

No : TA/TK/2022/

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI
METANOL DENGAN METODE MONSANTO
KAPASITAS 102.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Diajukan Oleh:

Nama : Alvian Syach

Nama : Fatur Rizky Novriady

NIM : 18521007

NIM : 18521048

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

2022

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI METANOL DENGAN METODE MONSANTO KAPASITAS 102.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Alvian Syach

Nama : Fatur Rizky Novriady

NIM : 18521007

NIM : 18521048

Yogyakarta, 14 September 2022

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

Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana semestinya.

Tanda tangan



METERAI
TEMPEL
42913AJX947902655

Alvian Syach
NIM. 18521007

Tanda tangan



METERAI
TEMPEL
35780AJX947902660

Fatur Rizky Novriady
NIM. 18521048

LEMBAR PENGESAHAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI METANOL
DENGAN METODE MONSANTO KAPASITAS 102.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Alvian Syach

Nama : Fatur Rizky Novriady

NIM : 18521007

NIM : 18521048

Yogyakarta, 14 September 2022

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

Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana semestinya.

Tanda tangan

Tanda tangan



Alvian Syach

Fatur Rizky Novriady

NIM. 18521007

NIM. 18521048

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DENGAN METODE
MONSANTO KAPASITAS 102.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Alvian Syach

Nama : Fatur Rizky Novriady

NIM : 18521007

NIM : 18521048

Yogyakarta, 18 Agustus 2022

Pembimbing I,

Pembimbing II,



Agus Taufiq Ir., M.Sc.

Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih S.T., M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI METANOL
DENGAN METODE MONSANTO KAPASITAS 102.000 TON/TAHUN
PRARANCANGAN PABRIK**

Oleh :

Nama : Alvian Syach

Nama : Fatur Rizky Novriady

NIM : 18521007

NIM : 18521048

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 29 September 2022

Tim penguji

Agus Taufiq Ir., M.Sc

Ketua Penguji

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T.,M.Eng

Penguji I

Umi Rofiqah, S.T.,M.T

Penguji II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D

NIP. 155210506

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan kesehatan dan iman, sehingga penyusun dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir yang Berjudul “Pra Rancangan Pabrik Asam Asetat dari Metanol Dengan Metode Monsanto Kapasitas 102.000 Ton/Tahun”

Adapun tujuan dari penulisan laporan Tugas Akhir ini adalah untuk memenuhi salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia. Tugas Akhir Perancangan Pabrik ini merupakan serangkaian tugas yang harus dilaksanakan oleh setiap mahasiswa sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini Penulis banyak mendapatkan bantuan dari berbagai pihak, oleh sebab itu penulis ingin mengucapkan rasa terima kasih kepada :

1. Allah SWT, atas rahmat karunia-Nya penulis dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua serta keluarga tercinta yang selalu memberikan dukungan baik itu dalam bentuk finansial, motivasi serta dukungan dalam penyelesaian laporan Tugas Akhir ini.

3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Agus Taufiq Ir., M.Sc selaku Dosen pembimbing I Tugas Akhir Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta yang telah memberikan pengarahan, masukan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
5. Ibu Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih S.T., M.Eng. selaku Dosen pembimbing II yang selau sabar dalam membimbing dan memberi semangat dalam penyusunan dan penulisan Laporan Tugas Akhir ini.
6. Teman – teman sesama Program Studi Teknik Kimia UII 2018 yang telah memberikan dukungan spiritual maupun moril.
7. Dan seluruh pihak yang terkait yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu yang telah membantu kami selama penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih terdapat beberapa kekurangan. Oleh karena itu penulis mengharapkan saran dari semua pihak yang ingin memberikan saran untuk mewujudkan perkembangan yang positif bagi kami. Demikian laporan Tugas Akhir ini disusun, semoga dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membaca. Akhir kata kami ucapkan terima kasih.

Wassalamu'alaikum Wr.,Wb.

Yogyakarta, 18 Agustus 2022

LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

Assalamualaikum Wr., Wb

Puji syukur kehadirat Allah *Subhanahu Wa Ta'ala* yang telah melimpahkan rahmat hidayah dan karunia-Nya sehingga kami adapt menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Saya sangat bersyukur kepada Allah *Subhanawa Ta'ala* yang telah memberikan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Atas Kekuatan yang diberikan-Nya, saya bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik.

Pada kesempatan ini, saya ingin mengucapkan terima kasih kepada kedua orang tua saya yang selalu mendo'akan serta mmeberikan dukungan untuk menyelesaikan tugas akhir ini. Lembar persembahan ini tidak akan pernah cukup untuk menggambarkan rasa terima kasih saya kepada ibu dan ayah.

Untuk partner tugas akhir saya Alvian Syach terima kasih sudah mau menjadi partner tugas akhir dan berjuang bersama untuk menyelesaikan tugas akhir ini. Semoga segala ilmu yang didapatkan dapat bermanfaat dalam menempuh perjalanan selanjutnya. Semoga segala hal yang di-impikan dapat di ijabah oleh Allah *Subhanahu Wa Ta'ala aamiin*.

Terima kasih kepada Bapak Agus Taufiq Ir., M.Sc selaku Dosen Pembimbing I dan ibu Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II atas bimbingan dan arahnya selama ini sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir dengan baik.

Terima kasih juga untuk teman-teman saya yang telah mendukung dan membantu saya dalam mengerjakan tugas akhir. Grup Kompetitif (Sulthan, Rusdi, Dery, Kevin, Ariq, Alfredo, Dappa, Tama, Desvy, Dytasya, Erika, Ifada, Naritha, Vannisya, Widiya). Teman-teman seperjuangan saya di Teknik Kimia yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Semoga kita sukses di dunia dan akhirat.

Fatur Rizky Novriady



LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kehadirat Allah *Subhanahu Wa Ta'ala* yang telah melimpahkan rahmat hidayah dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Saya sangat bersyukur kepada Allah *Subhanawa Ta'ala* yang telah memberikan kesempatan untuk bisa menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia FTI UII.

