ditinjau dari segi hubungan satu dengan yang lainnya. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area yang tersedia dapat efisien dan proses produksinya dapat berjalan dengan lancar. Jadi dalam penentuan tata letak pabrik harus dipikirkan penempatan alat-alat produksi sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat dipenuhi. Selain peralatan yang tercantum dalam *flow sheet* proses, beberapa bangunan fisik seperti kantor, laboratorium, bengkel, tempat ibadah, poliklinik, MCK, kantin, *fire safety*, pos penjagaan dan sebagainya hendaknya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu jalannya proses, ditinjau dari lalu lintas barang, kontrol, dan keamanan. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam perencanaan tata letak pabrik adalah:

### 1. Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan

Perluasan pabrik harus sudah direncanakan sejak awal sehingga masalah kebutuhan akan tempat tidak akan timbul di masa depannya. Area yang khusus harus dipersiapkan untuk dipakai tempat perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas, maupun pengolahan produk.

### 2. Keamanan

Penentuan tata letak pabrik harus memperhatikan masalah keamanan, apabila terjadi hal-hal seperti kebakaran, ledakan, keb<sup>o</sup>Coran gas/asap beracun dapat ditanggulangi secara tepat. Oleh karena itu ditempatkan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampungan air yang cukup, alat penahan ledakan dan alat sensor

untuk gas beracun. Tangki penyimpanan bahan baku atau produk yang berbahaya diletakkan pada tempat khusus sehingga dapat dikontrol dengan baik.

### 3. Luasan area yang tersedia

Pemakaian tempat harus disesuaikan dengan area yang tersedia apabila harga tanah cukup tinggi maka pemakaian lahan haruslah efisien.

### 4. Instansi dan utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, steam, dan listrik serta utilitas lainnya akan membantu proses produksi dan perawatannya. Penempatan alat-alat kantor diatur sedemikian rupa agar karyawan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

### 5. Area pengolahan limbah

Pabrik harus memperhatikan aspek sosial dan ikut menjaga kelestarian lingkungan, yaitu dengan memperhatikan masalah buangan limbah hasil produksinya. Batas maksimal kandungan komponen berbahaya pada limbah harus diperhatikan dengan baik. Untuk itu penambahan fasilitas pengolahan limbah sangat diperlukan, sehingga buangan limbah tersebut tidak berbahaya bagi komunitas yang ada di sekitarnya.

### 6. Jarak yang tersedia dan jarak yang dibutuhkan

Alat-alat proses perlu diletakkan pada jarak yang teratur dan nyaman sesuai dengan karakteristik alat dan bahan sehingga kemungkinan bahaya kecelakaan dapat dihindarkan. Sebagian besar gerakan bahan cairan dan gas di *plant* menggunakan *piping* dan harus memperhatikan regulasi yang tepat dalam desain. Letak alat proses diusahakan tidak terlalu dekat atau terlalu jauh untuk mempermudah pengangkutan dan perbaikan.

Secara umum, garis besar tata letak pabrik ini dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

#### 1. Daerah Administrasi/Perkantoran

Daerah ini merupakan pusat kegiatan administrasi perusahaan yang mengatur kelancaran operasi dan kegiatan-kegiatan lainnya. Daerah ini ditempatkan di bagian depan pabrik agar kegiatan

administrasi tidak mengganggu kegiatan dan keamanan pabrik serta harus terletak jauh dari areal proses yang berbahaya.

## 2. Daerah Fasilitas Umum

Merupakan daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam pemenuhan kepentingan pekerja, seperti tempat parkir, tempat ibadah, kantin dan pos keamanan.

## 3. Daerah Proses

Merupakan pusat proses produksi di mana alat-alat proses dan pengendali proses ditempatkan. Daerah proses ini terletak di bagian tengah pabrik yang lokasinya tidak mengganggu. Letak aliran proses direncanakan sedemikian rupa sehingga memudahkan pemindahan bahan baku dari tangki penyimpanan dan pengiriman produk ke daerah penyimpanan serta memudahkan pengawasan dan pemeliharaan terhadap alat-alat proses.

## 4. Daerah Laboratorium dan Ruang Kontrol

Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendali proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual. Daerah laboratorium merupakan pusat kontrol kualitas bahan baku, produk dan limbah proses, sedangkan daerah ruang kontrol merupakan pusat kontrol berjalannya proses yang diinginkan. Laboratorium dan ruang kontrol ini diletakkan dekat daerah proses apabila terjadi sesuatu masalah di daerah proses dapat cepat teratasi.

## 5. Daerah Pemeliharaan

Daerah pemeliharaan merupakan tempat penyimpanan suku cadang alat proses dan untuk melakukan perbaikan, pemeliharaan atau perawatan semua peralatan yang dipakai dalam proses.

## 6. Daerah Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Daerah ini terdiri dari area tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang terletak di lingkungan terbuka dan berada di dalam daerah yang dapat terjangkau oleh angkutan pembawa bahan baku dan produk. Daerah ini biasanya ditempatkan di dekat areal proses supaya suplai bahan baku proses dan penyimpanan produk lebih mudah.

## 7. Daerah Utilitas

Daerah ini merupakan tempat untuk penyediaan keperluan yang menunjang berjalannya proses produksi berupa penyediaan air, steam, listrik. Daerah ini ditempatkan dekat dengan daerah proses agar sistem pemipaan lebih ekonomi, tetapi mengingat bahaya yang dapat ditimbulkan maka jarak antara areal utilitas dengan areal proses harus diatur.

#### 8. Daerah Pengolahan Limbah

Merupakan daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil proses produksi.

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik adalah sebagai berikut:

Tabel 2 2Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

<b>No.</b>	<b>Jenis Bangunan</b>	<b>Luas (m<sup>2</sup>)</b>
1.	Pos Keamanan	50
2.	Taman	2500
3.	Parkir	2000
4.	Kantor Pusat	1500
5.	Aula	700
6.	Poliklinik	700
7.	Gudang	700
8.	Bengkel	500
9.	K3 & Fire Safety	500
10.	Kantin	800
11.	Masjid	800
12.	Perpustakaan	800
13.	Laboratorium	800
14.	Utilitas	3000
15.	Proses Produksi	9000
16.	Ruang Kontrol	700
17.	Tangki Penyimpanan	900
18.	Pengolahan Limbah	800
19.	Daerah Pengembangan	4000

20. Jalan

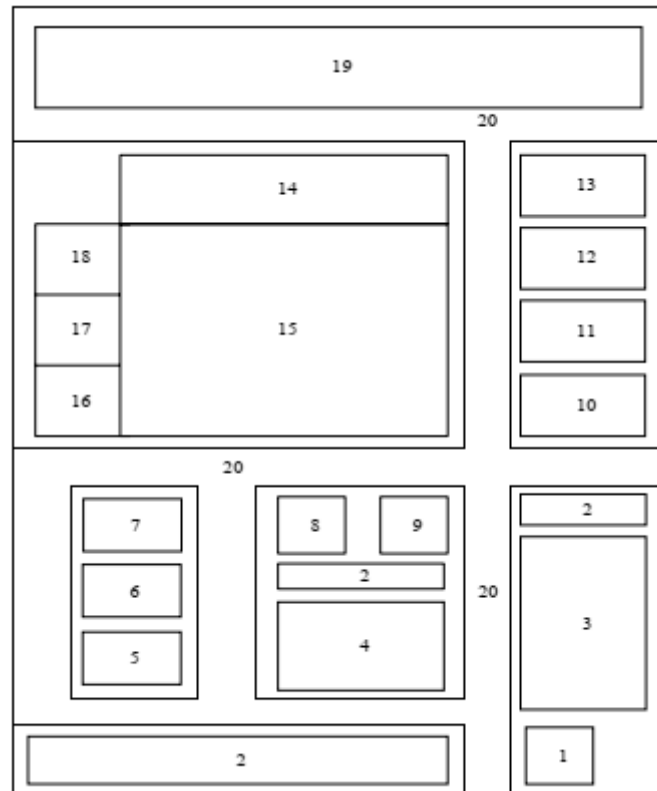
3500

---

**Total**

**34250**

---



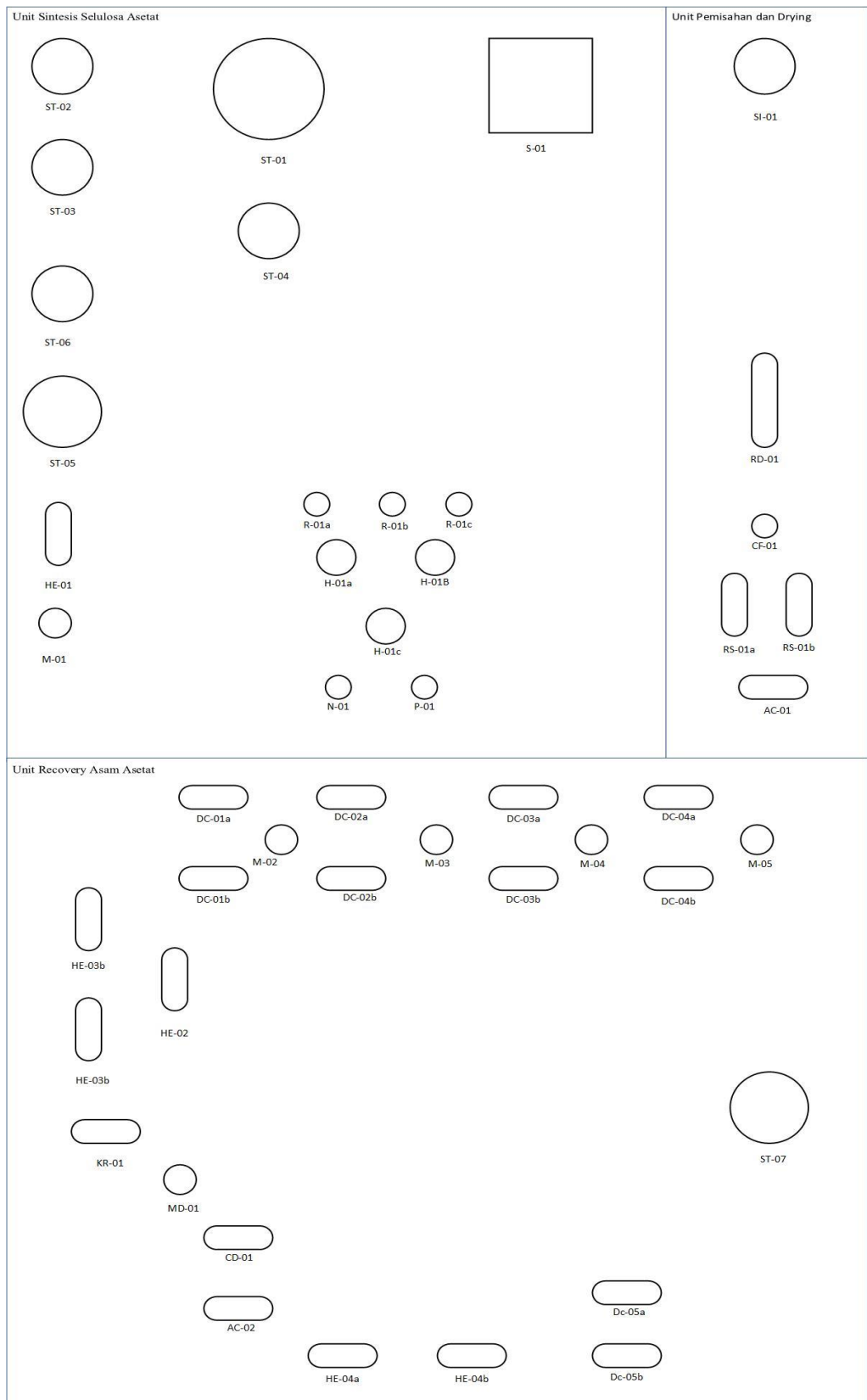
**Gambar 0.1 Layout pabrik selulosa asetat**

### Layout Peralatan Proses

Dalam penentuan lay out peralatan proses pada pabrik selulosa asetat ini ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu:

- Aliran bahan baku dan produk  
Pengaliran bahan baku yang tepat akan menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan elevasi pipa, untuk pipa diatas tanah sebaiknya dipasang pada ketinggian 3 meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah perlu diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas pekerja.
- Aliran udara  
Aliran udara didalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja.

- Cahaya  
Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat-tempat proses yang berbahaya dan beresiko tinggi perlu diberikan penerangan tambahan.
- Lalu lintas manusia  
Dalam perancangan lay out, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan tepat dan mudah supaya apabila ada gangguan alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya juga perlu diperhatikan.
- Jarak antar proses  
Untuk alat proses yang mempunyai temperatur dan tekanan operasi yang tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat-alat proses lainnya sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.
- Pertimbangan ekonomi  
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.  
Pada perancangan pabrik Selulosa Asetat ini layout peralatan pabrik dapat dilihat seperti gambar berikut :



Gambar 2 1 Lay out peralatan proses



Keterangan :

ST : Storage Tank (Tangki Penyimpanan)

S : Storage Cotton (Gudang penyimpanan selulosa)

Si : Silo Penyimpanan Selulosa Asetat

HE: Heat Exchanger

M : Mixer

RD: Rotary Dryer

RS : Rotary Screen Washer

CF : Centrifuge

DC : Decanter

MD: Menara Destilasi

AC : Accumulator

CD : Condenser

KR : Kettle Reboiler

R : Reaktor

N : Neutralizer

Pc : Precipicator

H : Hydrolyzer

## BAB III

### SPEKIFIKASI ALAT

#### 3.1 Tangki Penyimpanan Asam Asetat

Fungsi : Menampung asam asetat 70% sebesar 17465,3 kg/jam  
untuk proses hidrolisis asam asetat anhidrid serta  
menampung asamasetat hasil recycle

Kondisi Operasi : 30 °C, 1 atm Jenis Alat : Tangki Silinder Tegak dengan *Conical Head* dan *Flat Bottom*

Jumlah : 1 buah

Volume Tangki : 70,04 m<sup>3</sup>

Tinggi Standar : 36 ft

Diameter Standar : 10 ft

Jumlah *Course* : 3

Bahan : Stainless Steel SA-167 grade 11 type 316

Tebal Plate

tabel 3 1 Table Plate Tangki Penyimpanan Asam Asetat

Plate	H, ft	t, in	t standar API 12 C, in
1	6	0,1660	0,1875
2	12	0,1762	0,1875
3	18	0,1863	0,1875
4	24	0,1964	0,25
5	30	0,2065	0,25
6	36	0,2166	0,25

Tebal Head : 0,25 in

Tinggi Head : 0,88 ft

Tebal Bottom : 0,1875 in

### 3.1 Heat Exchanger

Tugas : Meningkatkan suhu campuran fluida dari mixer

Alat : Double Pipe Heat Exchanger

Jumlah alat : 5

Kondisi Operasi : 1 atm

Spesifikasi : Panjang : 12 ft  
Inner Pipe : IPS : 3  
ID : 3,068 inch  
OD : 3,5 inch  
Annulus : IPS : 6  
ID : 6,065

### 3.3 Belt Conveyer

Tugas : Mengangkut selulosa dari storage (S-01) menuju bucket elevator reaktor (BE-01)

Jenis : Closed belt conveyor

Kondisi Operasi : 30<sup>0</sup>C, 1 atm

Bahan : Stainless Steel SA-167 grade 11 type 316 Volumetric flow rate

Lebar Belt : 14 inch

Panjang : 50 ft

Elevasi : 0 ft

Power Motor : 0,5 hp

### 3.4 Reaktor

Fungsi : Mereaksikan selulosa ( $C_6H_7O_2(OH)_3$ )<sub>x</sub> sebesar 5649,93 kg/jam

Kondisi Operasi : 50 <sup>0</sup>C, 1 atm

Jenis Alat : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Jumlah : 3 buah

Bahan : Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316

Jenis Pengaduk : 6-flat blades turbine  
Spesifikasi : Diameter : 2,23  
m  
Tinggi : 4,46 m  
Tebal : 0,25 inch  
Daya Motor : 45 hp  
Pendingin : Cooling-Jacket

### 3.5 Hydrolizer

Fungsi : Mereaksikan asam asetat anhidrid sisa dari Reaktor (R-101)  
10044,32 kg/jam dengan air sebanyak 7432,37kg/jam menjadi asam asetat  
Kondisi Operasi : 50 0C, 1 atm  
Jenis Alat : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk  
Jumlah : 1  
Bahan : Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316  
Jumlah : 3 Buah  
Jenis Pengaduk : 6-flat blades turbine  
Spesifikasi : Diameter : 2,35 m Tinggi : 4,71 m  
Tebal : 0,325 inch  
Daya Motor : 90 hp

### 3.6 Neutralizer

Tugas : Menetralkan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> sebanyak 559,28 kg/jam yang digunakan  
sebagai katalis pada reaksi asetilasi dengan CH<sub>3</sub>COONa  
Jenis Alat : Tangki Berpengaduk  
Jumlah : 1 buah  
Kondisi Operasi : 500 C, 1 atm  
Bahan : Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316

Spesifikasi : Diameter : 3,37 m Tinggi : 5,06 m

Tebal : 0,25 inch

Daya Motor : 45 hp

### 3.7 Rotary Dryer

Tugas : Mengeringkan padatan selulosa asetat dengan kadar cairan 5 % dan kadar asam asetat 1% dalam padatan

Jenis Alat : Direct contact type, co-current rotary dryer

Bahan : Stainless Steel SA-167 Grade 11 Type 316

Spesifikasi : Diameter : 1,21 m Panjang : 60,5 m

### 3.8 Centrifugase

Tugas : Memisahkan padatan selulosa asetat sejumlah 10044,32 kg/jam hasil dari alat Rotary Screen Washer untuk diumpankan menuju rotary dryer

Jenis alat : Continuous centrifuge

Kondisi operasi : 36,5oC, 1 atm

Bahan : Stainless Steel SA -167 grade 11 type 316

Spesifikasi : Diameter : 24 inch Kecepatan sudut : 80,2 rad/s

Daya Motor : 17 hp

### 3.9 Menara Distilasi

Fungsi : Memisahkan campuran asam asetat, air, dan etil asetat untuk mengambil asam asetat sebagai hasil bawah.