Pada kesempatan ini, saya ingin mengucapkan rasa terima kasih sebesar-besarnya kepada kedua orang tua saya Bapak Daryono dan Ibu Nina Agustina dengan rasa kasih sayang nya yang selalu mendo'akan dan memberikan berbagai dukungan berupa moril dan materi untuk menyelesaikan tugas akhir ini. Terima kasih juga kepada para kakakku yang kusayangi Teh Tami, Mas Ridwan, dan Teh Karin yang telah memberikan dukungan dan semangatnya. Tentu lembar persembahan ini tidak akan pernah cukup untuk menggambarkan rasa terima kasih saya kepada keluarga. Saya selalu meminta do'a dan dukungannya semoga kehidupan yang akan saya jalani kedepannya, agar bisa membanggakan dan membahagiakan kalian seperti saya bangga dan bahagia dengan adanya kalian

Untuk partner tugas akhir saya Fatur Rizky Novriady terima kasih sudah mau menjadi partner tugas akhir dan berjuang bersama, walau banyak kendala yang

kita hadapi akhirnya kita bisa menyelesaikan tugas akhir ini. Semoga segala ilmu yang didapatkan dapat bermanfaat dalam menempuh perjalanan selanjutnya. Semoga segala hal yang di-impikan dapat di ijabah oleh Allah *Subhanahu Wa Ta'ala aamiin*.

Terima kasih kepada Bapak Agus Taufiq Ir., M.Sc selaku Dosen Pembimbing I dan ibu Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing II atas bimbingan dan arahnya selama ini sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir dengan baik.

Terima kasih juga untuk teman-teman kuliah saya Mamang, Sulthan, Rusdi, Dery, Kevin, Ariq, Alfredo, Daffa, Tama, Desvy, Dytasya, Erika, Ifada, Naritha, Vannisya, Widiya yang telah mendukung dan membantu saya dalam mengerjakan tugas akhir. Dan kepada seluruh kawan Teknik Kimia Angkatan 2018 serta semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu saya ucapkan banyak rasa terima kasih.

Alvian Syach

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	i
LEMBAR PENGESAHAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vii
LEMBAR PERSEMBAHAN	ix
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xv
DAFTAR GAMBAR.....	xvi
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN	xviii
ABSTRAK	xxi
ABSTRACT	xxii
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3. Tinjauan Pustaka	7
1.4. Tinjauan Termodinamika	11
1.5. Tinjauan Kinetika.....	14
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	15
2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	15
2.2. Spesifikasi Katalis dan Katalis Promotor.....	16
2.3. Pengendalian Kualitas	17
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	17
2.3.2. Pengendalian Kualitas Produk.....	17
2.3.3. Pengendalian Proses	17
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	19
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	19
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	19

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	20
3.2 Uraian Proses	21
3.2.1. Tahap Penyimpanan Bahan Baku.....	21
3.2.2. Tahap Persiapan Bahan Baku.....	21
3.2.3. Tahap Pembentukan Produk.....	21
3.2.4. Tahap Pemisahan Produk	22
3.2.5. Tahap Pemurnian Produk	22
3.3 Spesifikasi Alat Utama.....	23
3.3.1 Spesifikasi <i>Mixer</i> (M-01).....	23
3.3.2 Spesifikasi Reaktor (R-01)	23
3.3.3. Spesifikasi <i>Flash Drum</i> (FD-01)	24
3.3.4. Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01).....	25
3.4 Spesifikasi Alat Pendukung	26
3.4.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	26
3.4.2 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i>	27
3.4.3 Spesifikasi Akumulator (ACC-01)	29
3.4.4 Spesifikasi <i>Expander</i> (EXP-01).....	30
3.4.5 Spesifikasi Pompa.....	30
3.4.6 Spesifikasi <i>Expansion Valve</i>	32
3.5 Neraca Massa	33
3.5.1 Neraca Massa <i>Mixer</i>	33
3.5.2 Neraca Massa Reaktor	33
3.5.3 Neraca Massa <i>Flash Drum</i>	34
3.5.4 Neraca Massa Menara Distiasi	34
3.5.7 Neraca Massa Total	35
3.6 Neraca Panas	35
3.6.1 Neraca Panas <i>Mixer</i>	35
3.6.2 Neraca Panas Reaktor	35
3.6.3 Neraca Panas <i>Flash Drum</i>	36
3.6.4 Neraca Panas Menara Distilasi	36
3.6.5 Neraca Panas <i>Heater</i> 1 (E-101)	37
3.6.6 Neraca Panas <i>Heater</i> 2 (E-102)	37
3.6.7 Neraca Panas <i>Cooler</i> 1 (E-103).....	37

3.6.8 Neraca Panas <i>Cooler 2</i> (E-104)	38
3.6.9 Neraca Panas <i>Cooler 3</i> (E-105)	38
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	39
4.1 Lokasi Pabrik	39
4.2 Tata Letak Pabrik	44
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses	49
4.4 Organisasi Perusahaan	51
BAB V UTILITAS	71
5.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air	72
5.1.1 Pengadaan Air.....	72
5.1.2 Pengolahan Air	73
5.2 Kebutuhan Air.....	76
5.3 Unit Penyedia <i>Dowtherm A</i>	78
5.4 Unit Pembangkit Steam (<i>Steam Generation System</i>).....	79
5.5 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	80
5.6 Unit Penyedia Udara Tekan	82
5.7 Unit Penyedia Bahan Bakar	83
5.8 Unit Pengolahan Limbah.....	83
5.9 Spesifikasi Alat-alat Utilitas	85
5.9.1 Saringan / <i>Screening</i> (FU-01).....	85
5.9.2 Bak Pengendapan Awal / Sedimentasi (B-01)	85
5.9.3 Bak Floktuator/Bak Penggumpal (B-02).....	85
5.9.4 Tangki Larutan Alum (TU-01)	86
5.9.5 Bak Pengendap I (BU-01)	86
5.9.6 Bak Pengendap II (BU-02)	87
5.9.7 <i>Sand Filter</i> (FU-02)	87
5.9.8 Bak Penampung Sementara (BU-03)	88
5.9.9 Tangki Klorinasi (TU-02).....	88
5.9.10 Tangki Kaporit (TU-03)	89
5.9.11 Tangki Air Bersih (TU-04).....	89
5.9.12 Tangki <i>Service Water</i> (TU-05).....	89
5.9.13 Tangki Bertekanan (TU-06)	90
5.9.14 Bak Air Pendingin (BU-04).....	90

5.9.15 Cooling Tower (CT-01).....	91
5.9.16 Tangki NaCl (TU-07)	92
5.9.17 Tangki NaOH (TU-08)	92
5.9.18 <i>Mixed bed</i> (TU-09)	92
5.9.19 Tangki Air Demin (TU-10)	93
5.9.20 Tangki N ₂ H ₄ (TU-11)	93
5.9.21 <i>Dearator</i> (DE-01)	94
5.9.22 Unit Penyedia Udara Bertekanan	94
5.9.23 <i>Boiler</i> (B-01).....	95
BAB VI EVALUASI EKONOMI	97
6.1. Evaluasi Ekonomi	97
6.2. Penaksiran Harga Peralatan.....	98
6.3. Perhitungan Biaya	100
6.3.1 Dasar Perhitungan.....	100
6.3.2 Total Capital Investment	101
6.3.3 <i>Total Production Cost</i>	103
6.4 Analisa Kelayakan	107
6.4.1 <i>Return Of Investment</i> (ROI)	107
6.4.2 Pay Out Time.....	108
6.4.3 <i>Break Even Point</i>	108
6.4.4 Shut Down Point (SDP).....	110
6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR).....	111
BAB VII KESIMPULAN	114
7.1 Kesimpulan	114
7.2 Saran.....	116

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Asam Asetat di Indonesia	2
Tabel 1. 2 Pabrik Asam Asetat.....	4
Tabel 1. 3 Data Ekspor Asam Asetat di Indonesia.....	5
Tabel 1. 4 Data Konsumsi Asam Asetat di Indonesia.....	6
Tabel 1. 5 Pertimbangan Pemilihan Proses Pembuatan Asam Asetat.....	11
Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	15
Tabel 2.2 Spesifikasi Rhodium dan Metil Iodida.....	16
Tabel 2.3 Identifikasi Hazard Bahan Kimia dan Pengelolaannya.....	16
Tabel 3.1 Spesifikasi Mixer	23
Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor	23
Tabel 3.3 Spesifikasi Flash Drum	24
Tabel 3.4 Spesifikasi Menara Distilasi.....	25
Tabel 3.5 Spesifikasi Penyimpanan Bahan	26
Tabel 3.6 Spesifikasi Heat Exchanger	27
Tabel 3.6 Spesifikasi Heat Exchanger (Lanjutan).....	28
Tabel 3.7 Spesifikasi Akumulator.....	29
Tabel 3.8 Spesifikasi Expander.....	30
Tabel 3.9 Spesifikasi Pompa	30
Tabel 3.10 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)	31
Tabel 3.11 Spesifikasi Expansion Valve.....	32
Tabel 3.12 Neraca Massa Mixer	33
Tabel 3.13 Neraca Massa Reaktor	33
Tabel 3.14 Neraca Massa Flash Drum	34
Tabel 3.15 Neraca Massa Menara Distilasi.....	34
Tabel 3.16 Neraca Panas Menara Distilasi.....	36
Tabel 3.17 Neraca Panas Heater 1	37
Tabel 3.18 Neraca Panas Heater 2	37
Tabel 3.19 Neraca Panas Cooler 1	37
Tabel 4. 1 Luas Tanah Lokasi Pabrik.....	47
Tabel 4. 2 Jadwal Pembagian Kelompok Shift	63
Tabel 4. 3 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	65
Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pembangkit Steam.....	76
Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin.....	77

Tabel 5. 3 Unit Penyedia Downtherm A.....	78
Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Proses	80
Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Utilitas.....	80
Tabel 5. 6 Spesifikasi Pompa Utilitas	96
Tabel 6. 1 Indeks Harga	98
Tabel 6. 2 PPC.....	102
Tabel 6. 3 DPC.....	102
Tabel 6. 4 FCI	102
Tabel 6. 5 Working Capital Investment	103
Tabel 6. 6 Direct Manufacturing Cost.....	104
Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost	105
Tabel 6. 8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	105
Tabel 6. 9 Manufacturing Cost.....	105
Tabel 6. 10 General Expense	106
Tabel 6. 11 Total Production Cost	106
Tabel 6. 12 Fixed Cost (Fa).....	109
Tabel 6. 13 Regulated Cost (Ra)	110
Tabel 6. 14 Variable Cost (Va)	110
Tabel 6. 15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi.....	112

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Kebutuhan Impor Asam Asetat.....	3
Gambar 1. 2 Grafik Kebutuhan Ekspor Asam Asetat	5
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	19
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	20
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik di Kota Bontang, Kalimantan Timur	40
Gambar 4. 2 Tata letak Pabrik.....	48
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses	51
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan	55
Gambar 6. 1 Korelasi Kapasitas Produksi Terhadap Biaya	113



DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psia
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
QS	: Kebutuhan Steam, kg
Ms	: Massa Steam, kg
A	: Luas bidang penampang, ft ²
Vt	: Volume tangki, m ³
Qf	: Kecepatan/laju air volumetric, m ³ /jam
T	: Waktu, jam
m	: Massa, kg
FV	: Laju alir, m ³ /jam
π	: Jari – jari, in
P	: Power motor, Hp
Sg	: Spesific gravity
x	: Konversi, %
TC	: Titik kritis, °C
TB	: Titik didh, °C

- HV : Panas penguapan, joule/mol
- VS : Volume shell, m³
- Vh : Volume head, m³
- Vt : Volume total, m³
- Dopt : Diameter optimal, m³
- ID : Inside diameter, in
- OD : Outside diameter, in
- Re : Bilangan Reynold
- F : Normal heating value, Btu/lb
- E : Efisiensi pengelasan
- f : Allowable stress, psia
- rc : Jari – jari dish, in
- icr : Jari – jari sudut dalam, in
- W : Tinggi pengaduk, m
- B : Lebar baffle, m
- L : Lebar pengaduk, m
- N : Kecepatan putaran, rpm
- UD : Koefisien perpindahan panas menyeluruh setelah ada zat pengotor pada
HE, Btu/jam ft²F
- UC : Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jam