Jumlah: 1 buah

Jenis tray : Sieve tray

Spesifikasi : Refluks : 1,5 Jumlah Stage : 36

Tebal Shell : 0,285 inch Tinggi Menara : 22,3 m Diameter : 3,91

## BAB IV

### UNIT PENDUKUNG PROSES DAN LABORATORIUM

#### 4.1 Unit Pendukung Proses

Unit pendukung proses atau utilitas adalah unit yang bertugas menyediakan sarana penunjang untuk menjamin kelancaran jalannya proses produksi. Pada perancangan pabrik Amonium nitrat ini, utilitas yang diperlukan meliputi :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air

Berperan dalam pengadaan dan pengolahan air sanitasi, air umpan *boiler* dan air pendingin.

2. Unit penyediaan tenaga listrik

Sebagai penyedia tenaga listrik untuk tenaga penggerak peralatan proses, penerangan dan kebutuhan lainnya. Listrik disuplai dari PLN dan dari generator sebagai cadangan bila suplai listrik dari PLN mengalami gangguan.

3. Unit penyediaan steam

Berperan dalam penyediaan steam untuk pemanas di *heat exchanger* dan *reboiler*

4. Unit penyediaan bahan bakar

Sebagai penyedia bahan bakar untuk peralatan proses dan generator listrik.

5. Unit penyediaan udara tekan

Menyediakan udara tekan untuk menjalankan instrumen di seluruh area proses dan vutilitas.

6. laboratorium

Mengendalikan tingkat pencemaran lingkungan, baik yang diakibatkan oleh limbah gas maupun limbah cair.

7. Unit pengolahan limbah

Berperan untuk mengolah limbah buangan yang dihasilkan dari seluruh area pabrik.

8. Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Prinsip dasar penerapan Keselamatan dan Kesehatan kerja(K3) pada suatu perusahaan adalah keselamatan, keamanan dan kesehatan bagi manusia, alat(proses) serta lingkungan sekitar.

## **4.1.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan air**

### **4.1.1.1 Pengadaan air**

Kebutuhan air dipenuhi dari sumur air artesis dan air sungai dengan pertimbangan penggunaan air artesis sebagai berikut :

1. Air artesis mempunyai kualitas lebih baik dibandingkan dengan air permukaan jika ditinjau dari segi kontaminasi dan pencemaran bakteri.
2. Sumur artesis mempunyai kontinuitas lebih tinggi sehingga kekurangan air dapat dihindari.
3. Pengadaan dan pengelolaan sumur air artesis merupakan proses yang mudah, sederhana dengan biaya yang relatif murah.

Air artesis hanya mampu memenuhi kebutuhan 150liter/hari, sehingga kekurangannya dipenuhi dari air sungai terdapat didekat area pabrik.

Secara keseluruhan kebutuhan air di pabrik Amonium nitrat dipergunakan untuk keperluan :

#### **1. Air Pendingin**

Air digunakan sebagai media pendingin dengan pertimbangan :

- a. Dapat menyerap dan melepas sejumlah panas per satuan volume yang tinggi.
- b. Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- c. Air dapat diperoleh dengan mudah dalam jumlah yang besar.
- d. Tidak mengalami perubahan kimia selama penggunaannya.

Air yang digunakan sebagai air pendingin pada reaktor, kondensor, barometrik kondensor, dan cooling drum sebelumnya harus melalui tahap pengolahan terlebih dahulu karena pada air pendingin harus dihindari kandungan zat-zat sebagai berikut:

- a. Kesadahan (hardness) dan kandungan silika, yang dapat menimbulkan kerak.
- b. Besi dan Oksigen terlarut, yang dapat menimbulkan korosi.
- c. Minyak, yang merupakan penyebab terganggunya kinerja film corrotion inhibitor, menurunkan heat transfer coefficient dan dapat menjadi sumber nutrisi mikroba yang tidak diinginkan.

#### **2. Air Sanitasi**

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium dan kantor. Syarat air sanitasi antara lain :

- a. Syarat fisik : jernih, tidak berasa dan tidak berbau

- b. Syarat kimia : tidak beracun, tidak mengandung zat organik maupun an-organik
- c. Syarat biologis : tidak mengandung mikroorganisme, terutama yang bersifat pathogen

### 3. Air Umpan Ketel (Boiler Feed Water)

Merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan steam untuk kelangsungan proses. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi yang terjadi di dalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan-larutan asam dan gas-gas terlarut seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, dan NH<sub>3</sub> yang terlarut dalam air umpan boiler karena proses aerasi ataupun kontak dengan udara luar.

- b. Zat yang menyebabkan kerak (scale forming)

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

- c. Zat yang menyebabkan foaming.

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

### 4. Air Hydrant

Air hydrant adalah air yang digunakan untuk mencegah kebakaran. Pada umumnya air jenis ini tidak memerlukan persyaratan khusus.

### 5. Air Proses

Merupakan air yang digunakan untuk keperluan maintenance, pembersihan alat, plant start up & shut down

#### 4.1.2 Pengolahan Air

Proses pengolahan air adalah proses yang dilakukan untuk mengolah air yang memenuhi persyaratan kualitas tertentu yang diperlukan untuk setiap alat proses. Sistem pengolahan air sungai meliputi proses-proses berikut:



## 1. Proses Equalisasi dan Sedimentasi

Proses Equalisasi digunakan untuk memastikan debit aliran sungai yang masuk dialirkan secara merata dan kandungan di dalamnya seragam. Sedangkan proses sedimentasi adalah proses yang bertujuan untuk memisahkan padatan tersuspensi dari air dengan sedimentasi menggunakan gravitasi. Laju sedimentasi (settling velocity) merupakan poin terpenting dalam menentukan jumlah padatan tersuspensi yang akan dipisahkan. Beberapa hal yang mempengaruhi settling velocity adalah kepadatan, ukuran dan penampang cekungan pasir.

## 2. Proses Water Softening dan Koagulasi

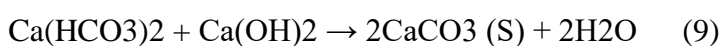
Koagulan yang umum digunakan pada proses koagulasi adalah Aluminium sulfat ( $Al_2(SO_4)_3$ ) dan soda ash ( $Na_2CO_3$ ). Koagulan tersebut bereaksi seperti berikut

$Al_2(SO_4)_3 + 3Na_2CO_3 + 3H_2O \rightarrow 2Al(OH)_3 + 3Na_2SO_4 + 3CO_2$  (7) Dalam proses ini, ion positif dari koagulan diadsorpsi oleh partikel bermuatan negatif untuk membentuk partikel netral. Akibatnya partikel-partikel tersebut tidak saling tolak-menolak, namun cenderung berikatan karena adanya gaya Van der Waals. Partikel yang berikatan disebut flok yang kemudian diproses lagi pada proses Flokulasi. Proses flokulasi adalah proses untuk menghilangkan kontaminan padat dengan menggabungkan partikel koloid menjadi partikel besar dan berat yang disebut flok. Dalam proses ini menggunakan metode slow mixing yaitu mengaduk secara perlahan. Dengan metode slow mixing, flok yang terbentuk dapat dicegah agar tidak terurai lagi yang dapat membentuk gumpalan besar.  $Na_2CO_3$  ditambahkan ke dalam aliran air untuk mengubah kesadahan tetap dari aliran air ke kesadahan sementara. Proses ini dilanjutkan dengan proses water softening dengan cara menambahkan abu kapur atau  $Ca(OH)_2$ .  $Ca(OH)_2$  berperan dalam membuat pH air menjadi suasana basa karena koagulan tawas ( $Al_2(SO_4)_3$ ) hanya aktif dalam lingkungan yang basa. Berikut ini adalah reaksi pada proses water softening.

### 1. $CO_2$ removal



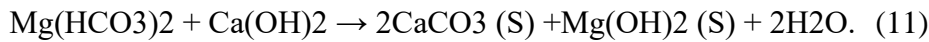
### 2. $Ca(HCO_3)_2$ hardness removal



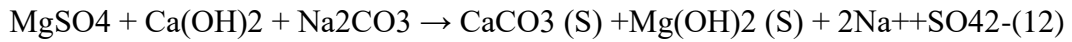
### 3. $CaSO_4$ hardness removal



4.  $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$  hardness removal



5.  $\text{MgSO}_4$  hardness removal



6. Excess Alkalinity Removal



pH pada aliran air menjadi basa, oleh karena itu pH air perlu diturunkan dengan penambahan gas karbondioksida ( $\text{CO}_2$ ) pada recarbonation basin. Berikut adalah reaksi rekarbonasi pada recarbonation basin:



### 3. Proses Filtrasi

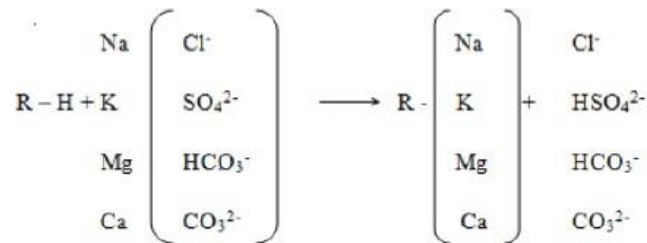
Partikel yang telah lolos kemudian diproses dalam proses filtrasi. Pada dasarnya, proses ini bekerja dengan cara menahan partikel yang ukurannya lebih besar dari filter. Jenis filter yang digunakan pada pabrik selulosa asetat ini adalah filter yang terdiri dari pasir dan karbon aktif. Pada saat proses penyaringan, filter pasir dapat menyaring partikel yang sangat kecil, sedangkan karbon aktif digunakan untuk menyerap bahan organik.

### 4. Proses demineralisasi

Ion yang terkandung dalam air memiliki konsentrasi yang rendah, namun sangat mempengaruhi kualitas suplai air boiler. Jumlah ion ini biasa disebut dengan kesadahan. Tingkat kesadahan ditunjukkan dengan banyaknya jumlah kalsium ( $\text{Ca}^{2+}$ ) dan magnesium ( $\text{Mg}^{2+}$ ) yang terkandung di dalam air. Kesadahan yang berlebih dapat menyebabkan pertukaran panas yang tidak sempurna (hot spot) dan overheat pada titik-titik tertentu, yang dapat menyebabkan kebocoran tube. Proses demineralisasi ini bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung dalam suplai air dengan menggunakan prinsip pertukaran ion, sehingga dapat mengurangi kesadahan. Proses demineralisasi memiliki dua tahap, yaitu cation exchange dan anion exchange.

#### a. Cation Exchange

Cation exchange adalah pertukaran ion positif yang terdapat di dalam air suplai dengan ion positif ( $H^+$ ) dari asam. Umumnya, asam yang digunakan untuk cation exchange adalah asam kuat. Kation yang dapat ditukar antara lain  $K^+$ ,  $Mn^{2+}$ ,  $Mg^{2+}$ ,  $Ca^{2+}$ ,  $Na^+$ ,  $Al^{3+}$ , dan  $Fe^{2+}$ . Reaksi cation exchange adalah seperti berikut:



Air yang dihasilkan menjadi asam karena ion logam positif ditukar dengan ion  $H^+$  dari resin. Setelah penggunaan dengan periode tertentu, resin akan menjadi jenuh. Hal ini terlihat ketika pH air melebihi batas yang ditentukan. Oleh karena itu, perlu dilakukan backwash menggunakan larutan HCl untuk melakukan proses regenerasi guna menggantikan ion  $H^+$  yang hilang.

#### A. Anion Exchange

*Anion Exchange* adalah pertukaran ion negatif dalam suplai air dengan ion  $OH^-$  dari basa. Umumnya basa yang digunakan pada proses *anion exchange* adalah basakuat. Larutan basa yang dapat digunakan antara lain  $HCO_3^-$ ,  $SO_4^{2-}$ ,  $Cl^-$ ,  $CO_3^{2-}$ ,  $NO_3^-$ , dan  $SiO_3^{2-}$ . Air yang sebelumnya bersifat asam bersifat netral karena ion negatif ditukar dengan ion  $OH^-$  dari resin. Setelah periode penggunaan tertentu, resin akan menjadi jenuh. Hal ini ditandai oleh pH air yang melebihi batas yang diperbolehkan. Oleh karena itu perlu dilakukan proses regenerasi dengan cara backwash menggunakan NaOH

#### 5. Proses Desinfeksi

Proses desinfeksi adalah proses menghilangkan mikroorganisme di dalam air. Desinfektan yang baik harus dapat membunuh mikroorganisme, tahan lama di dalam air, dan mencegah mikroorganisme muncul kembali, dengan syarat tidak membahayakan kesehatan manusia. Desinfektan yang umum digunakan adalah klorin, sinar UV, ozon, dan klorin dioksida. Pada pabrik selulosa asetat ini, desinfektan yang digunakan adalah klorin karena efektif dalam membunuh bakteri dan harganya yang relatif murah, dengan catatan penggunaannya harus benar-benar diperhitungkan untuk kesehatan manusia.

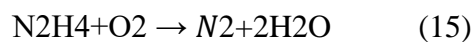
## 6. Proses Pendinginan Air

Air pendingin yang telah digunakan pada proses biasanya tidak dibuang ke lingkungan, melainkan air pendingin itu akan didinginkan lebih lanjut menggunakan cooling tower, sehingga mengurangi kebutuhan suplai air sungai dan biaya proses pengolahan air. Mekanisme pengoperasian cooling tower adalah air dengan suhu tinggi mengalir ke bagian atas menara pendingin, sementara udara kering mengalir melalui sisi-sisi samping cooling tower. Ketika terjadi kontak air dan udara kering secara konveksi, maka suhu air akan menurun, kemudian air dapat digunakan kembali sebagai pendingin.

### 4.1.3 Unit Pembangkit Steam

Steam memegang peranan penting pada pabrik selulosa asetat. Secara keseluruhan, steam digunakan sebagai fluida untuk meningkatkan suhu dari bahan. Sebelum masuk ke boiler, suplai air harus diolah terlebih dahulu. Kemudian dilakukan deaerasi untuk menyiapkan boiler water feed. Tujuan utama dari proses ini adalah untuk menghilangkan gas terlarut oksigen dan karbondioksida dari boiler water feed untuk mencegah korosi. Dalam proses deaerasi, proses dibagi menjadi dua, yaitu proses fisis dan proses kimiawi.

Proses fisis dilakukan dengan stripping O<sub>2</sub> di dalam air dengan stripping agent. Prinsip stripping atau pelucutan didasarkan pada pemanasan, karena kelarutan oksigen menurun dengan seiring meningkatnya suhu. Proses kimia dilakukan dengan menambahkan senyawa oxygen scavenger. Metode ini umumnya lebih disukai karena hidrazin banyak tersedia dan relatif murah. Reaksi yang terjadi adalah seperti berikut:



Parameter	Satuan	Batas
pH		10,5 – 11,5
Konduktivitas	µmhos/cm	max 5000
TDS	ppm	max 3500
Alkalinitas	ppm	max 800
Silika	ppm	max 150
Besi	ppm	max 2

<i>Phospat</i>	ppm	20 – 50
<i>Sulphur</i>	ppm	20 – 50
<i>Dissolved Oxygen</i>	ppm	max 0,04

Tabel 4 1 Unit pembangkit steam

#### 4.1.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan mutlak diperlukan dalam berbagai proses, terutama untuk fasilitas instrumentasi (*Instrument Air*) dan udara pabrik (*Plant Air*) di peralatan proses, seperti untuk menggerakkan control valve yang dikendalikan dengan sistem komputerisasi serta untuk pembersihan peralatan pabrik.

Peralatan utama pada unit ini adalah :

- a. *IA/PA Compressor*
- b. *IA/PA Reservoir*
- c. *Air Filter*
- d. *Instrument Air Dryer*

Udara pabrik adalah udara tekan yang dipergunakan pada proses *blanketing*, pembersihan, pemanasan dan proses lainnya. Udara pabrik diperoleh dengan mengompresikan udara luar yang sebelumnya telah disaring dari partikel debu dan pengotor. Udara pabrik yang dipergunakan untuk keperluan pemanasan harus dipanaskan terlebih dahulu menggunakan steam bertekanan rendah.

Udara instrumen dipergunakan untuk mengoperasikan alat-alat yang bekerja secara pneumatis. Udara instrumen diperoleh dari udara pabrik yang telah mengalami proses pengeringan lanjut menggunakan *silica gel* di dalam *IA Dryer*. Kandungan air yang minimal amat penting untuk menghindari korosi pada instrumen.

#### 4.1.5 Program Kerja Laboratorium

Untuk mengendalikan kualitas produk pabrik Selulosa Asetat ini, perlu dilakukan pengujian mutu produk yang optimal. Adapun analisa pada proses pembuatan Ethylene dichloride adalah sebagai berikut :

- Analisa bahan baku Asam nitrat, yang meliputi: analisa komposisi, viskositas, specific gravity.
- Analisa terhadap produk utama Amonium nitrat yang meliputi analisa kadar air, viskositas, specific gravity dan kemurnian.

- Analisa yang dilakukan di unit utilitas meliputi :
- Analisa feed water meliputi analisa Dissolved Oxygen, pH, hardness, total solid, suspended solid, serta oil dan organic matter.
- Analisa air sanitasi meliputi pH, suhu, kebasaaan, zat padat terlarut.
- Analisa penukar ion meliputi kesadahan  $\text{CaCO}_3$ , silikat sebagai  $\text{SiO}_2$
- Analisa air minum meliputi analisa pH, chlor sisa dan kekeruhan sehingga memenuhi standar baku mutu air minum.

Dalam melaksanakan program kerjanya, laboratorium dibagi menjadi tiga bidang kerja, yaitu:

#### 1. Laboratorium Pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisik terhadap semua stream yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan “Certificate of Quality” untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi, pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku, produk akhir dan produk samping.

#### 2. Laboratorium Analisa

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, produk samping, kadar akhir dan bahan-bahan kimia yang digunakan (aditif, bahan-bahan injeksi, dan lain-lain).

#### 3. Laboratorium Penelitian, Pengembangan dan Lingkungan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material terkait dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan dan senantiasa melakukan penelitian terhadap kondisi lingkungan.

#### 4.1.6.2 Alat-Alat Utama Laboratorium

Alat-alat utama yang digunakan dalam laboratorium terdiri atas :

##### a. Gas Chromatograph

Digunakan untuk menentukan komposisi dalam gas Amonia.

b. Water Content Tester

Digunakan untuk menentukan kadar air dalam produk

c. pH meter

Digunakan untuk mengetahui derajat keasaman larutan

d. Spektrofotometer

Digunakan untuk menentukan konsentrasi suatu senyawa yang terlarut dalam air

e. Conductivity Meter

Digunakan untuk mengetahui konduktivitas zat terlarut dalam air

f. Viscosimeter

Digunakan untuk mengukur viskositas cairan

g. Hidrometer

Digunakan untuk mengukur specific gravity

#### 4.1.6 Unit Pengolahan Limbah

Proses industri kimia dapat menghasilkan berbagai macam limbah. Limbah dibagi menjadi 3 fase, yaitu limbah cair, limbah gas dan limbah padat. Berdasarkan sifatnya, limbah dapat bersifat B3 (bahan berbahaya dan beracun) dan ada juga yang aman bagi manusia. Rincian pengolahan untuk setiap limbah yang dihasilkan oleh pabrik selulosa asetat yaitu:

1. Limbah gas dan cara mengelolanya

Menurut Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No. 41 Tahun 1999 tentang Pengendalian Pencemaran Udara, baku mutu udara ambien dapat ditetapkan sebagai berikut:

Tabel 4.2 komponen limbah gas

Komponen	Standar
SO <sub>2</sub>	60µg/Nm <sup>3</sup> untuk pengukuran 1 tahun
Karbon monoksida (CO)	10.000 µg/Nm <sup>3</sup> untuk pengukuran 24

	jam
Nitrogen dioksida (NO <sub>2</sub> )	100 µg/Nm <sup>3</sup> untuk pengukuran 1 tahun
Hidrokarbon	160 µg/Nm <sup>3</sup> untuk pengukuran 3 jam
Pb (Timah hitam)	2 µg/Nm <sup>3</sup> untuk pengukuran 24 jam
Klorin dan klorin dioksida	150 µg/Nm <sup>3</sup> untuk pengukuran 24 jam
Indeks sulfat	1mg SO <sub>3</sub> /100 cm <sup>3</sup> dari Lead Peroksida untuk pengukuran 30 hari

Gas hasil buangan pabrik selulosa asetat yang dihasilkan wajib disesuaikan dengan baku mutu yang telah ditetapkan oleh pemerintah. Sedangkan hasil keluaran pabrik ini terdiri dari uap air, dan uap asam asetat dengan kadar yang sedikit.

Maka, pengolahan lebih lanjut terhadap gas buang pabrik diperlukan, yaitu gas buangan pabrik ini dialirkan terlebih dahulu ke scrubber, untuk mengabsorpsi uap asam asetat yang terkandung di dalam gas buangan, agar kandungan uap asam asetat sangat sedikit (< 160 µg/Nm<sup>3</sup> selama 3 jam) sebelum dibuang. Setelah itu, baru gas buangan pabrik dapat dialirkan menuju stake gas dan dapat dibuang ke lingkungan dengan aman.

## 2. Limbah cair dan pengolahannya

Pengolahan limbah cair di industri bertujuan agar bahan pencemar yang terkandung di dalam air seperti padatan tersuspensi, senyawa organik, mikroba patogen, dan senyawa organik yang tidak mampu terurai oleh mikroorganisme yang terdapat di alam, dapat diminimalisir.

Limbah cair pada pabrik selulosa asetat ini dapat berasal dari:

- Limbah sanitasi

Limbah sanitasi adalah air buangan hasil keperluan kantor dan pabrik seperti air untuk pencucian, kamar mandi, dapur, masakan, dan sebagainya, yang pada umumnya dipakai untuk keperluan mandi, cuci, dan kakus (MCK). Penanganan untuk limbah jenis ini tidak memerlukan perhatian khusus sebab tidak mengandung bahan-bahan



kimia berbahaya. Namun jumlah flowrate buangan yang diizinkan dan sistem untuk saluran pembuangan air limbah perlu diatur sedemikian rupa agar hasilnya baik.

- Air berminyak dari pompa

Hasil dari buangan pelumas pada pompa dan alat-alat lainnya menghasilkan air berminyak. Pemisahan minyak dari air bisa dilakukan berdasarkan perbedaan densitas. Minyak yang memiliki densitas lebih rendah dibanding air, akan berada pada bagian atas dari air. Lalu fluida tersebut dialirkan menuju tungku pembakaran, sedangkan air pada bagian bawah dialirkan menuju panampungan akhir, lalu dibuang ke lingkungan sekitar dengan aman.

- Air limbah proses yang mengandung asam asetat, etil asetat, dan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  Air limbah proses merupakan campuran air yang mengandung sedikit asam asetat, etil asetat, dan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ , yang tidak boleh langsung dibuang ke lingkungan, sehingga wajib diolah lebih lanjut supaya aman.

Pada umumnya air limbah yang berasal dari seluruh kegiatan di pabrik wajib diolah supaya layak untuk dibuang ke lingkungan sesuai parameter air yang diizinkan. Langkah-langkah proses waste water treatment sebagai berikut:

#### a. Tangki Penetralan

Limbah air proses dengan kandungan sedikit asam asetat, etil asetat dan  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ , perlu dinetralkan dulu sebelum dialirkan menuju kolam ekualisasi. Proses penetralan tersebut berlangsung di tangki penetralan, dengan penambahan larutan NaOH encer yang bersifat basa, agar pH larutan sesuai dengan pH air sungai (7,5 – 8,2). Larutan NaOH encer dapat berfungsi sebagai media pengenceran, supaya kadar asam asetat dan etil asetat dalam larutan kurang dari ambang batas baku mutu lingkungan.

#### b. Kolam Ekualisasi

Limbah dari unit proses dan unit recovery dialirkan menuju kolam ekualisasi yang berfungsi sebagai tempat penampung sementara, dan untuk pengenceran limbah cair agar konsentrasinya menjadi lebih rendah.

c. Oil separator

Oil separator berfungsi memisahkan limbah dari oli berdasarkan perbedaan densitas. Oli memiliki densitas yang lebih rendah, akan terpisah pada bagian atas, lalu dialirkan menuju oil tank. Apabila oil tank penuh, oli dapat dibuang, lalu dibakar. Untuk limbah yang tidak mengandung oli dialirkan ke treatment flocculant.

d. Treatment flocculant

Pemeriksaan pH limbah cair dilakukan untuk memastikan kondisi limbah yang dibuang sesuai dengan pH air di lingkungan (7,5 – 8,2). Jika kondisi pH asam perlu ditambahkan kapur untuk menaikkan pH-nya. Namun jika pH basa perlu ditambahkan larutan asam sulfat untuk menurunkan pH-nya. Penambahan Poly Aluminium Chloride (PAC) dan Poly Electrolyte Anionic (PEA) dilakukan untuk membentuk flok-flok berukuran besar.

e. Sedimentasi tahap pertama

Seluruh flok - flok yang terbentuk dari tahap Treatment flocculant akan dipisahkan dengan scrapper. Flok – flok yang telah terpisah dibawa menuju belt press filter, agar kadar Total Suspended Solid (TSS) bisa berkurang pada limbah yang akan dibuang.

f. pH control

Tahap ini untuk mengontrol pH basa akibat proses koagulasi-flokulasi pada tahap sebelumnya, dengan cara menambahkan sedikit larutan asam sulfat agar pH netral.

g. Biological treatment

Proses biological treatment dibagi menjadi dua tahap, yaitu tahap pertama melibatkan bakteri anaerob, kemudian tahap kedua melibatkan bakteri aerob. Pada tahap pertama kolam dimasukkan bakteri anaerob dan nutrisi untuk bakteri. Bakteri anaerob berfungsi untuk mengurai senyawa organik seperti asam asetat dan etil asetat yang sudah dinetralkan yang terkandung di dalam air limbah. Tahap kedua yaitu proses dengan bakteri aerob, dengan penambahan kadar oksigen terlarut dan pertumbuhan bakteri dengan nutrisi. Penambahan kandungan oksigen terlarut diperoleh dengan menggunakan pompa aerator. Seluruh parameter air buangan seperti COD, BOD, TSS,

TS dan pH diharapkan telah memenuhi spesifikasi dan aman untuk dibuang ke lingkungan, setelah melalui tahap ini.

h. Sedimentasi tahap kedua

Limbah hasil penguraian oleh bakteri membentuk suatu endapan yang perlu dipisahkan dari air limbah dengan cara mengalirkan effluent air limbah secara overflow.

i. Landfill pembuangan sludge

Endapan hasil dari kolam sedimentasi tahap pertama dan tahap kedua dimasukkan ke landfill, untuk membuang sludge hasil sedimentasi dua tahap tersebut. Fungsi sludge yaitu untuk menyuburkan tanah.

## **BAB V**

### **MANAJEMEN PERUSAHAAN**

#### **5.1 Bentuk Perusahaan**

Suatu perusahaan yang harus ditunjang dengan struktur organisasi yang baik sehingga efisien pada kerja yang tinggi dapat tercapai. Jika efisiensi dalam perusahaan mampu bekerja tinggi maka akan menciptakan produktifitas kerja yang optimal. Kondisi tersebut sangat diharapkan oleh perusahaan sehingga diperoleh peningkatan baik kuantitas maupun kualitas produk. Agar dapat mencapai tujuan yang optimal harus ada suatu sistem yang mengatur dan mengarahkan kerja dan operasional seluruh pihak dalam pabrik. Oleh karena itu, pada suatu industri harus dapat melakukan aktivitas sesuai dengan kemampuan serta harus memiliki wadah dan tempat yang jelas untuk pihak-pihak tersebut. Kemudian untuk proses pengorganisasian upaya untuk menyeimbangkan kebutuhan pabrik terhadap stabilitas dan perubahan.

Perseroan Terbatas (PT) adalah bentuk organisasi yang dipilih dalam pengoperasian pabrik pembuatan selulosa asetat. Bentuk organisasi ini merupakan suatu bentuk usaha berbadan hukum yang dapat memiliki, mengatur, dan mengolah sumber daya sendiri, serta dapat mengumpulkan modal secara efektif. Adapun faktor pemilihan bentuk perusahaan sebagai berikut :

- Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- Mudah mendapatkan modal dengan cara menjual saham kepada masyarakat.
- Pengurus dan pemilik perusahaan terpisah satu dengan yang lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham dan pengurus perusahaan yaitu direksi beserta staff.
- Lapangan usaha dapat diperluas. Suatu PT dapat menarik modal yang besar dari masyarakat sehingga dengan modal ini dapat memperluas usahanya.
- Efisiensi dari manajemen. Para pemegang saham dapat memilih orang sebagai dewan komisaris dan dewan direksi yang cakap dan berpengalaman.

#### **5.2 Struktur Organisasi**

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan yaitu struktur organisasi yang diterapkan, karena ada berhubungan dengan kelancaran komunikasi, yang pada

akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik perlu diperhatikan beberapa hal antara lain :

1. Perumusan tujuan
2. Pendelegasian wewenang
3. Pembagian kerja
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. Sistem pengontrolan pada pekerjaan yang dilaksanakan Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman pada hal - hal tersebut diperoleh organisasi yang baik yaitu bentuk line dan staff karena garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Menurut pembagian kerjanya seorang karyawan bertanggung jawab kepada atasannya. Ada dua kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem line dan staff ini, yaitu

- Sistem staff, adalah kelompok yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran kepada unit operasional.
- Sistem garis atau line, adalah kelompok yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

Pemegang kekuasaan tertinggi perusahaan terletak pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), dimana RUPS dapat membentuk Dewan Komisaris dan Dewan Direksi. Dalam pelaksanaan operasional kekuasaan dipegang oleh Dewan Direksi yang terdiri dari direktur utama dan dibantu oleh Direktur Administrasi dan Umum, Direktur Produksi dan Teknik. Masing- masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh seorang kepala regu dimana setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing - masing seksi (Widjaja,2003).

### **5.3 Tugas dan Wewenang**

#### **5.3.1 Pemegang Saham**

Pemegang Saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk keperluan pendirian dan jalannya operasi perusahaan. Para pemegang saham adalah pemilik perusahaan. Kekuasaannya tertinggi tidak berada di tangan pemegang

saham namun pada Rapat Umum Pemegang Saham. Wewenang dari pemegang saham antara lain:

- Menentukan wakil-wakil pemegang saham yang akan duduk dalam Dewan Komisaris melalui mekanisme Rapat Umum Pemegang Saham.
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
- Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

### 5.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris diangkat oleh rapat umum pemegang saham untuk jangka waktu tertentu yang mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut :

- Mengangkat dan memberhentikan serta melakukan pengawasan terhadap direksi.
- Menetapkan kebijaksanaan sesuai dengan kebijaksanaan pemerintah.
- Menolak dan menyetujui rencana Direksi.
- Mengadakan rapat Dewan Komisaris setiap tahun.

### 5.3.3 Dewan Direksi

Dewan Direksi adalah pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab terhadap kemajuan perusahaan. Dewan Direksi terdiri dari Direktur Utama yang bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Finansial dan Administrasi Umum.

#### 1. Direktur Utama Tugas Direktur Utama:

- Melaksanakan kebijaksanaan yang ditetapkan oleh Dewan Komisaris
- Menjaga kestabilan organisasi dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan serta masyarakat sekitar.
- Mengangkat dan memberhentikan Kepala Divisi dengan persetujuan Rapat Pemegang Saham.
- Mengkoordinir kerjasama dengan Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Finansial dan Administrasi Umum

#### 2. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi:

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam kelancaran produksi, teknik dan perencanaan.
- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pekerjaan kepala divisi yang menjadi bawahannya.

### 3. Direktur Administrasi dan Umum

Tugas Direktur Administrasi dan Umum:

- ♣ Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, marketing, administrasi dan pelayanan umum.
- ♣ Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala divisi yang menjadi bawahannya.

#### 5.3.4 Staff Ahli

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

- ♣ Memberikan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- ♣ Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- ♣ Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

#### 5.3.5 Kepala Bagian

Tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan sesuai dengan tugasnya dan bertanggung jawab kepada direktur yang menangani bagian tersebut. Kepala bagian yang terdapat dalam perusahaan ini antara lain adalah:

##### 1. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dan teknik dalam bidang kualitas dan kuantitas produksi. Kepala bagian produksi membawahi kepala seksi proses, kepala seksi utilitas dan kepala seksi laboratorium.

- Kepala Seksi Proses Mengkoordinir seksi dalam mengawasi jalannya proses produksi baik mengenai proses langsung maupun penanganan bahan pembantu dan tindakan seperlunya bila ada permasalahan selama proses produksi berlangsung.

- Kepala Seksi Laboratorium Mengkoordinir pengawasan mutu proses, hasil-hasil produksi dan hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik.
- Kepala Seksi Utilitas Mengkoordinir seksi dalam melaksanakan dan mengatur saran utilitas untuk kelancaran proses produksi, memenuhi semua kebutuhan proses, kebutuhan air dan listrik.

#### 1. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab pada Direktur Produksi dalam pemeliharaan, perbaikan fasilitas dan keselamatan produksi. Kepala Bagian Teknik membawahi kepala seksi pemeliharaan, pengadaan, K3 dan Limbah.

- Kepala Seksi Pemeliharaan dan Pengadaan Mengkoordinir seksi dalam pemeliharaan dan perbaikan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Kepala Seksi K3 dan Limbah Mengkoordinir seksi dalam mengawasi hal-hal yang dapat mengancam keselamatan dan mengurangi potensi bahaya yang ada dan mengkoordinir seksi dalam memantau jalannya proses dan mengamati dampaknya terhadap lingkungan sekitar pabrik.

#### 2. Kepala Bagian Keuangan

Bertanggung jawab kepada Direktur Umum dan Keuangan dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala bagian keuangan membawahi Seksi Administrasi, Seksi Akutansi, dan Seksi Pembelian dan Pemasaran

- Kepala Seksi Administrasi Mengkoordinir seksi dalam melakukan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor, pembukuan keuangan serta masalah perpajakan.
- Kepala Seksi Akutansi Mengkoordinir seksi dalam menghitung semua penggunaan uang perusahaan dan dalam mengadakan perhitungan gaji dan insentif karyawan.
- Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran Mengkoordinir seksi dalam membeli bahan baku peralatan yang dibutuhkan perusahaan serta menatur keluar masuknya bahan dari gudang. Kepala seksi pemasaran mengatur dan merencanakan strategi penjualan hasil produksi serta mengatur distribusi hasilproduksi dari gudang.