$\text{ft}^2\text{°F}$

Rd : Faktor pengotor

η : Efisiensi

Wf : Total head, in

P : Panjang, m

l : Lebar, m

ts : Tebal shell, in

th : Tebal head, in

k : Konduktivitas termal, $\text{Btu/jam ft}^2\text{°F}$

c : Panas spesifik, $\text{Btu/jam ft}^2\text{°F}$

jH : Heat transfer factor

hi : Inside film coefficient, $\text{Btu/jam ft}^2\text{°F}$

ho : Outside film coefficient, $\text{Btu/jam ft}^2\text{°F}$

LMTD : Long mean temperatur different, °F

K : Konstanta kinetika reaksi, /menit

Nt : Jumlah tube

BS : Baffle spacing, in

PT : Tube pitch, in

ABSTRAK

Industri kimia menjadi salah satu peran penting bagi Indonesia sebagai penggerak perekonomian nasional. Salah satu industri kimia yang penting dalam berbagai bidang adalah asam asetat. Dari berbagai bahan kimia, asam asetat menjadi bahan baku yang sangat banyak digunakan seperti pembuatan selulosa asetat, etil asetat, asam asetat anhidrat dan kebutuhan industri tekstil. Asam asetat dapat memberikan peluang yang baik untuk meningkatkan perekonomian nasional. Melihat kebutuhan asam asetat di Indonesia terus meningkat untuk memenuhi kebutuhan nasional, pemerintah mengambil langkah untuk mengurangi nilai impor dan meningkatkan nilai ekspor, maka perlu dirancang pabrik asam asetat dari methanol dan karbon monoksida dengan proses Monsanto kapasitas 102.000 ton/tahun. Rencana pembangaunan Pabrik asam asetat berada di kawasan Bontamg, Kalimantan Timur dengan bahan baku methanol sebanyak 60.496 ton/tahun yang berasal dari PT. Pupuk Kaltim. Pabrik yang dirancnag beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam dalam sehari dengan jumlah karyawan 159 orang. Proses produksi dilakukan menggunakan proses Monsanto yang berlangsung pada Reaktor gelembung pada kondisi operasi 175°C dan tekanan 30 atm. Dengan kondisi operasi tersebut nilai konversi yang didapatkan 90%. Dalam menunjang proses produksi, diperlukan air untuk proses utilitas dan listrik yang disediakan PLN, serta generator sebagai cadangan. Parameter kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi keuntungan pabrik setelah pajak Rp 268.670.185.056 dengan setiap tahunnya total penjualan Rp 7.594.920.000.000. Analisa kelayakan dilihat dari nilai Return On Investment (ROI) setelah pajak 26,81%, Pay Out Time (POT) setelah pajak 2,72 tahun, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) 18,56%, Break Event Point (BEP) 50,21% dan Shut Down Point (SDP) 33,31%. Dari parameter kelayakan diatas, dapat disimpulkan bahwa Pabrik asam asetat ini layak didirikan.

Kata kunci: Asam Asetat, Industri Kimia, Metanol, Proses Monsanto

ABSTRACT

The chemical industry is one of the important roles for Indonesia as a driver of the national economy. One of the important chemical industries in various fields is acetic acid. Of the various chemicals, acetic acid is a very widely used raw material such as the manufacture of cellulose acetate, ethyl acetate, anhydrous acetic acid and the needs of the textile industry. Acetic acid can provide a good opportunity to improve the national economy. Seeing that the need for acetic acid in Indonesia continues to increase to meet national needs, the government is taking steps to reduce the value of imports and increase the value of exports, it is necessary to design an acetic acid plant from methanol and carbon monoxide with a Monsanto process capacity of 102,000 tons / year. The planned acetic acid plant is located in the Bontang area, East Kalimantan with a raw material of 60,496 tons/year of methanol from PT. Pupuk Kaltim. The designed plant operates for 330 days a year and 24 hours a day with 159 employees. The production process is carried out using the Monsanto process which takes place in a bubble reactor at operating conditions of 175 °C and 30 atm pressure. With these operating conditions, the conversion value obtained is 90%. In supporting the production process, water is required for the utility process and electricity is provided by PLN, as well as a generator as a backup. The feasibility parameters of the plant establishment using economic analysis of factory profits after taxes Rp 268.670.185.056 with annual total sales of Rp 7.594.920.000.000. Feasibility analysis is seen from the Return On Investment (ROI) value after tax 26.81%, Pay Out Time (POT) after tax 2.72 years, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) 18.56%, Break Event Point (BEP) 50.21% and Shut Down Point (SDP) 33.31%. From the above feasibility parameters, it can be concluded that this acetic acid plant is feasible to establish.

Keywords: Acetic Acid, Chemical Industry, Methanol, Monsanto Process

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Asam asetat mempunyai pangsa pasar yang relatif luas. Kegunaannya, selain dijadikan menjadi bahan dasar, asam asetat juga bisa dipakai menjadi bahan tambahan dalam industri kimia misalnya industri *purified terephthalic acid* (PTA), industri etil asetat, industri benang karet, industri tekstil, & industri lainnya (Suwarni, 2006).

PT Indo Acidatama adalah produsen asam asetat lokal. Dapat memenuhi semua kebutuhan asam asetat domestik. Industri asam asetat di Indonesia selama ini telah digunakan sebagai bahan baku dan membutuhkan impor asam asetat dari negara lain. Sehingga tujuan didirikan pabrik ini guna menurunkan impor asam asetat yang sangat perlu untuk membangun asam asetat domestik.

Maka, dengan adanya pendirian pabrik asam asetat ini diharapkan dapat meminimalkan jumlah impor asam asetat yang semakin meningkat seiring dengan meningkatnya kebutuhan asam asetat di Indonesia, selain itu manfaat lainnya dengan pendirian pabrik asam asetat, yaitu:

1. Dapat meningkatkan devisa negara karena menurunnya jumlah impor asam asetat dari negara lain.
2. Memenuhi kebutuhan asam asetat dalam negeri dan dapat mengekspor hasil asam asetat hasil industri lokal.
3. Menciptakan lapangan kerja baru dan mengurangi pengangguran.

4. Dapat meningkatkan perkembangan sektor industri dan memajukan pembangunan ekonomi di Indonesia.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Ada beberapa pertimbangan ketika memilih kapasitas pabrik asam asetat. Menentukan kapasitas pabrik asam asetat dengan memperhatikan pertimbangan sebagai berikut :

1.2.1 Supply

“Supply” terdiri dari impor asam asetat dan produksi dalam negeri.

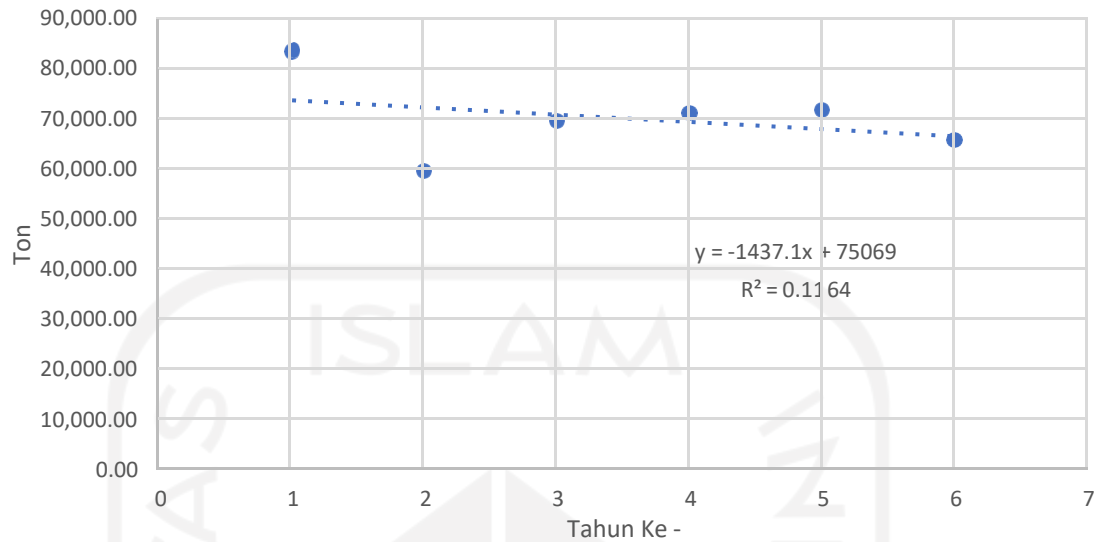
a. Impor

Kurangnya produksi asam asetat di Indonesia ini mengarah pada situasi di mana industry di Indonesia harus mengimpor dari luar negeri. pengembangan data Impor tahun 2015-2020 dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Data Impor Asam Asetat di Indonesia

Tahun	Tahun Ke -	Ton/Thn
2015	1	83.261,00
2016	2	59.446,75
2017	3	69.372,27
2018	4	70.963,87
2019	5	71.599,05
2020	6	65.591,79

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2022



Gambar 1. 1 Grafik Kebutuhan Impor Asam Asetat

Berdasarkan data di atas, dapat dibuat grafik dan didapatkan regresi linear yang dapat dilihat pada Gambar 1.1.

Dari grafik di atas, didapatkan regresi dengan persamaan:

$$y = ax + b$$

$$y = -1437,1x + 75069$$

Dengan, y sebagai jumlah kapasitas asam asetat yang dibutuhkan pada tahun x . Dari persamaan tersebut, kebutuhan impor asam asetat diproyeksikan untuk tahun 2027, sehingga diperkirakan kebutuhan impor asam asetat pada tahun 2027 adalah sebesar 56.387 ton/tahun.

b. Produksi

Produksi asam asetat di Indonesia hanya terdapat satu perusahaan. Dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1. 2 Pabrik Asam Asetat

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Indo Acidatama	Indonesia	36.600

Sumber : Kirk-Othmer, 1983

Perusahaan ini mempunyai produksi sebanyak 36.600 ton/tahun. Dengan asumsi, sampai tahun 2027, tidak ada pabrik baru yang berdiri, maka proyeksi produksi dalam negeri pada tahun 2027 hanya sebesar 36.600 ton/tahun.

Sehingga, proyeksi “*Supply*” pada tahun 2027:

$$\textit{Supply} = \text{Produksi} + \text{Impor}$$

$$\textit{Supply} = (36.600 + 56.387) \text{ ton/tahun}$$

$$\textit{Supply} = 92.987 \text{ ton/tahun}$$

Jadi, hasil proyeksi “*Supply*” pada tahun 2027 sebesar 92.987 ton/tahun.

1.2.2 Demand

“*Demand*” terdiri dari konsumsi dalam negeri dan ekspor

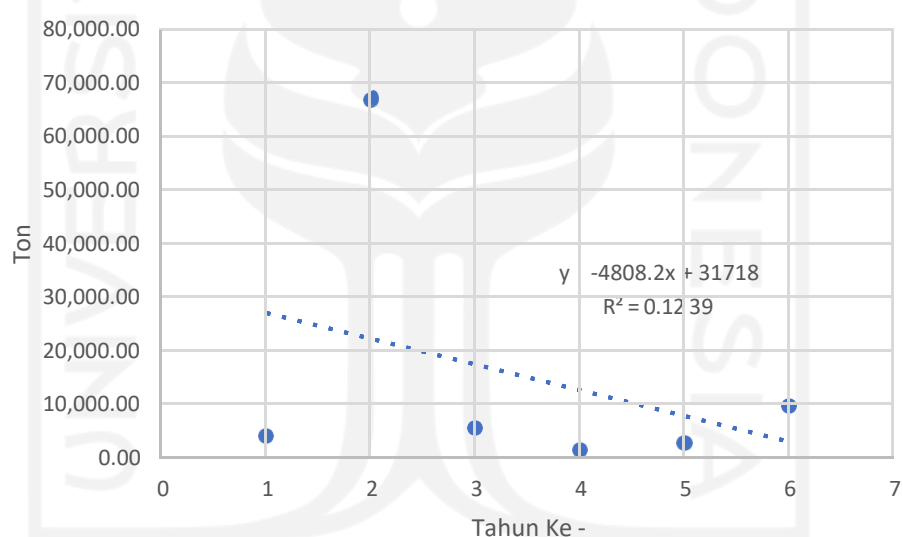
c. Ekspor

Berdasarkan data yang didapatkan dari Badan Pusat Statistik Indonesia (2020) kebutuhan ekspor asam asetat di Indonesia dari tahun 2015-2020 ditunjukkan pada tabel dibawah