#### 3. Kepala Bagian Umum

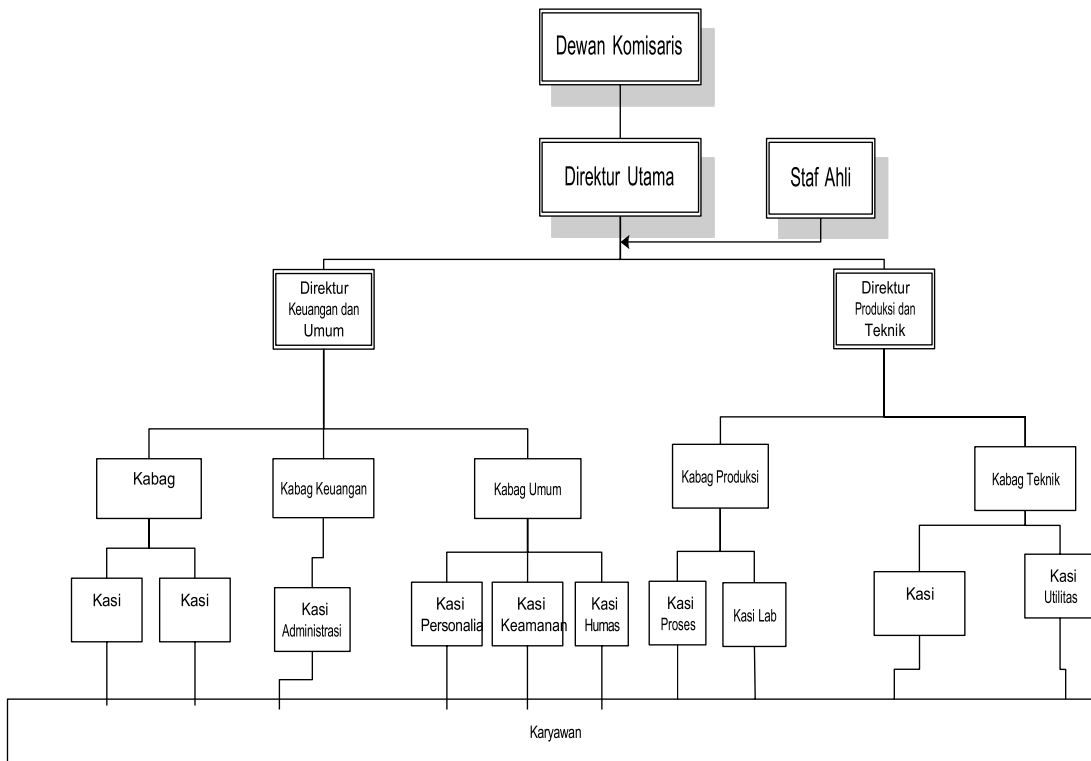


Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala bagian umum membawahi seksi personalia, seksi hubungan masyarakat, seksi keamanan.

- Kepala Seksi Personalia Mengkoordinir seksi dalam melakukan penerimaan dan pembinaan tenaga kerja serta mengatur hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.
- Kepala Seksi Hubungan Masyarakat Mengkoordinir seksi dalam mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan
- Kepala Seksi Keamanan Mengkoordinir seksi dalam menjaga keamanan pabrik dan mengawasi keluar masuknya orang maupun barang dari lingkungan pabrik

#### 4. Sekretaris

Perusahaan Mempunyai kedudukan setaraf dengan Kepala Divisi dan bertanggung jawab kepada Direktur Finansial dan Administrasi Umum dalam bidang hubungan masyarakat dan mengumpulkan semua masalah yang terjadi dalam perusahaan untuk kemudian dibawa ke Sidang Direksi atau Rapat Umum Pemegang Saham. Sekretaris perusahaan jugamerupakan wakil perusahaan untuk kegiatan di luar perusahaan.



Gambar 5. 1 Struktur Organisasi Perusahaan

#### 5.4 Kebutuhan Karyawan dan Sistem pengupahan

Kebutuhan dan system gaji karyawan tergantung pada status, kedudukan, tanggung jawabdan keahlian karyawan. Pembagian kelompok karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga, yaitu:

1. Karyawan tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapatkan gajinbulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dan mendapatkan upah harian yang dibayar tiap akhir pecan.

3. Karyawan borongan

Karyawan yang dipekerjakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerimaupah borongan untuk pekerjaannya.

### 5.4.1 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam dalam satu hari. Pembagian jam kerja dibagi dalam dua golongan, yaitu karyawan shift dan non shift dengan jumlah jam kerja 40 jam tiap minggu.

#### 1. Karyawan Non - Shift

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

#### 2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang menangani proses produksi secara langsung dan bagian yang berhubungan dengan keamanan pabrik. Yang termasuk karyawan shift adalah operator produksi, karyawan bagian produksi, dan bagian keamanan. Pembagian shift karyawan dapat dilihat pada Tabel 5.1.

Shift	Karyawan Operasi	Karyawan Keamanan
Malam	Jam 23.00 – 07.00	Jam 22.00 – 06.00
Pagi	Jam 07.00 – 15.00	Jam 06.00 – 14.00
Sore	Jam 15.00 – 23.00	Jam 14.00 – 22.00

**Tabel 5.1** pembagian shift karyawan

Tabel 5.1 Pembagian shift karyawan

Karyawan shift dibagi dalam 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu libur, dan diberlakukan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 6 hari kerja dan 2 hari libur untuk tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk jadwal kerja setiap regu dapat dilihat pada Tabel 5.2.

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

**Tabel 5.2** Jadwal kerja untuk kerja

Keterangan : P = Sift Pagi  
S = Sift Sore  
M = Sift Malam  
L = Libur

## 5.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

Pembagian jabatan harus berdasarkan dengan pendidikan tenaga kerja. Pada Tabel 5.3, dapat dilihat pembagian jabatan berdasarkan pendidikan.

Tabel 5 2 jabatan dan pendidikan karyawan'

<b>JABATAN</b>	<b>• PENDIDIKAN</b>
Direktur Utama	Sarjana
Direktur Produksi dan Teknik	Sarjana Teknik Kimia
Direktur Administrasi dan Umum	Sarjana Ekonomi Akuntansi
Staff Ahli	Sarjana Teknik Kimia
Sekretaris	Sarjana Muda
Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum, FISIP/Ilmu Sosial
Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi Manajemen
Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi Akuntansi
Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Personalia	Sarjana Hukum/Psikologi
Kepala Seksi Humas	Sarjana Fisip
Kepala Seksi Keamanan	SMU
Kepala Seksi Pembelian	Sarjana Ekonomi Manajemen
Kepala Seksi Penjualan	Sarjana Ekonomi Manajemen
Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Ekonomi Manajemen
Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi Akuntansi
Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia

<b>JABATAN</b>	<b>• PENDIDIKAN</b>
Kepala Seksi Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin
Kepala Seksi Utilitas	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
Kepala Seksi Lingkungan dan K3	Sarjana Teknik Kimia
Karyawan Personalia & Humas	Sarjana Hukum/Psikologi/Fisip
Karyawan Keamanan	SMU/SMP
Sopir, Pesuruh, Cleaning Service	SMU/SMP

Tabel 5. 3 Jabatan dan Pendidikan

### .5.5.1 Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan dalam suatu pabrik harus diperhatikan dengan benar. Jumlah harus sesuai kebutuhan. Dapat dilihat rincian jumlah karyawan dan gaji di tabel 5.4..

<b>NO</b>	<b>JABATAN</b>	<b>JUMLAH</b>
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Administrasi dan Umum	1
3	Direktur Produksi dan Teknik	1
4	Staff ahli	2
5	Sekretaris	3
6	Kepala Bagian Produksi	1
7	Kepala Bagian Teknik	1
8	Kepala Bagian Pemasaran	1
9	Kepala Bagian Keuangan	1
10	Kepala Bagian Umum	1
11	Kepala Seksi Proses	1
12	Kepala Seksi Lingkungan dan K3	1

13	Kepala Seksi Laboratorium	1
14	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
15	Kepala Seksi Utilitas	1
16	Kepala Seksi Pembelian	1
17	Kepala Seksi Penjualan	1
18	Kepala Seksi Administrasi	1
19	Kepala Seksi Kas	1
20	Kepala Seksi Personalia	1
21	Kepala Seksi Humas	1
22	Kepala Seksi Keamanan	1
23	Karyawan Proses	26
24	Karyawan Lingkungan dan K3	6
25	Karyawan Laboratorium	6
26	Karyawan Pemeliharaan	6
27	Karyawan Utilitas	6
28	Karyawan Pembelian	3
29	Karyawan Penjualan	3
30	Karyawan Administrasi	3
31	Karyawan Kas	2

32	Karyawan Personalia	4
33	Karyawan Humas	2
34	Satpam	8
35	Dokter	2
36	Perawat	4
37	Sopir	3
38	Pesuruh	3
39	Cleaning Service	8
<b>Total</b>		<b>120</b>

Tabel 5 3 Rincian Gaji karyawan

<b>NO</b>	<b>JABATAN</b>	<b>GAJI / BULAN (Rp.)</b>
1	Direktur Utama	40 000 000
2	Direktur	25 000 000
3	Staff Ahli	15 000 000
4	Kepala Bagian	15 000 000
5	Kepala Seksi	10 500 000
6	Sekretaris	5 000 000
7	Karyawan	8 000 000
8	Keamanan	3 000 000
9	Dokter	8 000 000
10	Perawat	5 000 000
11	Sopir	3 000 000



12	Pesuruh	3 000 000
13	Cleaning Service	3 000 000

## 5.6 Kesejahteraan Sosial

Salah satu faktor yang berperan untuk meningkatkan efektivitas kerja adalah kesejahteraan karyawan. Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan, perusahaan memberikan insentif berupa:

### 1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja. Tunjangan ini besarnya ditentukan oleh jumlah jam kerja lembur.

### 2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada karyawan selama dua belas hari kerja dalam satu tahun
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

### 3. Pakaian kerja

Pakaian kerja diberikan kepada karyawan sejumlah tiga pasang untuk setiap tahun.

### 4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja biaya pengobatan akan ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang–undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan karena kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

### 5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

Karyawan yang bekerja di perusahaan ini didaftarkan sebagai anggota asuransi Jaminan Sosial Tenaga Kerja (JAMSOSTEK).

6. Fasilitas Transportasi

Perusahaan memberikan fasilitas transportasi berupa mobil beserta sopir untuk kegiatan operasional bagi beberapa karyawan sesuai dengan jabatannya.

7. Fasilitas Koperasi

Koperasi karyawan didirikan dengan tujuan untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan memenuhi kebutuhan sehari-hari karyawan.

8. Fasilitas Kantin

Kantin disediakan untuk memenuhi kebutuhan makan bagi para karyawan.

9. Fasilitas Peribadatan

Perusahaan menyediakan tempat peribadatan di sekitar areal pabrik.

10. Fasilitas Penunjang Lain

Perusahaan memberikan tunjangan – tunjangan lain berupa:

- Tunjangan hari raya (THR) bagi semua karyawan
- Bonus bagi produksi yang melebihi target yang ditetapkan
- Tunjangan kematian
- Tunjangan hari tua yang dibayar sekaligus
- Tunjangan perjalanan dinas

11. Peralatan Safety

Untuk menjaga keselamatan kerja karyawan di pabrik, diberikan peralatan *safety shoes*, *safety helmet*, masker dan alat – alat *safety* yang lain.

### 5.7 Corporate Social Responsibility (CSR)

Corporate Social Responsibility adalah suatu konsep atau tindakan yang dilakukan perusahaan sebagai rasa tanggung jawab perusahaan terhadap sosial dan lingkungan sekitar perusahaan tersebut (Septian, 2013). CSR di Indonesia diatur dalam suatu peraturan yang bersifat wajib yaitu UU No.40 Tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas (UU PT) dan UU No.25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal yang intinya

suatu PT atau penanaman modal wajib melaksanakan tanggung jawab sosial dan lingkungan.

CSR dapat menjamin keberlanjutan bisnis yang dilakukan karena menurunnya gangguan sosial yang sering terjadi akibat pencemaran lingkungan dapat menambah dukungan atau pembelaan masyarakat setempat, terjaminnya pasokan bahan baku secara berkelanjutan untuk jangka panjang. Adapun beberapa manfaat CSR sebagai berikut:

Bagi masyarakat :

1. Meningkatnya kesejahteraan masyarakat sekitar dan kelestarian lingkungan
2. Adanya beasiswa untuk anak tidak mampu di daerah tersebut
3. Meningkatnya pemeliharaan fasilitas umum.
4. Adanya pembangunan fasilitas masyarakat yang bersifat sosial dan berguna untuk masyarakat sekitar perusahaan.

CSR sangat bermanfaat bagi masyarakat dan perusahaan, untuk itu pabrik asam asetat ini juga melakukan beberapa program sebagai bentuk tanggung jawab terhadap sosial dan lingkungan sekitar. Program-program CSR yang akan dilaksanakan antara lain:

- Community Relation

Program kegiatan pengembangan komunikasi dan informasi melalui pemberian pengetahuan dan penyuluhan kepada masyarakat sekitar, seperti sosialisasi manfaat dan bahaya Asam Asetat, sosialisasi mengenai pengolahan limbah, dan kegiatan-kegiatan yang serupa untuk menjaga komunikasi dan hubungan yang baik dengan masyarakat dan pihak terkait.

- Community Services

Program bantuan untuk masyarakat umum dalam bentuk perbaikan sarana yang tidak berkelanjutan. Kegiatan ini dapat berupa bantuan atau sumbangan bagi korban bencana alam, bantuan sarana ibadah, bantuan sarana air bersih, poliklinik gratis, dan kegiatan-kegiatan lainnya.

- Community Empowering program pemberian bantuan kepada masyarakat sekitar berupa bantuan pendidikan, pelatihan kepada masyarakat, bantuan pengembangan swadaya masyarakat, dan bantuan peningkatan kapasitas usaha masyarakat berbasis sumberdaya setempat.

- Pelestarian Alam

Program pemberian bantuan untuk penataan alam seperti penghijauan dengan penanaman pohon, rehabilitasi kawasan hutan, dan kegiatan lainnya yang bertujuan untuk menjaga kelangsungan alam sekitar.

Dengan CSR, perusahaan dapat memberikan timbal balik kepada masyarakat dan lingkungan dan juga dapat menjaga hubungan baik dengan masyarakat maupun dengan perusahaan-perusahaan lain untuk menjalin kerjasama yang baik.

## BAB VI TROUBLESHOOTING

*Troubleshooting* pada desain proyek pabrik selulosa asetat dianalisa berdasarkan tingkat penilaian resiko yang biasa terjadi di setiap unit. Analisis *troubleshooting* diperlukan untuk melakukan pencegahan maupun meminimalisir resiko terhadap kemungkinan *trouble* yang terjadi sehingga dapat diantisipasi penyebabnya dan menemukan cara penyelesaian terhadap *trouble* yang terjadi.

*Troubleshooting* yang dirancang dibagi berdasarkan unit proses yang ada dalam pabrik etilen oksida antara lain unit penyimpanan, unit pemindah, unit reaksi, unit pemisahan, dan unit penukar panas.

### 6.1 Troubleshooting Pada Unit Penyimpanan

Tabel 6. 1 Troubleshooting pada Unit Penyimpanan

	<b>Trouble</b>	<b>Analisis penyebab trouble</b>	<b>Analisis resiko akibat trouble</b>	<b>Troubleshooting</b>
		Level indicator control tidak berfungsi dengan baik	Bahan baku dan produk pada masing-masing tangki penyimpanan akan terbuang	Melakukan pengecekan kondisi level control pada tangki penyimpanan dan unit proses sebelumnya
	Tangki penyimpanan	<b>Kelebihan kapasitas pada tangki/alat proses sebelumnya</b>	<b>Kerusakan/roblem pada alat proses sebelumnya, bahan baku yang tumpah dapat berbahaya bagi lingkungan kerja</b>	<b>Melakukan maintenance dan bypass flow atau pengalihan aliran pada tangki penyimpanan cadangan yang tidak bermasalah</b>

		<b>Terdapat lubang pada tangki akibat</b>	<b>Bahan baku dan produk yang seharusnya</b>	<b>Melakukan maintenance pada tangki</b>
		<b>overpressure</b>	<b>tersimpan, akan</b>	<b>Mencari titik</b>
		<b>diakibatkan</b>	<b>banyak terbuang</b>	<b>kebocoran</b>
		<b>oleh pressure</b>	<b>sehingga mengurangi</b>	<b>Melakukan</b>
		<b>indicator</b>	<b>konversi hasil pada</b>	<b>pengelasan/pemamb</b>

		<b>control tidak</b>	<b>produk dan akan</b>	<b>alan guna</b>
		<b>berfungsi</b>	<b>mengalami kerugian</b>	<b>mengantisipasi</b>
		<b>optimal, adanya</b>	<b>secara finansial</b>	<b>apabila over-</b>
		<b>kemungkinan</b>		<b>pressure benar-</b>
		<b>suhu yang naik</b>		<b>benar terjadi.</b>

	<b>menyebabkan</b>		
	<b>tekanan pada</b>		
	<b>tangki ikut naik</b>		
	<b>sehingga</b>		
	<b>menyebab kan</b>		



	<b>over-pressure</b>		
	<b>dan ada</b>		
	<b>kebocoran</b>		
	<b>Kebocoran pipa</b>	<b>Bahan baku dan</b>	<b>Melakukan</b>
	<b>di sekitar tangki</b>	<b>Produk yang</b>	<b>pengecekan seal</b>

	<b>penyimpanan</b>	<b>tersimpan, akan</b>	<b>Memperbaiki</b>
	<b>akibat seal</b>	<b>banyak terbuang</b>	<b>kerusakan</b>
	<b>tidak rapat</b>	<b>sehingga mengurangi</b>	<b>Memberikan logo</b>
		<b>konversi hasil pada</b>	<b>TAG OUT dan</b>
		<b>produk dan akan</b>	<b>LOCK OUT selama</b>

			<b>mengalami kerugian</b>	<b>proses maintenance</b>
			<b>secara finansial dan akan mengakibatkan tingginya resiko kecelakaan kerja atau accident di area tersebut</b>	<b>dilakukan</b>

Tabel 6.1 Troubleshooting pada penyimpanan

## 6.2 Troubleshooting pada Unit Pemindahan

Tabel 6.2 Troubleshooting pada Unit Pemindahan

	<b>Trouble</b>	<b>Analisis penyebab trouble</b>	<b>Analisis resiko akibat trouble</b>	<b>Troubleshooting</b>
--	----------------	----------------------------------	---------------------------------------	------------------------

<b>Unit Pemindahan</b>	Bahan baku tidak dapat ditransfer	Kebocoran pada pompa terjdinya penurunan efisiensi pompa	Laju alir air menurun sehingga kebutuhan air tidak tercukupi	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Memeriksa kandungan dan spesifikasi dan pH air yang masuk ke pompa agar tidak merusak dan menurunkan efisiensi pompa</li> <li>▪ Mengecek kerusakan pada bagian pompa dan melakukan perbaikan</li> </ul>
	Kerusakan pada impeller pompa akibat overflow, sumbatan, dll	<p>Kerusakan impeller dapat terjadi karena:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>1. Kavitasi.</li> <li>2. Erosi asam.</li> <li>3. Erosi bahan kimia.</li> <li>4. Kerusakan</li> </ol>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Timbul bau gosong di sekitar pompa</li> <li>- Bahan baku tidak dapat ditransfer dengan baik</li> <li>- Berkurangnya kapasitas pompa</li> <li>- Berkurangnya head (pressure) pompa</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Melakukan maintenance pada pompa yang rusak</li> <li>▪ Mengganti impeller yang rusak atau membersihkan bagian yang tersumbat</li> </ul>

		karena impeler menghantam benda asing, seperti batu atau baut	
--	--	---	--

### 6. 3 Troubleshooting pada Unit Reaktor

Tabel 6. 3 Troubleshooting pada Unit Reaktor

Tabel 6 2 Troubleshooting pada reaktor

	<b>Trouble</b>	<b>Analisis penyebab trouble</b>	<b>Analisis resiko akibat trouble</b>	<b>Troubleshooting</b>
<b>Unit Reaksi</b>	Flowrate berlebih	Flow indicator control tidak bekerja dengan baik,	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Peningkatkan tekanan</li> <li>- Kerusakan pada mixer</li> <li>- Kemungkinan adanya ledakan</li> <li>- Peningkatan pada suhu yang berlebih</li> </ul>	Melakukan pengecekan kondisi flow control pada dan unit proses sebelumnya
		Kelebihan kapasitas pada tangki/alat proses sebelumnya	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Kerusakan/problem pada alat proses sebelumnya</li> <li>- Bahan baku yang tumpah dapat berbahaya bagi lingkungan kerja</li> </ul>	Melakukan maintenance dan bypass flow atau pengalihan aliran pada tangki penyimpanan cadangan yang tidak bermasalah

	<p>Temperatur naik melebihi set point</p>	<p>Beban panas yang ditransfer ke reactor terlalu besar sehingga suhu operasi naik melewati set point; Dinding isolasi tidak bekerja dengan baik</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Berubahnya komposisi produk dari yang diharapkan karena pada unit reactor terjadi reaksi kimia pembentukan produk</li> <li>- Adanya kemungkinan terjadi ledakan akibat suhu yang terlalu tinggi</li> <li>- Dapat menyebabkan kerusakan pada reactor</li> <li>- Adanya kemungkinan bahan kimia berbahaya yang tertumpah ke Lingkungan</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Melakukan Tindakan pencegahan seperti penggunaan temperature sensor</li> <li>▪ Set alarm ketika temperature melebihi set point</li> <li>▪ Pengecekan system dan kondisi operasi dan matching data antara control room dan kondisi operasi di lapangan</li> </ul>
--	---	--	--	---

#### 6. 4 Troubleshooting pada Unit Pemisahan

Tabel 6 3 Troubleshooting pada pemindahan

	<b>Trouble</b>	<b>Analisis penyebab trouble</b>	<b>Analisis resiko akibat Trouble</b>	<b>Troubleshooting</b>
	<p>Terjadi entrainment, flooding,</p>	<p>Entrainment terjadi saat liquid terangkut ke plate atasnya karena</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Overflow pada unit pemisahan</li> <li>- Konversi</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>▪ Memberikan penambahan zat antifoaming</li> </ul>

maupun weeping	dorongan gas dari bawah yang berlebihan,	pemisahan menurun karena proses terhambat	<ul style="list-style-type: none"> <li>Melakukan maintenance pada unit pemisahan</li> <li>Memeriksa tray dan packing yang kemungkinan mengalami sumbatan</li> </ul>
	Downcomer tersumbat, menyebabkan bagian weir dan baffle tidak teraliri	Kerusakan pada tray/packing karena tersumbatnya bagian downcomer; konversi pemisahan tidak dapat maksimal	<ul style="list-style-type: none"> <li>Maintenance pada downcomer</li> <li>Pelepasan sementara pada bagian weir dan baffle agar aliran liquid bisa mengalir</li> </ul>

## 6. 5 Troubleshooting pada Unit Penukar Panas

Tabel 6. 5 Troubleshooting pada Unit Penukar Panas

Trouble	Analisis penyebab trouble	Analisis resiko akibat trouble	Troubleshooting
Temperatur <i>heat exchanger</i> naik	Kenaikan temperature cooling water yang	- Terlalu banyak panas ditambahkan ke aliran suhu	<ul style="list-style-type: none"> <li>Optimalisasi penggunaan sensor, suhu, dan alur</li> </ul>

		menyebabkan suhu HE naik; kenaikan suhu pada zat panas di unit sebelumnya	tidak bisa didinginkan - Adanya kemungkinan terjadi kebakaran.	kontrol. ▪ Pengecekan suhu yang meningkat secara berkala, naikkan debit air pendingin jika perlu.
Temperatur Heat exchanger turun terlalu rendah	Penyebabnya adalah debit air pendingin yang terlalu besar	- Memungkinkan untuk membekukan beberapa bahan kimia yang memiliki titik didih rendah - Dapat menyumbat pipa-pipa sehingga menyebabkan bocor dan kerusakan pada Pipa	▪ Menurunkan flowrate cooling water ▪ Melakukan pemeriksaan pada peralatan yang ada.	

Dari rancangan troubleshooting pada ke 5 unit proses, diharapkan resiko kerugian dan kecelakaan kerja dapat diminimalisir sesuai dengan rancangan solusi atas trouble yang terjadi. Jika resiko kerugian dan kecelakaan kerja dapat diminialisir, kondisi lingkungan kerja akan menjadi lebih aman dan produktif sehingga mendatangkan antusiasme dan semangat kerjadari seluruh elemen pabrik.

### 6.6 Troubleshooting Emergency Shutdown

Emergency Shutdown akan membawa satu atau kedua saluran insinerator ke status aman dengan metode menghentikan proses operasi dan mengisolasi dari saluran atau arus



masuk untuk mengurangi kemungkinan terjadinya peristiwa yang tidak diinginkan dengan cepat. Tujuan utama dari prosedur penutupan darurat adalah sebagai berikut:

- Untuk mematikan pabrik dengan aman, menghindari cedera pada staf atau kerusakan peralatan
- untuk meminimalkan emisi
- untuk mencegah tekanan berlebih dalam waktu
- untuk melindungi peralatan dari kerusakan yang disebabkan oleh suhu yang terlalu tinggi
- Penutupan darurat akan diinisialisasi oleh situasi seperti:
  - Kegagalan daya listrik
  - Terjadinya suhu gas buang secara bersamaan di outlet boiler di atas 250 ° C dan kegagalan umpan air ke sistem pembersihan gas buang atau suhu di saluran masuk filter bag house lebih besar dari 250 ° C
  - Beberapa interlock pabrik termasuk tekanan berlebih di finface
  - Alarm manual.

ESD secara umum didesain untuk menutup katup muat tangki jika level cairan meningkat di atas keadaan yang sudah ditentukan dan adanya bahaya tangki akan meluap. Perhatian harus diberikan untuk memastikan titik aktivasi diatur secara tepat dan penyetelan alat dilakukan. Sistem harus dites sebagai bagian dari proses perawatan. Waktu penutupan katup harus diketahui, dapat dipertanggungjawabkan, dan diberitahukan kepada pihak pabrik.

- Dalam hal kegagalan pasokan daya listrik, motor dan peralatan yang diperlukan untuk: emergency shutdown, akan didukung oleh generator darurat. Penutupan darurat akan secara otomatis dijalankan dalam dua langkah :

Step'1 adalah limbah terbakar. Segera setelah penutupan darurat dimulai, semua limbah dan pasokan bahan bakar akan segera dihentikan.

Step'2 adalah langkah pendinginan. Ventilasi panas kecil setelah boiler, di jalur sebelum cerobong asap sistem pembersihan gas, akan dibuka, sehingga udara panas akan keluar dan boiler akan terindikasi aman
- Jika Pasokan ke reaktor bermasalah Maka, supply utama harus di tutup. Sehingga Emergency Shutdown Valve akan tertutup. Shut Off Valve juga akan menutup, sama

seperti halnya Emergency Shutdown Valve. Blow Down valve akan terbuka, dan akan membuang gas yang terjebak di dalam sistem ke atmosfer. Control Valve juga akan tertutup sehingga supply gas ke Reaktor sudah berhenti dan sistem pun sudah aman. Perbedaan antara Emergency Shutdown Valve dan Shut Off Valve adalah Jika ESV berada di awal sumber utama dari sistem, shut off valve berada di dalam sistem.

## **BAB VII**

### **ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi bertujuan untuk mengetahui apakah suatu pabrik yang akan dirancang dapat menghasilkan keuntungan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik selulosa asetat ini dibuat evaluasi atau perhitungan yang ditinjau dengan beberapa metode yaitu sebagai berikut:

1. Profit on Sale (POS)
2. Return of Investment (ROI)
3. Pay Out Time (POT)
4. Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)
5. Internal Rate of Return (IRR)

Untuk mendapat hasil perhitungan metode diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa faktor, yaitu:

1. Modal Investasi (Total Capital Investment) yaitu :
  - Modal Tetap (Fixed Capital Investment)
  - Modal Kerja (Working Capital Investment)
  - Plant Start Up
  - Interest During Construction (IDC)
2. Biaya Pabrik (Total Manufacturing Cost) yaitu :
  - Biaya Langsung (Direct Manufacturing Cost)
  - Biaya Tak Langsung (Indirect Manufacturing Cost)
  - Biaya Tetap (Fixed Manufacturing Cost)
3. Pengeluaran Umum (General Expense) yaitu :
  - Administrasi
    - ✓ Management Salaries
    - ✓ Legal Fee's & Auditing
    - ✓ Peralatan Kantor & Komunikasi
  - Penjualan (Sales Expense)

- Penelitian (Research)
- Keuangan (Finance)

#### 4. Total Pendapatan

### 7.1 Penentuan Harga Peralatan

Salah satu hal terpenting dalam sebuah perancangan yaitu menentukan harga-harga alat pada tahun dimana kita merencanakan pendirian pabrik. Harga peralatan proses tiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan kondisi perekonomian. Harga peralatan yang ada ditahun mendatang dapat diperkirakan dari indeks *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Harga indeks tahun 2023 dapat dicari dengan persamaan least square, dengan menggunakan data indeks dari tahun 2008 sampai 2020. Untuk tujuan tersebut digunakan data indeks sebagai berikut:

Tabel 7. 1 Chemical Engineering Plant Index (CEP) (Sumber: Chemical Engineering Magazine)

Tahun	Indeks Chemical Plant Engeneering
2001	394.3
2002	395.6
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	603.1
2019	592.1
2020	596.2

Tabel 7 1Chemical Engineering Plant Index (CEP) (Sumber: Chemical Engineering Magazine)

Apabila alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak dijumpai dalam grafik, maka harga alat tersebut dapat diestimasi dengan cara membandingkan dengan alat sejenis yang telah diketahui kapasitas serta harganya dengan menggunakan persamaan berikut (Aries & Newton, 1955):

$$E_y = E_x \left( \frac{C_y}{C_x} \right)^{0.6}$$

Dalam hubungan ini (Aries & Newton, 1955) :

$E_x$  = harga alat pada tahun pembelian

$E_y$  = harga alat pada tahun referensi

$C_x$  = kapasitas alat A

$C_y$  = kapasitas alat B

## 7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	: 55.000 ton/tahun
1 tahun produksi	: 1 tahun (330 hari)
Tahun pendirian pabrik	: 2021
Tahun operasi pabrik	: 2022
Harga Selulosa	: US\$ 1,90 / liter
Harga Asam Asetat Anhidrid	: US\$ 1,20 / liter
Harga Jual Selulosa Asetat	: US\$ 690.000.000,00 / kg
Kurs mata uang	: Rp 14.378,00 / US\$ ( <a href="http://www.bi.go.id">www.bi.go.id</a> , Oktober 2021)

## 7.3 Perhitungan Biaya

### 7.3.1 Total Capital Investment

*Total Capital Investment* adalah jumlah pengeluaran awal untuk mendirikan pabrik, termasuk fasilitas dan kelengkapannya serta untuk pengoperasiannya. *Capital Investment* meliputi:

#### a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

*Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik, termasuk didalamnya yaitu:

- *Purchased Equipment Cost (PEC)*

Biaya pembelian peralatan proses, termasuk pajak bea masuk, asuransi, provisi bank serta biaya pengangkutan dari asal hingga lokasi pabrik,

- *Equipment Installation Cost*

Biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses di lokasi pabrik.

- *Piping Cost*

Biaya yang dikeluarkan untuk pemasangan sistem pemipaan dalam pabrik

- *Instrumentation Cost*

Biaya yang digunakan untuk melengkapi system proses dengan sistem pengendalian (kontrol).

- *Insulation Cost*

Biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi di dalam proses produksi.

- *Electrical Cost*

Biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik.

- *Building Cost*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan bangunan-bangunan dalam lingkungan pabrik seperti perkantoran, kantin, laboratorium, tempat ibadah, unit utilitas, unit proses dan lain-lain.

- *Land and Yard Improvement*

Biaya untuk pembelian tanah, perbaikan kondisi tanah, pembuatan jalan ke areal pabrik serta paving. Jika pabrik didirikan dalam kawasan industri, biaya- biaya selain pembelian tanah tidak menjadi tanggungan pabrik karena telah disediakan pihak kawasan industri.

- *Utilities Cost*

Biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses antara lain penyediaan air, steam, listrik dan udara tekan.

- *Environmental Cost*

Biaya yang dikeluarkan untuk instalasi unit pengolahan limbah cair, padat dan gas dimana akan dikirimkan ke unit pengolahan limbah terpadu di kawasan industri terkait.

- *Engineering and Construction Cost*

Biaya untuk *design engineering, field supervisor, temporary construction* dan *inspection*.

- *Contractor's Fee*

Biaya yang dibayarkan kepada kontraktor pembangunan pabrik.

- *Contingency*

Biaya kompensasi terhadap pengeluaran tak terduga, perubahan proses, perubahan harga dan kesalahan estimasi.

#### **b. Working Capital Investment**

*Working Capital Investment* adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan operasional suatu pabrik dalam jangka waktu tertentu, termasuk didalamnya yaitu:

- *Raw Material Inventory*

Biaya yang dibutuhkan untuk persediaan bahan baku selama beberapa waktu, tergantung dari kecepatan konsumsi bahan baku, nilainya serta ketersediaannya.

- *In process Inventory*

Biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang dalam proses, besarnya tergantung pada lama siklus proses.

- *Product Inventory*

Biaya yang diperlukan untuk penyimpanan produk sebelum produk tersebut disalurkan atau dijual ke pasaran.

- *Extended Credits*

Persediaan uang untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar.

- *Available Cash*

Uang tunai yang tersedia untuk membayar buruh, servis aataupun material.

### **7.3.2 Total Manufacturing Cost**

*Total Manufacturing Cost* adalah jumlah dari *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dalam proses pembuatan produk.

#### **a. Direct Manufacturing Cost**

Merupakan pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk, termasuk didalamnya yaitu:

- *Raw Material Cost*

Biaya total bahan baku selama kurun waktu tertentu.

- *Labor Cost*

Biaya untuk membayar buruh yang terlibat langsung dalam proses produksi.

- *Supervisory Cost*

Biaya untuk menggaji semua personel yang bertanggung jawab langsung terhadap operasi produksi.

- *Maintenance Cost*

Biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses.

- *Plant Supplies Cost*

Biaya yang diperlukan untuk pengadaan plant supplies seperti *gaskets*, *charts* dan *lubricants*.

- *Royalties and Patent*

Biaya yang diperlukan untuk membayar hak paten dan royalti yang biasanya didasarkan pada basis penjualan produk.

- *Utilities Cost*



Biaya yang dibutuhkan untuk pengadaan steam, air, listrik, bahan bakar maupun udara tekan sebagai kebutuhan dari proses.

**b. *Indirect Manufacturing Cost***

Merupakan pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena kegiatan produksi dalam pabrik, antara lain:

- *Payroll Overhead Cost*

Pengeluaran perusahaan untuk biaya pensiun karyawan, liburan yang dibayar perusahaan serta asuransi cacat jasmani akibat dari pekerjaan.

- *Laboratory Cost*

Biaya yang dikeluarkan untuk pengoperasian dan kelengkapan laboratorium sebagai kepentingan dari quality control.

- *Plant Overhead Cost*

Biaya untuk servis yang tidak berhubungan dengan unit atau kegiatan produksi, termasuk di dalamnya adalah biaya kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian (*purchasing*), pergudangan (*warehousing*) dan engineering (*safety and protection*).

- *Packaging and Transportation Cost*

Biaya yang dikeluarkan untuk urusan packaging produk dan kepentingan transport produk seperti membayar *container* produk ataupun biaya *shipping* produk hingga ke tempat tujuan.