Tabel 1. 3 Data Ekspor Asam Asetat di Indonesia

Tahun	Tahun ke-	Ton/Tahun
2015	1	3.856
2016	2	66.736
2017	3	5.341
2018	4	1.272
2019	5	2.685
2020	6	9.443

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2022



Gambar 1. 2 grafik Kebutuhan Ekspor Asam Asetat

Berdasarkan data di atas, dapat dibuat grafik dan didapatkan regresi linear yang dapat dilihat pada Gambar 1.2.

Dari grafik di atas, didapatkan regresi dengan persamaan:

$$y = ax + b$$

$$y = -4808,2x + 31718$$

Dengan, y sebagai jumlah kapasitas asam asetat yang dibutuhkan pada tahun x . Dari persamaan tersebut, kebutuhan ekspor asam asetat diproyeksikan untuk tahun 2027, sehingga diperkirakan kebutuhan ekspor asam asetat pada tahun 2027 adalah sebesar -24,7886 ton/tahun. Data tersebut tidak bisa digunakan dikarenakan nilai akhir pada perhitungan regresi linear hasilnya minus, sehingga pada tahun 2027 Indonesia dianggap tidak mengekspor ke luar negeri.

d. Konsumsi

Asam asetat di Indonesia bisa digunakan oleh beberapa industri sebagai bahan baku ditunjukkan pada tabel dibawah

Tabel 1. 4 Data Konsumsi Asam Asetat di Indonesia

Konsumen	Konsumsi (ton)
Industri PTA	141.341
Industri Etil Asetat	23.912
Industri Benang Karet	4.232
Industri Asam Asetat	2.752
Industri Tekstil	24.367
Industri Lain-lain	42.552
Total	239.156

Sumber data: PT. CIC. 2010. "Organic Acetic

Diasumsikan bahwa konsumsi asam asetat di Indonesia tahun 2027 tetap, yaitu sebesar 239.156 ton.

Sehingga, proyeksi "*Demand*" pada tahun 2027:

$$Demand = Ekspor + Konsumsi$$

$$Demand = (0 + 239.156) \text{ ton/tahun}$$

$$Demand = 239.156 \text{ ton/tahun}$$

Jadi, hasil proyeksi “*Demand*” pada tahun 2027 sebesar 239.156 ton/tahun.

1.2.3 Kapasitas Pabrik Asam Asetat

Penentuan kapasitas pabrik asam asetat dilakukan dengan supply dan demand.

$$Peluang = Demand - Supply$$

$$Peluang = (239.156 - 92.987) \text{ ton/thn}$$

$$Peluang = 146.169 \text{ ton/tahun}$$

Pada perhitungan tersebut, maka didapatkan nilai kapasitas peluang sebesar 146.169 ton/tahun, sehingga kapasitas perancangan pabrik asam asetat pada tahun 2027 ditetapkan dengan diambil 70% dari besarnya peluang sehingga mendapatkan kapasitas sebesar 102.000 ton/tahun.

Perhitungan diatas merupakan perhitungan menentukan kapasitas pabrik asam asetat yang akan didirikan pada tahun 2027 dengan kapasitas sebesar 102.000 ton/tahun. Pada kapasitas 102.000 ton/tahun sudah dapat memenuhi kebutuhan asam asetat didalam negeri. Pabrik asam asetat yang akan didirikan ini juga diharapkan bisa membantu perekonomian Indonesia.

1.3. Tinjauan Pustaka

Asam asetat dalam ilmu kimia disebut *acetic acid* atau *acidum aceticum*, akan tetapi dikalangan masyarakat asam asetat disebut dengan cuka atau asam cuka (Agus, dkk, 1993). Sifat fisika dan sifat kimia asam asetat:

- a. Sifat Fisika

Sifat fisika asam asetat adalah tidak berwarna, bau menyengat, berbentuk cairan jenuh, berasa asam mempunyai titik didih 117,9°C dan titik beku 16,6°C serta larut dalam alkohol, air dan eter. Asam asetat tidak larut dalam karbon sulfida. Asam asetat dibuat dengan fermentasi alkohol oleh bakteri *acetobacter* untuk pembuatan dalam cuka makan (Sarsojoni, 1996). Asam asetat mempunyai rumus molekul cc dengan bobot molekul 60,05 g/mol (DepkesRI, 1995).

b. Sifat Kimia

Asam asetat mudah menguap diudara terbuka, dapat menyebabkan korosif pada logam dan mudah terbakar. Asam asetat mengandung tidak kurang dari 36%b/b dan tidak lebih dari 37%b/b C₂H₄O₂. Asam asetat larut dalam air dengan suhu 20°C, etanol 9,5% pekat serta gliserol pekat. Asam asetat jika diencerkan tetap bereaksi asam. Penetapan kadar asam asetat biasanya menggunakan basa natrium hidroksida dimana 1 ml natrium hidroksida 1 N setara dengan 60,05 mg CH₃COOH (DepkesRI, 1994).