**c. *Fixed Manufacturing Cost***

Merupakan biaya yang berkenaan dengan *fixed capital* dan nilainya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi, antara lain:

- Depresiasi

Nilai penyusutan dari peralatan dan gedung yang besarnya diperhitungkan dari perkiraan lamanya umur pabrik.

- Pajak Bumi dan Bangunan

Biaya untuk membayar pajak bumi dan bangunan kepada pemerintah.

- *Insurance Cost*

Pengeluaran perusahaan untuk biaya asuransi pabriknya. Semakin tinggi resikonya maka biaya asuransi semakin tinggi.

### 7.3.3 General Expense

*General Expense* merupakan macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*. *General Expense* terdiri atas:

#### a. Adimintrasi

Biaya administrasi mencakup pengeluaran untuk gaji karyawan selain karyawan proses serta kelengkapan administratif lainnya. Secara rinci adalah sebagai berikut:

- *Management Salaries*
- *Legal Fee's & Auditing*
- *Peralatan Kantor dan Komunikasi*

#### b. Sales Expense

Nilainya tergantung dari jenis produk, pendistribusian, marketing, advertisement dan lain-lain.

#### c. Research and Development

Biaya yang diperlukan untuk pengembangan pabrik, perbaikan proses maupun peningkatan kualitas produk.

#### d. Finance

Pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal

## 7.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui besarnya keuntungan dan untuk mengetahui layaknya suatu pabrik didirikan, maka dilakukan suatu analisa kelayakan. Beberapa metode yang digunakan untuk menyatakan kelayakan berdirinya suatu pabrik adalah sebagai berikut:

#### 1. *Profit on Sales (POS)*

Presentase keuntungan yang didapat dari hasil penjualan produk.

#### 2. *Return on Investment (ROI)*

Tingkat keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan

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

### 3. Pay Out Time (POT)

Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang dilakukan akan kembali.

### 4. Break Even Point (BEP)

Merupakan titik yang menunjukkan dimana biaya produksi dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan kata lain pabrik dikatakan tidak untung maupun rugi.

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

Keterangan:

Fa = *fixed manufacturing cost*

Ra = *regulated cost*

Va = *variabel cost*

Sa = *sales cost*

### 5. Shut Down Point (SDP)

Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variabel cost yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat suatu aktivitas produksi tidak lagi menghasilkan profit/keuntungan.

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

Keterangan:

a = *fixed manufacturing cost*

Ra = *regulated cost*

Va = *variabel cost*

Sa = *sales cost*

### 6. Internal Rate of Return (IRR)

Suku bunga yang akan menyamakan jumlah nilai sekarang dari penerimaan yang diharapkan diterima dengan jumlah nilai sekarang dan pengeluaran untuk investasi.

## 7.5 Hasil Perhitungan

### 7.5.1 Total Capital Investment

<b>Keterangan</b>	<b>Biaya USD (\$)</b>
<i>Purchase Equipment Cost</i>	4.352.254,51
Instalasi	652838,1765
Pemipaan	43522,5451
Instrumentasi	652838,1765
Insulasi	21761,27255
Listrik	43522,5451
Bangunan	652838,1765
Tanah	6.419.575,40
Utilitas	652838,1765
Environmental	43522,5451
<b>Total PPC</b>	<b>652838,1765</b>

Tabel 7. 2 Total Biaya *Direct Plant Cost (DPC)*

<b>Keterangan</b>	<b>Biaya USD (\$)</b>
<i>PPC</i>	37.211.489,11
<i>Engineering &amp; Construction</i>	7.442.297,82
<b>Total DPC</b>	<b>51.947.413,41</b>

Tabel 7. 3 Total Biaya *Fixed Capital Investment (FCI)*

<b>Keterangan</b>	<b>Biaya USD (\$)</b>
<i>DPC</i>	48.876.990,41
<i>Contractor's fee</i>	2.443.849,52
<i>Contingency</i>	12.219.247,60
<b>Total FCI</b>	<b>63.540.087,53</b>

### B. Working Capital Investment

Tabel 7. 4 Total Biaya *Working Capital Investment*

<b>Keterangan</b>	<b>Biaya USD (\$)</b>
<i>Raw Material Inventory</i>	9.492.121,41
<i>In Process Inventory</i>	7.039.528,51
<i>Product Inventory</i>	14.079.057,01
<i>Available Cash</i>	40.833.333,33
<i>Extended Credit</i>	14.079.057,01

<b>Jumlah Working Capital Investment</b>	85.523.097,27
--	---------------

C.Total Capital Investment (TCI)

Tabel 7. 5 Total Biaya *Capital Investment*

Keterangan	Biaya USD (\$)
Fixed Capital Investment (FIC)	63.540.087,53
Working Capital Investment	85.523.097,27
Interest During Construction	6.354.008,75
Plant Start Up	6.354.008,75
<b>Total Capital Investment</b>	<b>161.771.202,31</b>

7.5.2 Production Cost

A. *Manufacturing Cost*

1. *Direct Manufacturing Cost*

Tabel 7. 6 Total Biaya *Direct Manufacturing Cost*

<b>Keterangan</b>	<b>Biaya USD (\$)</b>
Bahan baku	113.905.456,90
Labor	466.398,02
Supervisi	161.445,47
<i>Maintenance</i>	6.354.008,75
<i>Plant Supplies</i>	953.101,31
<i>Royalties and Patent</i>	9.800.000,00
Utilitas	10.230.218,21
<b>Total Direct Manufacturing Cost</b>	<b>141.870.628,67</b>

2. *InDirect Manufacturing Cost*

Tabel 7. 7 Total Biaya *InDirect Manufacturing Cost*

<b>Keterangan</b>	<b>Biaya USD (\$)</b>
<i>Payroll Overhead</i>	93.279,60
Laboratorium	46.639,80
<i>Plant Overhead</i>	233.199,01
<i>Packaging Product dan Transportation</i>	19.600.000,00
<b>Total Direct Manufacturing Cost</b>	<b>19.973.118,42</b>

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Tabel 7. 8 Total Biaya *Fixed Manufacturing Cost*

<b>Keterangan</b>	<b>Biaya USD (\$)</b>
Depresiasi	5.198.734,43
<i>Property Taxes</i>	1.270.801,75
Asuransi	635.400,88
<b>Total <i>Fixed Manufacturing Cost</i></b>	<b>7.104.937,06</b>

4. *Total Manufacturing Cost*

Tabel 7. 9 Total Biaya *Manufacturing Cost*

<b>Keterangan</b>	<b>Biaya USD (\$)</b>
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	141.870.628,67
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	19.973.118,42
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	7.104.937,06
<b>Total <i>Manufacturing Cost</i></b>	<b>168.948.684,15</b>

B. *General Expense*

Tabel 7. 10 Total Biaya *General Expense*

<b>Keterangan</b>	<b>Biaya USD (\$)</b>
Administras	963.928,25
<i>Sales Expense</i>	33.789.736,83
<i>Research</i>	13.515.894,73
<i>Finance</i>	31.962.759,10
<b>Total <i>General Expense</i></b>	<b>80.232.318,91</b>

C. *Total Production Cost*

Tabel 7. 11 Total Biaya *Production Cost*

<b>Keterangan</b>	<b>Biaya USD (\$)</b>
<i>Manufacturing Cost</i>	168.948.684,15
<i>General Expense</i>	80.232.318,91
<b>Total <i>Production Cost</i></b>	<b>249.181.003,06</b>

7.5.3 Analisa Kelayakan

1. Keuntungan / profit

Penjualan Produk	= \$ 490.000.000,00
Total Biaya Produksi	= \$249.181.003,06
Keuntungan sebelum Pajak	= \$240.818.996,94
Keuntungan Setelah Pajak	= \$192.655.197,55

2. Percent Profit on Sales ( POS )

POS sebelum Pajak	= 49 %
POS setelah Pajak	= 39 %

3. Percent Return on Investment ( ROI )

ROI sebelum pajak	= 379,0032502
ROI setelah Pajak	= 303,2026002

4. Pay Out Time ( POT )

POT sebelum Pajak	= 0,258274423 tahun
POT setelah Pajak	= 0,321146448 tahun

Tabel 7. 12 Studi Kelayakan bangun pabrik

Analisis	Hasil	Satuan	Batasan	Keterangan
POS sebelum pajak	49	%		Layak
POS sesudah pajak	39	%		Layak
ROI sebelum pajak	37,99	%		Layak
ROI sesudah pajak	30,3	%	15% min	Layak
POT sebelum pajak	0,25	tahun		Layak
POT sesudah pajak	0,32	tahun		Layak
IRR	162	%	12% min	Layak
BEP	12	%	60% maks	Layak
SDP	9,6	%		Layak

## DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, (2022) “Ekspor Impor Indonesia, Impor Menurut Kode HS dan Pelabuhan”, Semarang
- Faith, et al., (1961). *Industrial Chemicals*. New York: John Wiley & Sons.
- Geurden, J. (1994). Heterogenous Process for Acetylation of Celluloses, 507–522
- Kirk & Othmer, (1982) *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*, Vol.17, Canada: John Wiley and Sons, Inc.
- Kern,D.Q.(1965).*Process Heat Transfer (internation)*. New York :Mc-Graw hill Book Company,Inc.
- Levenspiel, O., 1984, *Chemical Reaction Engineering* 2<sup>nd</sup> ed, John Willey and Sons, New York
- Ludwig,E.E., 1965, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol. 2, Gulf Publishing Co., Houston.
- Mc Ketta, (1997), “Encyclopedia of Chemical Processing and Design”, Marcel Dekker.,Inc. New York.
- Peters, et al., (1991), *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th ed., McGraw- Hill, Singapore.
- Ullman (2011) *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. 7th ed. Weinheim : Wiley-VCH
- Yamakawa, et al., (2003). *Process for Producing Cellulose Acetate*.



## LAMPIRAN A NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 50000 ton/th  
 = 50000 ton/th x 10<sup>3</sup> kg/ton x 1 th/330 hari x 1 hr/24jam  
 = 63131 kg/jam

waktu operasi : 1 tahun = 330 hari  
 1 hari = 24 jam

Basis perhitungan : 1 jam operasi

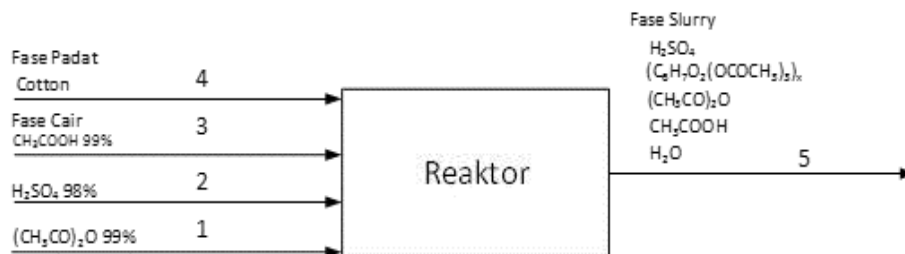
Kapas : 5707 kg/jam

### Neraca Massa Komponen

Rumus Komponen	Komponen	BM
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	Asetat Anhidrid	102
CH <sub>3</sub> COOH	Asam Asetat	60
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub>	Etil Asetat	162
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub>	Selulosa Asetat	288
H <sub>2</sub> O	Air	18
CH <sub>3</sub> COONa	Natrium Asetat	82
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Natrium Sulfat	142
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Asam Sulfat	98

### A.2 Neraca Massa Per Alat

#### 1. Reaktor



Pada proses ini, digunakan asam asetat anhidrid sebanyak 10 % diatas kebutuhan stoikiometris (Kirk & Othmer, 1995)

Jumlah kapas yang digunakan sebanyak 5707 kg/jam. Kapas mengandung 99% selulosa dan 1% air.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah selulosa} &= 99 \% \times 5707 \text{ kg/jam} \\ &= 5649,93 \text{ kg/jam} \\ &= 5649,93 \text{ kg/ jam} : 162 \text{ kg/kmol} \\ &= 34,8761 \end{aligned}$$

kmol/jam Kebutuhan asetat anhidrid

98%

$$\begin{aligned} &= 43,402 \text{ kmol/jam (dari stoikiometri reaksi)} \\ &= 43,402 \text{ kmol/ jam} \times 102 \text{ kg/kmol} \\ &= 4427,05 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Arus asetat anhidrid total (terdapat 2% asam asetat)

$$\begin{aligned} &= 4427,05 \times 100/98 \\ &= 4517,40 \text{ kg/ jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan asam asetat glacial (sebagai solvent) = 1,5 x asetat anhidrid (Kirk & Othmer, 1995)

Komposisi asam asetat glacial (99 % asam asetat, 1 % air)

$$\begin{aligned} &= 1,5x \text{ arus asetat anhidrid} + 2\% \times \text{asetat anhidrid} \\ &= 1,5 \times 4517,35102 \times 99\% \text{ kg/jam} + 2\% \times 4517,35102 \text{ kg/ jam} \\ &= 6798,69 \text{ kg/ jam} = 113,31 \text{ kmol/ jam} \end{aligned}$$

Stoikiometri (dalam kmol/jam) yang berlangsung pada reaksi ini adalah sebagai berikut:

	$3(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$	$(\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OH})_3)$	$(\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OCOCH}_3)_3)_x$	$3\text{CH}_3\text{COOH}$
<b>M</b>	$110\% \times 39,45$ $= 43,402$	13,15	-	113,311
<b>R</b>	$3 \times 13,15 = 39,45$	13,15	13,15	39,45
<b>S</b>	<b>3,94</b>	<b>0</b>	<b>13,15</b>	<b>152,76</b>
<b>Dalam kg/jam</b>	<b>402,46</b>	<b>0</b>	<b>3787,85</b>	<b>9166,10</b>

## INPUT

### Arus 1:

(CH<sub>3</sub>CO)<sub>2</sub> yang dibutuhkan dalam proses ini berlebih 10% dari kebutuhan stoikiometris

$$\begin{aligned}(\text{CH}_3\text{CO})_2 &= 110\% \times 104,628 \text{ kmol/ jam} \times 102 \text{ kg/mol} \\ &= 11739,299\end{aligned}$$

.,kg/ jam Air sebesar 2% dari

total arus

$$\text{Air} = 2/98 \times 4427,04 \text{ kg/ jam} = 90,35 \text{ kg/ jam.}$$

$$\text{Total} = 90,35 + 4427,05 = 4517,35102 \text{ kg/jam}$$

### Arus 2:

Asam sulfat 98% (katalis) yang dibutuhkan adalah sebanyak 10% dari kebutuhan kapas (Kirk & Othmer, 1995)

$$\text{Asam Sulfat} = 10\% \times 5707 \times 98\% = 559,286$$

kg/jam Kandungan air dalam arus ini sebanyak 2% dari total

arus

$$\text{Air} = 2/98 \times 559,286 \text{ kg/jam} = 11414 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total arus} = 559,286 \text{ kg/jam} + 11414 \text{ kg/jam} = 570,7 \text{ kg/ jam}$$

### Arus 3:

Jumlah arus total asam asetat 99% = 1,5x arus asetat anhidrid

$$= 1,5 \times 4517,40 \text{ kg/jam}$$

$$= 6776,10$$

Dengan rincian sebanyak 99% arus merupakan asam asetat

$$= 0,99 \times 6776 \text{ kg/jam}$$

$$= 6708,34 \text{ kg/jam dan 1\% air sebanyak } 67,76 \text{ kg/jam}$$

### Arus 4:

$$\text{Kapas} = 5707 \text{ kg/jam}$$

Selulosa = 99% x 5707 kg/jam = 5649,93 kg/jam

Air = 1% x 5707 kg/jam = kg/jam

**OUTPUT:**

**Arus 5 :**

$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$  = 106,2 kg/jam

$(\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OCOCH}_3)_3)_x$  = 10044,32

kg/jam  $\text{CH}_3\text{COOH}$  = 1344,075 kg/

jam

$\text{H}_2\text{SO}_4$  (tidak bereaksi) = 559,286

kg/ jam Air (tidak bereaksi) = 93,59

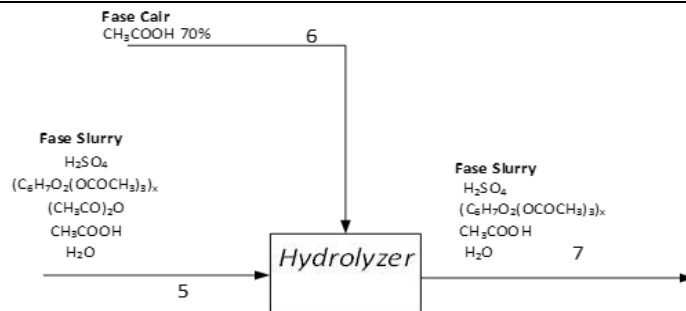
kg/jam

Secara keseluruhan neraca massa pada reaktor ditampilkan pada tabel berikut:

Arus	IN (kg/jam)				OUT (kg/jam)
	1	2	3	4	5
$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$ (98%)	11947,056	0	0	0	1086,096
$(\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OH})_3)_x$	0	0	0	5749,92	0
$(\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OCOCH}_3)_3)_x$	0	0	0	0	10222,08
$\text{CH}_3\text{COOH}$ (99%)	90,3470204 1	0	6776,026531	0	13255,17355
$\text{H}_2\text{SO}_4$ (98%)	0	569,184	0	0	569,184
$\text{H}_2\text{O}$	0	11,616	67,08266265	58,08	136,7786627
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	0	0	0	0	0
<b>Sub Total</b>	12037,4030 2	580,8	6843,109193	5808	25269,31221
<b>Total</b>	<b>25269,31221</b>				<b>25269,31221</b>

**2. HYDROLYZER**

(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>
CH <sub>3</sub> COOH
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
H <sub>2</sub> O
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
<b>Total</b>
Sub Total



Arus 6:

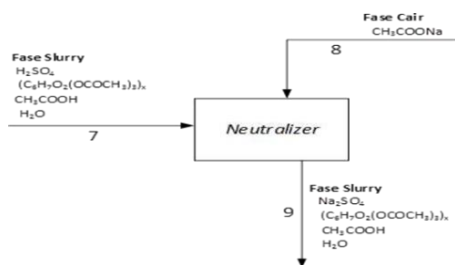
Asam asetat = 70% x 25269,31221 kg/jam = 17688,51855 kg/jam

Air = 30% x 25269,31221 kg/jam = 7580,793664 kg/jam

Stoikiometri dalam hidrolizer disajikan dalam satuan

kmol/jam dalam tabel berikut

	(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O	→	2CH <sub>3</sub> COOH
M	402,46/102 = 3,945	(93,59+4098,27)/18= 232,88		(9166,1+9562,64)/60= 312,14
R	3,945	3,945		7,89
<b>S</b>	<b>0</b>	<b>228,94</b>		<b>320,04</b>
<b>Dalam kg/jam</b>	<b>0</b>	<b>4120,84</b>		<b>19202,22</b>



**Arus 7 (output):**

$$(C_6H_7O_2(OCOCH_3)_3)x =$$

$$10222,08 \text{ kg/jam } CH_3COOH$$

$$= 32221,4521 \text{ kg/jam}$$

$$H_2SO_4 \text{ (tidak bereaksi) } =$$

$$569,184 \text{ kg/ jam}$$

$$\text{Air} = 7525,908327 \text{ kg/jam}$$

Neraca massa dalam hidrolizer secara keseluruhan terangkum dalam tabel berikut:

	IN (kg/jam)		OUT (kg/jam)
<b>Arus</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>

## Neutralizer

### Arus 8:

CH<sub>3</sub>COONa yang digunakan menggunakan larutan CH<sub>3</sub>COONa (60 %

	2CH <sub>3</sub> COONa	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	→	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2CH <sub>3</sub> COOH
M	4,30	210,91/98=2,15		-	19202,22/60=320,03
R	2x2,15=4,30	2,15		2,15	4,30
S	<b>0</b>	<b>0</b>		<b>2,15</b>	<b>324,34</b>
<b>Dalam kg/jam</b>	<b>0</b>	<b>0</b>		<b>2,15x142=305,61</b>	<b>324,34x60=19460,49</b>

CH<sub>3</sub>COONa dan 40 % air)

$$\text{CH}_3\text{COONa} = 4,30 \text{ kmol/jam} \times 82 \text{ kg/kmol} = 952,512$$

$$\text{Air (40\% dari total arus)} = 0,4/0,6 \times 352,96 = 635,008$$

### Arus 9:

$$(\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OCOCH}_3)_3)_x \text{ (tidak bereaksi)} =$$

$$10222,08 \text{ kg/jam CH}_3\text{COOH} =$$

$$32918,4121 \text{ kg/jam}$$

	IN (kg/jam)		OUT (kg/jam)
<b>Arus</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>
	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	0	0	0
(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	10222,08	0	10222,08
CH <sub>3</sub> COOH	32221,4521	0	32918,4121
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	569,184	0	0
H <sub>2</sub> O	7525,908327	635,008	8160,916327
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	824,736
CH <sub>3</sub> COONa	0	952,512	0
<b>Sub Total</b>	<b>50538,62443</b>	<b>1587,52</b>	<b>52126,14443</b>
<b>Total</b>	<b>52126,14443</b>		<b>52126,14443</b>

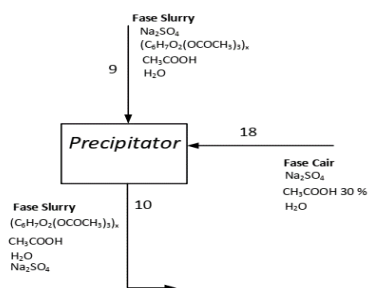
Air berasal dari arus 7 dan air yang terkandung dalam arus 8jam

$$= 8160,916327 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = 824,736 \text{ kg/ jam}$$

Neraca massa neutralizer secara keseluruhan disajikan sebagai berikut:

### 3. Precipitator (P-101)



**Arus 18:**

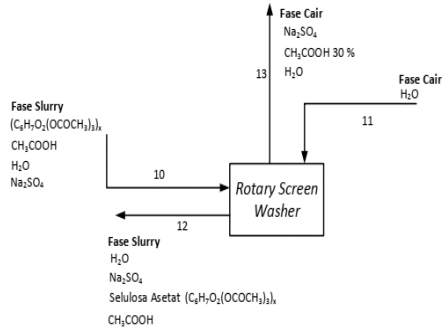


**Arus 10:**

Arus 10 diperoleh dari penjumlahan massa untuk tiap masing-masing komponen dari arus 9 dan arus 18:

$$\mathbf{Arus\ 10 = Arus\ 9 + Arus\ 18}$$

## Rotary Screen Washer



jumlah air yang ditambahkan agar konsentrasi CH<sub>3</sub>COOH 30% berdasarkan trial & error sebesar 45821,31 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COOH} &= 60145,7491 + 0 \text{ kg/jam} \\ &= 60145,7491 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 71292,0350 + 45821,31 \text{ kg/jam} \\ &= 117113,3451 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaSO}_4 &= 1224,070276 + 0 \text{ kg/jam} \\ &= 1224,070276 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung Konsentrasi

CH<sub>3</sub>COOH

$$\begin{aligned} \text{Konsentrasi} \quad \text{CH}_3\text{COOH} &= \\ \frac{60145,7491}{(60145,7491+117113,3451+1224,070276)} \times 100\% &= \\ &= 34\% \end{aligned}$$

### Arus 12:

Arus 12 berupa padatan selulosa asetat ((C<sub>6</sub>H<sub>7</sub>O<sub>2</sub>(OCOCH<sub>3</sub>)<sub>3</sub>)<sub>x</sub>) dengan kadar padatan sebanyak 30 % dan cairan 70 %

$$\text{Massa } (\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OCOCH}_3)_3)_x = 10222,08 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Cairan yang terikut dalam padatan} &= 70\% / 30\% \times 10222,08 \text{ kg/jam} \\ &= 23851,52 \text{ kg / jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COOH} &= 30\% \times \\ 23851,52 \text{ kg/jam} & \end{aligned}$$

$$= 7155,456 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O (Kadar sama dengan arus 18)} = 70 \% \times 23851,52 \text{ kg/jam}$$

$$= 16591,11731 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = (23851,52 - 23746,57331) \text{ kg/jam}$$

$$= 104,946688 \text{ kg/jam}$$

	IN		OUT	
	10	11	12	13
Arus				
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	0	0	0
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> x	0	0	0	0
H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> x	10222,08	0	10222,08	0
CH <sub>3</sub> COOH	60145,7491	0	7155,456	52990,2931
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	71292,03505	45821,31	16591,11731	100522,2277
CH <sub>3</sub> COONa	0	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1224,070276	0	104,946688	1119,123588
<b>Sub Total</b>	142883,9344	45821,31	34073,6	154631,6444
<b>Total</b>	188705,2444		188705,2444	

## LAMPIRAN

### NERACA PANAS

#### B.Neracca Panas

Berdasarkan perhitungan neraca massa semua massa diubah ke basis mol untuk perhitungan neraca panas, dengan cara membagi massa dengan BM masing – masing komponen.

$$H_{in} - H_{out} + H_{Generation} - \Delta H_{reaksi} = 0$$

$$H_{in} = m_{in} C_p dT$$

$$H_{out} = m_{out} C_p dT$$

Tabel Konstanta Perhitungan Panas Sensibel (kJ/kmol)  
(Yaws et al, 2003)

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	71,831	0,8888	-2,6534E-03	3,3501E-06
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub>	216,9918	0	0	0
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (CH <sub>3</sub> COO) <sub>3</sub>	506,3144	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOH	-18,944	1,0971	-2,8921E-03	2,9275E-06
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	26,004	7,0337E-01	-1,3856E-03	1,0342E-06
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
CH <sub>3</sub> COONa	100,83	0	0	0
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	128,2	0	0	0
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	62,832	0,8410	-2,6998E-03	3,6631E-06

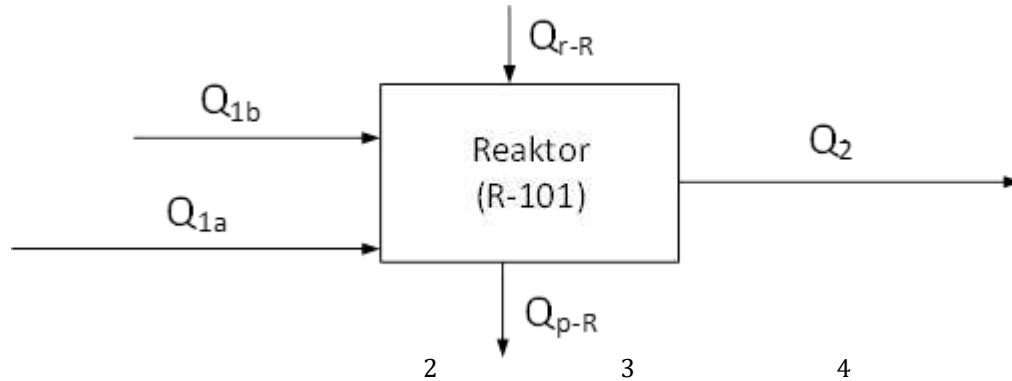
Panas sensibel dihitung dengan persamaan berikut:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{1}{2} B(T - T_{ref})^2 + \frac{1}{3} C(T - T_{ref})^3 + \frac{1}{4} D(T - T_{ref})^4$$

4

### A. Perhitungan Neraca Panas Reaktor (R-101)



Dalam perhitungan digunakan T referensi sebesar 298,15 K

Tabel Konstanta panas pembentukan ( $\Delta H_f^{\circ} 298 \text{ K}$ ) (Yaws et al, 2003)

Komponen	$\Delta H_f^{\circ} 298 \text{ K}$ (kJ/mol)
$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$	-575,72
$\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OH})_3$	-960,8671
$\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{CH}_3\text{COO})_3$	-1471,6436
$\text{CH}_3\text{COOH}$	-432,3
$\text{H}_2\text{SO}_4$	-810,7476
$\text{H}_2\text{O}$	-241,8
$\text{CH}_3\text{COONa}$	-713,4696
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	-1383,4069
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	-444,5

Neraca Panas Total pada Reaktor (R-101)

$$Q_{1(a+b)} - (Q_{r-R} + Q_{p-R} + Q_2) = 0$$

Menghitung Q1:

$$Q_1 = m_1 \times \int C_p dT$$

Dengan  $T_1 = 303,15 \text{ K}$

Nilai  $Q_{1(a+b)}$  ditampilkan dalam tabel berikut:

Komponen	Q1 (a+b)		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	43,402	951,232	41285,857
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub>	13,152	1084,959	14269,676
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (CH <sub>3</sub> COO) <sub>3</sub>	0,000	2531,572	0,000
CH <sub>3</sub> COOH	113,312	645,189	73107,372
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,152	701,658	1510,101
H <sub>2</sub> O	5,199	377,486	1962,663
CH <sub>3</sub> COONa	0,000	504,150	0,000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	641,000	0,000
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,000	855,914	0,000
			132135,670

Menghitung Q<sub>2</sub>:

$$Q_2 = m_2 \times \int C_p dT$$

Dengan T<sub>2</sub> = 323,15 K

Nilai Q<sub>2</sub> ditampilkan dalam tabel berikut:

Komponen	Q <sub>2</sub>		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	3,94	4808,19	18971,60
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub>	0,00	5424,79	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (CH <sub>3</sub> COO) <sub>3</sub>	13,15	12657,86	166479,62
CH <sub>3</sub> COOH	152,76	3263,17	498509,59
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,15	3544,32	7628,05
H <sub>2</sub> O	5,19	1883,02	9790,37
CH <sub>3</sub> COONa	0,00	2520,75	0,00
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,00	3205,00	0,00
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,00	4334,79	0,00
			701379,254

Menghitung Q<sub>r-R</sub>:

Reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah sebagai berikut :

	3(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub> )	(C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OCOCH <sub>3</sub> ) <sub>3</sub> ) <sub>x</sub>	3CH <sub>3</sub> COOH
M	43,402	13,15	-	113,311
R	39,45	13,15	13,15	39,45
<b>S</b>	<b>3,94</b>	<b>0</b>	<b>13,15</b>	<b>152,76</b>

$$\Delta H_{reaksi} = \Delta H_{Produk} - \Delta H_{Reaktan}$$

$$\Delta H_{reaksi} = 3\Delta H_f CH_3COOH + \Delta H_f(C_6H_7O_2(OCOCH_3)_3)_x - \Delta H_f(C_6H_7O_2(OH)_3) - \Delta H_f(CH_3CO)_2O$$

$$\Delta H_{reaksi} = -80516,5 \text{ kJ/kmol}$$

Jumlah selulosa yang bereaksi adalah sebesar 13,15 kmol/jam, maka jumlah  $\Delta H$  reaksi yang bereaksi adalah sebesar:

$$\Delta H_{reaksi} = -80516,5 \text{ kJ/kmol} \times 13,15 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_{reaksi} = -1058974,946 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Q<sub>p-R</sub>:

Setelah mengetahui ketiga spesifikasi arus lain, maka Q<sub>p-R</sub> dapat dihitung

Sebagai berikut,

$$Q_1(a+b) - (Q_{r-R} + Q_{p-R} + Q_2) = 0$$

$$Q_{p-R} = Q_1(a+b) - Q_{r-R} - Q_2$$

$$Q_{p-R} = (132135,670 + 1058974,946 - 701379,254) \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{p-R} = 489731,362 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin

Asumsi: Air pendingin (*chilled water*) masuk pada  $T = 293,15 \text{ K}$

Air pendingin keluar pada  $T = 303,15 \text{ K}$

Dengan menggunakan trial and error diperoleh kebutuhan air pendingin

*Chilled Water* = 648,176 kmol/jam

= 648,176 kmol/jam x 18 kg/kmol = 11667,176 kg/jam

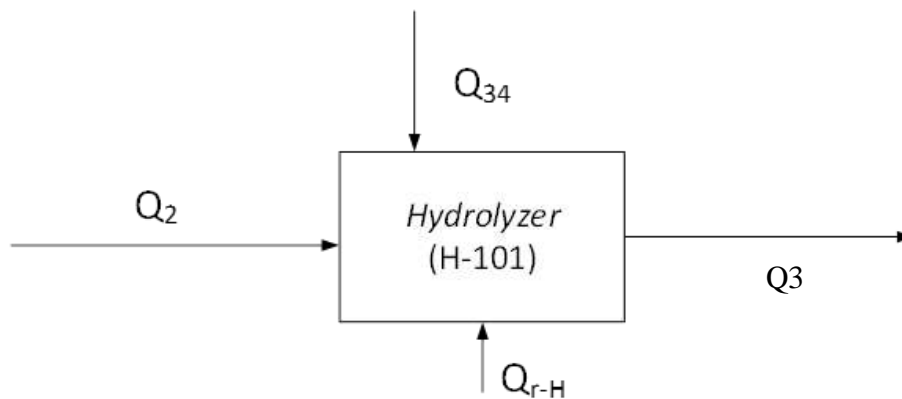
<b>Qp-R</b>			
	<b>kmol/jam</b>	$\int C_p dT$	<b>Q (kJ/jam)</b>
Chilled Water in (H <sub>2</sub> O)	648,176	-378.066	-245053,589
Chilled Water out (H <sub>2</sub> O)	648,176	377.486	244677,773
		<b>Qp-R</b>	<b>-489731,362</b>

Neraca Panas Total pada Air Pendingin Reaktor (R-101)

$$Q_{in} + Q_{p-R} - Q_{out} = 0$$

$$(-245053,589 + 489731,362 - 244677,773) \text{ kJ/jam} = 0 \text{ (Sesuai)}$$

### B. Perhitungan Neraca Panas Hydrolyzer (H-101)





Neraca Panas Total pada Hydrolyzer (H-101)

$$Q_2 + Q_{34} - (Q_3 + Q_{r-H}) = 0$$

$Q_2$  didapatkan dari perhitungan neraca panas reaktor, maka selanjutnya dilakukan perhitungan  $Q$  selain  $Q_2$ .