1.3.1. Proses Produksi Asam Asetat

Proses pembuatan asam asetat pada industri yaitu dapat dilakukan dengan beberapa cara sebagai berikut:

1. Proses Karbonilasi Metanol

Asam asetat dapat dibuat dengan metode karbonilasi secara langsung terhadap metanol dengan reaksi sebagai berikut:



Proses karbonilasi metanol dapat dilakukan pada reaktor *fixed bed multitube* yang beroperasi pada suhu 200°C dan pada tekanan 600 atm. Proses karbonilasi metanol dibagi menjadi dua yaitu proses Monsanto dan BASF.

a. Proses BASF

Suatu campuran gas yang terdiri dari 90-95% karbon monoksida, 0-5% hidrogen dan 5% metanol yang dilewatkan dalam reaktor berisi katalis *cobalt iodide* dengan yield 90% (Maitlis, P. M., dkk., 1996).

b. Proses Monsanto

Proses Monsanto ini serupa dengan proses BASF tetapi memiliki perbedaan pemakaian katalis yaitu rhodium kompleks dengan suhu operasi yang dapat diturunkan menjadi 150-200 °C dan tekanan operasi diturunkan menjadi 30-60 atm dengan yield 99% (Maitlis, P. M., dkk., 1996).

2. Proses Oksidasi Asetaldehide

Asam asetat dapat dibuat dengan cara mengoksidasikan asetaldehide pada fase cair. Asetaldehid dioksidasikan dengan oksigen dari udara dengan memakai perbandingan 4 mol udara yang masuk untuk setiap 1 mol asetaldehid. Reaksi tersebut dapat terjadi dalam reaktor dengan tekanan 10 atm dan suhu 70 - 90C. Dan pada reaksinya menggunakan katalis Mangan Asetat. Reaksi yang terjadi dalam reaktor sebagai berikut:

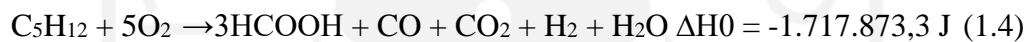
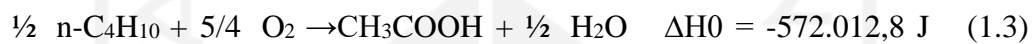


Oksigen dan asetaldehid yang tidak ikut bereaksi akan dimasukkan ke scrubber dengan bantuan air dari bagian atas scrubber sehingga terjadi pelepasan nitrogen ke

atmosfer, dan larutan asetaldehid akan keluar pada bagian bawah scrubber dan menuju kolom untuk direcovery. (Ulrich, G.D., 1984).

3. Proses Oksidasi Hidrokarbon (n-Butana)

Pada proses ini pembuatan asam asetat dilakukan dalam fase cair dan menggunakan katalis Cobalt agar dapat mempercepat reaksi. Udara yang terdapat pada proses akan digelembungkan melalui larutan pada tekanan 45 atm dan suhu 170C. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Pada proses ini oksigen yang akan dioksidasi diambil dari udara dengan perbandingan 5,8 bagian udara yang masuk untuk setiap 1 bagian butana. asam asetat yang keluar dari reaktor akan didinginkan kedalam cooler kemudian dialirkan ke separator untuk dipisahkan kandungan gas dan sisa butana yang tidak ikut bereaksi. Gas akan dibuang ke atmosfer sedangkan butana akan direcycle ke reaktor lagi untuk bahan baku, selanjutnya dilakukan proses purifikasi asam asetat dalam kolom distilasi sehingga didapatkan asam asetat dengan kemurnian 99% dan produk samping berupa formiat. (Ulrich, G.D., 1984).

Tabel 1. 5 Pertimbangan Pemilihan Proses Pembuatan Asam Asetat

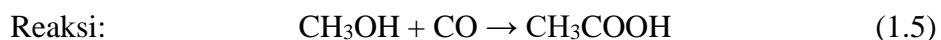
No	Perbandingan	Karbonilasi Metanol	
		BASF	Monsanto
1	Bahan Baku	Metanol dan CO	Metanol dan CO
2	Kondisi Operasi	523 K, 650 atm	433 - 463 K, 30 atm
3	Katalis	Cobalt (Co)	Rhodium (Rh)
4	Yield	90%	99%
5	Konversi	-	90%
6	Biaya Operasi	Tinggi	Tinggi
7	Biaya Investasi	Rendah	Rendah

Dari kedua proses pembuatan asam asetat diatas, maka kita memilih proses Monsanto untuk pembuatan asam asetat dengan pertimbangan-pertimbangan yang telah ditentukan sebagai berikut:

1. Nilai Yield reaksi yang tinggi (99%)
2. Bahan baku didapatkan dengan mudah dan murah dikarenakan diperoleh dari dalam negeri
3. Proses yang dilakukan pada tekanan yang tidak terlalu tinggi sebesar 30 atm

1.4. Tinjauan Termodinamika

Untuk menentukan sifat reaksi dalam proses berjalan secara eksotermis atau endotermis dengan menghitung panas pembentukan standar ($\Delta H^{\circ}f$) pada tekanan 1 atm dan suhu 298 K dari reaktan dan produk:



Dari tabel entalpi pembentukan pada 298 K, diketahui (Yaws, 1999):

Tabel 1. 6 Data Entalpi Pembentukan Pada 298 K

Komponen	Harga ΔH_f , 298 K (kJ/mol)	Harga ΔG , 298 K (kJ/mol)
Metanol (CH ₃ OH)	-201.17	-162.51
Karbon Monoksida (CO)	-110.54	-137.28
Asam Asetat (CH ₃ COOH)	-434.82	-376.69

$$\Delta H_{f298} \text{ CH}_3\text{OH} = -201.17 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ CO} = -110.54 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{f298} \text{ CH}_3\text{COOH} = -434.82 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^0_{\text{reaksi}} &= \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (-434.82 \text{ kJ/mol}) - (-201.17 + (-110.54)) \text{ kJ/mol} \\ &= -123,11 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Dari perhitungan $\Delta H^0_{\text{reaksi}}$ diatas, maka dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan asam asetat bersifat **eksotermis**.