Menghitung  $Q_{34}$ :

$$Q_{34} = m_{34} \times \int C_p dT$$

Dengan  $T_{34} = 323,15 \text{ K}$

Nilai  $Q_{34}$  ditampilkan dalam tabel berikut:

Komponen	Q <sub>34</sub>		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0,000	4808,195	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub>	0,000	5424,795	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (CH <sub>3</sub> COO) <sub>3</sub>	0,000	12657,860	0,000
CH <sub>3</sub> COOH	159,377	3263,173	520075,963
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	3544,321	0,000
H <sub>2</sub> O	227,682	1883,020	428729,670
CH <sub>3</sub> COONa	0,000	2520,750	0,000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	3205,000	0,000
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,000	4334,797	0,000
			948805,633

Menghitung  $Q_{r-H}$  :

Reaksi yang terjadi dalam hidrolizer adalah sebagai berikut :

	(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O	→	2CH <sub>3</sub> COOH
M	3,945	232,88		312,14

R	3,945	3,945	7,89
S	0	228,94	320,04

$$\Delta H \text{ reaksi} = \Delta H \text{ Produk} - \Delta H \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H \text{ reaksi} = 2\Delta H_{\text{CH}_3\text{COOH}} + -\Delta H_{\text{(H}_2\text{O)}} - \Delta H_{\text{(CH}_3\text{CO)}_2\text{O}}$$

$$\Delta H \text{ reaksi} = -47080 \text{ kJ/kmol}$$

Jumlah air yang bereaksi adalah sebesar 3,945 kmol/jam, maka jumlah  $\Delta H$  reaksi yang bereaksi adalah sebesar:

$$\Delta H \text{ reaksi} = -47080 \text{ kJ/kmol} \times 3,945 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H \text{ reaksi} = -185762,69635 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung  $Q_3$ :

$$Q_3 = m_3 \times \int C_p dT$$

Dengan menggunakan trial and error  $T_3 = 325,95 \text{ K}$

Nilai  $Q_3$  ditampilkan dalam tabel berikut:

Komponen	Q3		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0	5354,940	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub>	0	6032,192	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (CH <sub>3</sub> COO) <sub>3</sub>	13,15227247	14075,120	185119,818
CH <sub>3</sub> COOH	320,0370643	3634,248	1163093,903
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,15219004	3946,529	8493,681
H <sub>2</sub> O	228,9355553	2093,341	479240,183
CH <sub>3</sub> COONa	0	2802,990	0,000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0	3563,854	0,000
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0	4829,180	0,000
			1835947,584

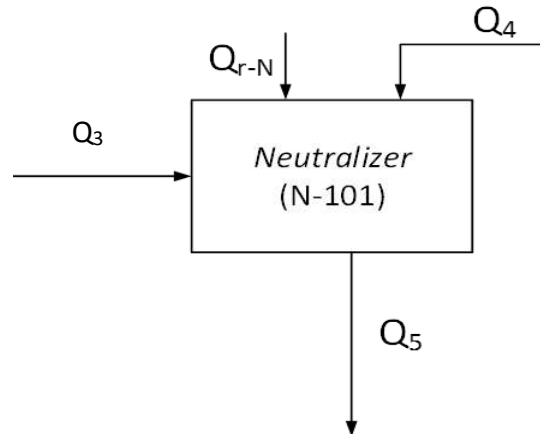
Cek Neraca Panas

$$Q_2 + Q_{34} - (Q_3 + Q_{r-H})$$

$$= 0$$

$$(701379,254 + 948805,633 - (1835947,584 + -185762,696)) \text{ kJ/jam} = 0 \text{ (Sesuai)}$$

### C. Perhitungan Neraca Panas Neutralizer (N-101)



$Q_3$  telah diketahui dari perhitungan neraca panas Hydrolyzer. Selanjutnya perlu dilakukan perhitungan  $Q$  yang tersisa.

Menghitung  $Q_4$ :

$$Q_4 = m_4 \times \int C_p dT$$

Dengan  $T_4 = 303,15 \text{ K}$

Nilai  $Q_4$  ditampilkan dalam tabel berikut:

Komponen	Q <sub>4</sub>		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0,000	951,232	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub>	0,000	1084,959	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (CH <sub>3</sub> COO) <sub>3</sub>	0,000	2531,572	0,000

CH <sub>3</sub> COOH	0,000	645,189	0,000
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	701,658	0,000
H <sub>2</sub> O	13,073	377,486	4934,714
CH <sub>3</sub> COONa	4,304	504,150	2170,053
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	641,000	0,000
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,000	855,914	0,000
			7104,767

Menghitung Qr-N:

Terjadi reaksi sebagai berikut

	2CH <sub>3</sub> COONa	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	→	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2CH <sub>3</sub> COOH
M	4,30	2,15		-	320,03
R	4,30	2,15		2,15	4,30
S	<b>0</b>	<b>0</b>		<b>2,15</b>	<b>324,34</b>

$$\Delta H_{reaksi} = \Delta H_{Produk} - \Delta H_{Reaktan}$$

$$\Delta H_{reaksi} = 2\Delta H_{CH_3COOH} + -\Delta H(H_2SO_4) - \Delta H(CH_3COONa)$$

$$\Delta H_{reaksi} = -10320,1 \text{ kJ/kmol}$$

Jumlah asam sulfat yang bereaksi adalah sebesar 2,15 kmol/jam, maka jumlah  $\Delta H$  reaksi yang bereaksi adalah sebesar:

$$\Delta H_{reaksi} = -10320,1 \text{ kJ/kmol} \times 2,15 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_{reaksi} = -22210,81643 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Q5 :

$$Q_5 = m_5 \times \int C_p dT$$

Dengan menggunakan trial and error  $T_5 = 325,76 \text{ K}$

Nilai  $Q_5$  ditampilkan dalam tabel berikut:

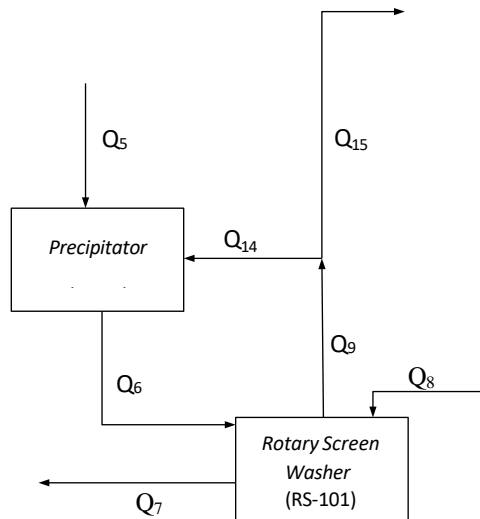
Komponen	$Q_5$		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$	0	5318,012	0,000
$\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OH})_3$	0	5991,230	0,000
$\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{CH}_3\text{COO})_3$	13,15227247	13979,543	183862,756
$\text{CH}_3\text{COOH}$	324,3414444	3609,187	1170608,997
$\text{H}_2\text{SO}_4$	0	3919,373	0,000
$\text{H}_2\text{O}$	242,008117	2079,159	503173,409
$\text{CH}_3\text{COONa}$	0	2783,957	0,000
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	2,15219004	3539,653	7618,006
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0	4795,779	0,000
			1865263,167

Neraca Panas Total pada Neutralizer (N-101)

$$Q_3 + Q_4 - (Q_5 + Q_{r-N}) = 0$$

$$(1835947,584 + 7104,767 - (1865263,167 + -22210,816)) \text{ kJ/jam} = 0 \text{ (sesuai)}$$

#### D. Perhitungan Neraca Panas System Precipitator



Neraca Panas Total Sistem Precipitator

$$Q_5 + Q_8 - (Q_7 + Q_{15}) = 0$$

Menghitung  $Q_8$

$$Q_8 = m_8 \times \int C_p dT$$

$$T_8 = 303,15 \text{ K}$$

Nilai  $Q_8$  ditampilkan dalam tabel berikut:

	$Q_8$		
Komponen	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$	0,000	951,232	0,000

$(C_6H_7O_2(OH)_3)_x$	0,000	1084,959	0,000
$(C_6H_7O_2(OCOCH_3)_3)_x$	0,000	253,572	0,000
CH <sub>3</sub> COOH	0,000	645,189	0,000
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	701,658	0,000
H <sub>2</sub> O	2267,851	377,486	856082,721
CH <sub>3</sub> COONa	0,000	504,150	0,000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	641,000	0,000
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,000	855,914	0,000

Menghitung Q<sub>7</sub> dan Q<sub>15</sub>

Nilai T<sub>7</sub> dan T<sub>15</sub> diperoleh dengan menggunakan trial and error

diperoleh nilai T<sub>7</sub> dan T<sub>15</sub> = 309,57 K

$$Q_7 = m_7 \times \int C_p dT$$

$$T_7 = 309,57 \text{ K}$$

Nilai Q<sub>7</sub> ditampilkan dalam tabel berikut:

Komponen	Q <sub>7</sub>		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0,000	2180,351	0,000
$(C_6H_7O_2(OH)_3)_x$	0,000	2478,334	0,000
$(C_6H_7O_2(OCOCH_3)_3)_x$	13,152	5782,783	76056,732
CH <sub>3</sub> COOH	44,140	1479,305	65297,132
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	1608,200	0,000
H <sub>2</sub> O	341,573	861,538	294277,873
CH <sub>3</sub> COONa	0,000	1151,612	0,000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,293	1464,214	428,862
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,000	1963,006	0,000
			436060,599

$$Q_{15} = m_{15} \times \int C_p dT$$

$$T_{15} = 309,57 \text{ K}$$

Nilai Q<sub>15</sub> ditampilkan dalam tabel berikut:

Komponen	Q <sub>15</sub>		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0,000	2180,351	0,000
$(C_6H_7O_2(OH)_3)_x$	0,000	2478,334	0,000

$(C_6H_7O_2(OCOCH_3)_3)_x$	0,000	5782,783	0,000
CH <sub>3</sub> COOH	280,201	1479,305	414502,656
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	1608,200	0,000
H <sub>2</sub> O	2168,286	861,538	1868060,229
CH <sub>3</sub> COONa	0,000	1151,612	0,000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,859	1464,214	2722,405
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,000	1963,006	0,000
			2285285,290

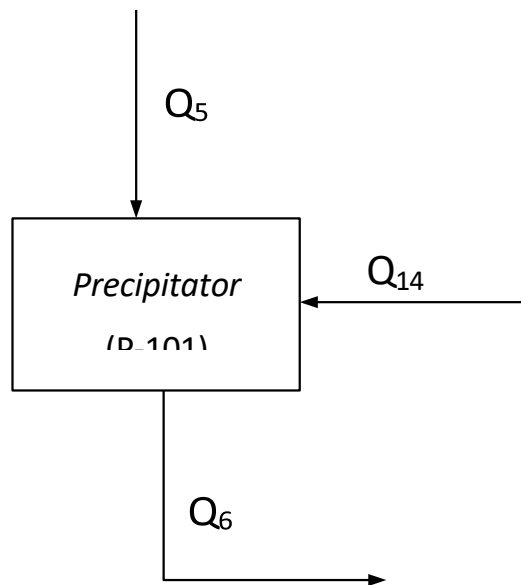


Cek Neraca Panas

$$Q_5 + Q_8 - (Q_7 + Q_{15}) = 0$$

$$(1865263.167 + 856082.721 - (436060.599 + 2285285.290)) \text{ kJ/jam} = 0 \text{ (Sesuai)}$$

### D.1. Precipitator (P-101)



Menghitung  $Q_{14}$

$T_{14}$  diperoleh berdasarkan trial and error pada  $T_{15}$  dan  $T_7$  ( $T_7 = T_{15} = T_9 =$

$T_{14}$ )  $T_{14} = 309,57 \text{ K}$

$$Q_{14} = m_{14} \times \int C_p dT$$

Nilai  $Q_{14}$  ditampilkan dalam tabel berikut:

	$Q_{14}$		
Komponen	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$	0,000	2180,351	0,000

$(C_6H_7O_2(OH)_3)_x$	0,000	2478,334	0,000
$(C_6H_7O_2(OCOCH_3)_3)_x$	0,000	5782,783	0,000
CH <sub>3</sub> COOH	403,321	1479,305	596634,663
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	1608,200	0,000
H <sub>2</sub> O	3121,028	861,538	2688883,272
CH <sub>3</sub> COONa	0,000	1151,612	0,000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,676	1464,214	3918,600
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,000	1963,006	0,000
			3289436,535

Menghitung Q<sub>6</sub>

Nilai T<sub>6</sub> diperoleh dengan menggunakan trial and error

diperoleh nilai T<sub>6</sub> = 316,66 K

$$Q_6 = m_6 \times \int C_p dT$$

$$T_6 = 309,57 \text{ K}$$

Nilai Q<sub>6</sub> ditampilkan dalam tabel berikut:

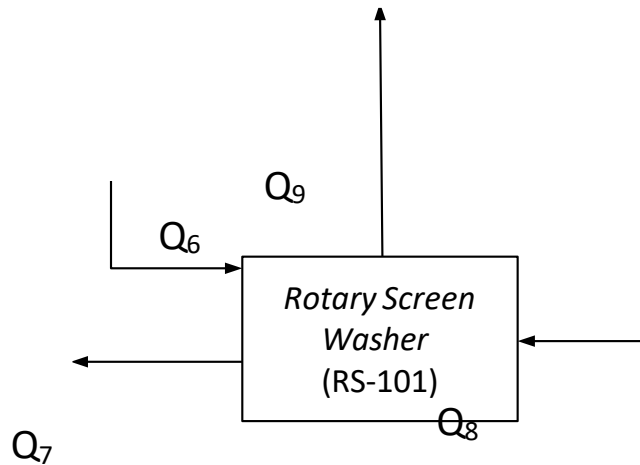
Komponen	Q <sub>6</sub>		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0,000	2774,396	0,000
$(C_6H_7O_2(OH)_3)_x$	0,000	3148,302	0,000
$(C_6H_7O_2(OCOCH_3)_3)_x$	13,152	7346,041	96617,137
CH <sub>3</sub> COOH	727,662	1882,548	1369859,485
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	2046,198	0,000
H <sub>2</sub> O	3363,036	1094,024	3679242,017
CH <sub>3</sub> COONa	0,000	1462,928	0,000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4,828	1860,035	8981,064
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,000	2498,567	0,000
			5154699,702

Neraca Panas Precipitator (P-101)

$$Q_5 + Q_{14} - Q_6 = 0$$

$$(1865263.167 + 3289436,535 - 5154699,702) \text{ kJ/jam} = 0 \text{ (Sesuai)}$$

## D.2. Rotary Screen Washer (RS-101)



Menghitung  $Q_9$

$T_9$  diperoleh berdasarkan trial and error pada  $T_{15}$  dan  $T_7$  ( $T_7 = T_{15} = T_9 = T_{14}$ )

$$T_9 = 309,57 \text{ K}$$

$$Q_9 = m_9 \times \int C_p dT$$

Nilai  $Q_9$  ditampilkan dalam tabel berikut:

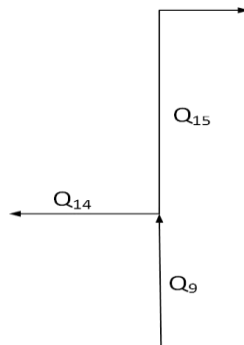
Komponen	$Q_9$		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$	0,000	2180,351	0,000
$(\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OH})_3)_x$	0,000	2478,334	0,000
$(\text{C}_6\text{H}_7\text{O}_2(\text{OCOCH}_3)_3)_x$	0,000	5782,783	0,000
$\text{CH}_3\text{COOH}$	683,522	1479,305	1011137,319
$\text{H}_2\text{SO}_4$	0,000	1608,200	0,000
$\text{H}_2\text{O}$	5289,314	861,538	4556943,501
$\text{CH}_3\text{COONa}$	0,000	1151,612	0,000
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	4,536	1464,214	6641,005
$\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$	0,000	1963,006	0,000
			5574721,825

Neraca Panas Rotary Screen Washer (RS-101)

$$Q_6 + Q_8 - (Q_7 + Q_9) = 0$$

$$(5154699,702 + 856082,721 - (436060,599 + 5574721,825)) \text{ kJ/jam} = 0 \text{ (Sesuai)}$$

### D.3. Splitter 2 (Q9 -> Q14 + Q15)

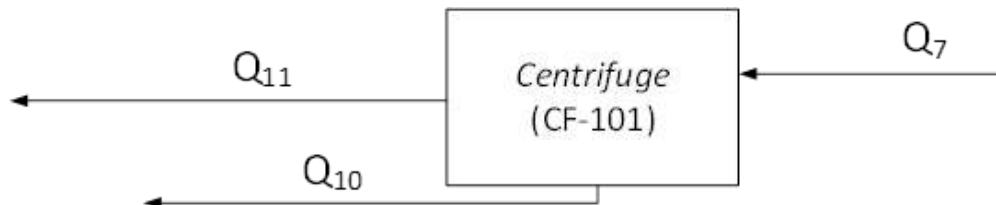


Neraca Panas pada Splitter 2

$$Q_9 - (Q_{14} + Q_{15}) = 0$$

$$(5574721,825 - (3289436,535 + 2285285,290)) \text{ kJ/jam} = 0 \text{ (Sesuai)}$$

### E. Perhitungan Neraca Panas Centrifuge (CF-101)



Neraca Panas pada Centrifuge (CF-101)

$$Q_7 - (Q_{10} + Q_{11}) = 0$$

Q7 telah diketahui dari perhitungan neraca panas system precipitator. Selanjutnya perlu dilakukan perhitungan Q yang tersisa.

Menghitung Q10:

$$Q_{10} = m_{10} \times \int C_p dT$$

Nilai Q10 ditampilkan dalam tabel berikut:

Komponen	Q10		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0,000	2180,351	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub>	0,000	2478,334	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (CH <sub>3</sub> COO) <sub>3</sub>	0,000	5782,783	0,000
CH <sub>3</sub> COOH	43,145	1479,305	63824,264
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	1608,200	0,000
H <sub>2</sub> O	333,868	861,538	287640,026
CH <sub>3</sub> COONa	0,000	1151,612	0,000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,286	1464,214	419,189
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,000	1963,006	0,000
			351883,478

Menghitung Q11:

$$Q_{11} = m_{11} \times \int C_p dT$$

Dengan T<sub>11</sub> = 309,57 K

Nilai Q11 ditampilkan dalam tabel berikut:

Komponen	Q11		
	kmol/jam	$\int C_p dT$	Q (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> CO) <sub>2</sub> O	0,000	2180,351	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (OH) <sub>3</sub>	0,000	2478,334	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>7</sub> O <sub>2</sub> (CH <sub>3</sub> COO) <sub>3</sub>	13,152	5782,783	76056,732
CH <sub>3</sub> COOH	0,996	1479,305	1472,868
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,000	1608,200	0,000
H <sub>2</sub> O	7,705	861,538	6637,847
CH <sub>3</sub> COONa	0,000	1151,612	0,000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0,007	1464,214	9,674
CH <sub>3</sub> COOC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0,000	1963,006	0,000
			84177,120

Neraca Panas pada Centrifuge (CF-101)

$$Q7 - (Q10 + Q11) = 0$$

$$(436060,599 - (351883,478 + 84177,120)) \text{ kJ/jam} = 0 \text{ (Sesuai)}$$