Dari tabel energy Gibbs pembentukan gas pada 298 K, diketahui (Yaws, 1999):

$$\Delta G_{298} \text{ CH}_3\text{OH} = -162.51 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_{298} \text{ CO} = -137.28 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_{298} \text{ CH}_3\text{COOH} = -376.69 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta G^0_{\text{reaksi}} &= \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (-162.51) \text{ kJ/mol} - (-137.28 + (-376.69)) \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$= -76,9 \text{ kJ/mol}$$

$$\ln K = -\frac{\Delta G^0_f}{RT}$$

Keterangan: K: Konstanta kesetimbangan pada 298 K

ΔG^0_f : Energi bebas Gibbs standar (kJ/mol)

T: Temperatur (K)

R: Ketetapan gas (kJ/mol K)

$$\begin{aligned} \ln K &= -\frac{-76,9 \left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}}\right)}{8,314 \times 10^{-3} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{molK}}\right) \times 298 \text{K}} \\ &= 31,038 \end{aligned}$$

$$K = 3,018 \times 10^{13}$$

Untuk mengetahui apakah pada Toperasi = 448.15 K = 175°C berjalan secara reversible atau irreversible, dapat dihitung menggunakan persamaan Van't Hoff:

$$\ln \frac{K_{\text{operasi}}}{K_{298}} = -\frac{\Delta H}{R} \times \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$$

$$\ln \frac{K_{\text{operasi}}}{3,018 \times 10^{13}} = -\frac{(-123.11)}{8,314} \times \left(\frac{1}{448.15} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K_{\text{operasi}}}{(3,018 \times 10^{13})} = -0.01664$$

$$\frac{K_{\text{operasi}}}{3,018 \times 10^{13}} = 0,9835$$

$$K_{\text{operasi}} = 2.97 \times 10^{13}$$

Karena konstanta kesetimbangan (K) > 1 , hal ini berarti reaksi berjalan irreversible (searah).

1.5. Tinjauan Kinetika

Konstanta kecepatan reaksi pembuatan asam asetat dapat dinyatakan dalam persamaan:

$$k = A \times e^{\left(-\frac{E}{R \times T}\right)}$$

Keterangan : k : konstanta kecepatan reaksi

A : *pre exponential factor* (1/jam)

E_a : energi aktivasi (kkal/kmal)

R : tetapan gas (kkal/mol.K)

T : suhu operasi (K)

$$k = (2,57 \times 10^{10}) \times e^{\left(\frac{-22}{(1,987 \times 10^{-3}) \times 448,15}\right)}$$

$$k = 0,479$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Tabel 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Parameter	Bahan Baku		Produk
	Methanol	Karbon Monoksida	Asam Asetat
Rumus Molekul	CH ₃ OH	CO	CH ₃ COOH
Kondisi	Cair	Gas	Cair
Kemurnian	99%	95%	99%
Berat Molekul	32,04 g/mol	28 g/mol	60,05 g/mol
Titik Didih (1 atm)	64,7°C	-191,5°C	117,9°C
Titik Beku/Titik Leleh	-97,8°C	-205,1°C	16,6°C
Titik Nyala	9,7°C	-	39°C
Tekanan Uap	92 mmHg (20°C)	-	15,73 mmHg (20°C)
Densitas	786 kg/m ³	1.250 g/L	1.051 kg/m ³
Suhu Kritis	239,43°C	-139.8°C	322°C
Tekanan Kritis	78.5 atm	34.5 atm	44.7 atm
Kelarutan Dalam Air	1000 g/l	41 g/l	602.9 g/l

Sumber: MSDS, PubChem, 2021

2.2. Spesifikasi Katalis dan Katalis Promotor

Tabel 2.2 Spesifikasi Rhodium dan Metil Iodida

Parameter	Katalis	Katalis Promotor
	Rhodium	Metil Iodida
Rumus Molekul	Rh	CH ₃ I
Warna	Putih Keperakan	Tidak Berwarna
Berat Molekul	102,905 g/mol	141,939 g/mol
Titik Didih	3695°C	42.5°C
Titik Beku/Titik Leleh	1965°C	-66.5°C
Densitas	12.4	2.3
Kapasitas Kalor	24.98 J/mol.K	82.75 J/mol.K

Sumber: MSDS, 2021

Pada masing-masing bahan dan produk. Identifikasi hazard bahan dalam proses pengelolaannya yang dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2.3 Identifikasi Hazard Bahan Kimia dan Pengelolaannya

Komponen	Hazard						
	<i>Explosive</i>	<i>Flammable</i>	<i>Toxic</i>	<i>Corrosive</i>	<i>Irritant</i>	<i>Oxidizing</i>	<i>Radioactive</i>
Metanol		✓	✓				✓
Karbon Monoksida		✓	✓				✓
Asam Asetat		✓		✓			
Rhodium							✓

2.3. Pengendalian Kualitas

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi diperlukan pengujian pada bahan baku. Proses ini bertujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan didalam desain produksi. Standar evaluasi yang digunakan untuk kualitas bahan baku adalah ASTM 1972.

2.3.2. Pengendalian Kualitas Produk

Perlu dilakukan pengawasan dan pengendalian produksi yang dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan hal ini dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi, maupun produk penunjang mutu proses. semua pengawasan yang dilakukan dapat dilakukan analisis di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

2.3.3. Pengendalian Proses

Pengawasan dan pengendalian saat jalannya proses dilakukan dengan alat yang berpusat di control room, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi kesalahan indikator yang telah ditetapkan atau disett baik itu *flow rate* bahan baku, produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa: lampu nyala, bunyi alarm dan lainnya. Bila terjadi kesalahan, maka kesalahan tersebut harus dikembalikan pada kondisi default baik secara manual maupun otomatis. Beberapa

alat kontrol yang digunakan yaitu kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus digunakan antara lain:

a. *Level control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan maka akan timbul tanda isyarat berupa alarm dan lampu.

b. *Temperature control*

Merupakan alat yang dipasang didalam setiap alat proses. sama halnya dengan *level control*, apabila belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan maka akan timbul tanda isyarat berupa suara dan lampu.

c. *Flowrate control*

Merupakan alat yang berfungsi untuk mengatur aliran masuk dan aliran keluar proses.

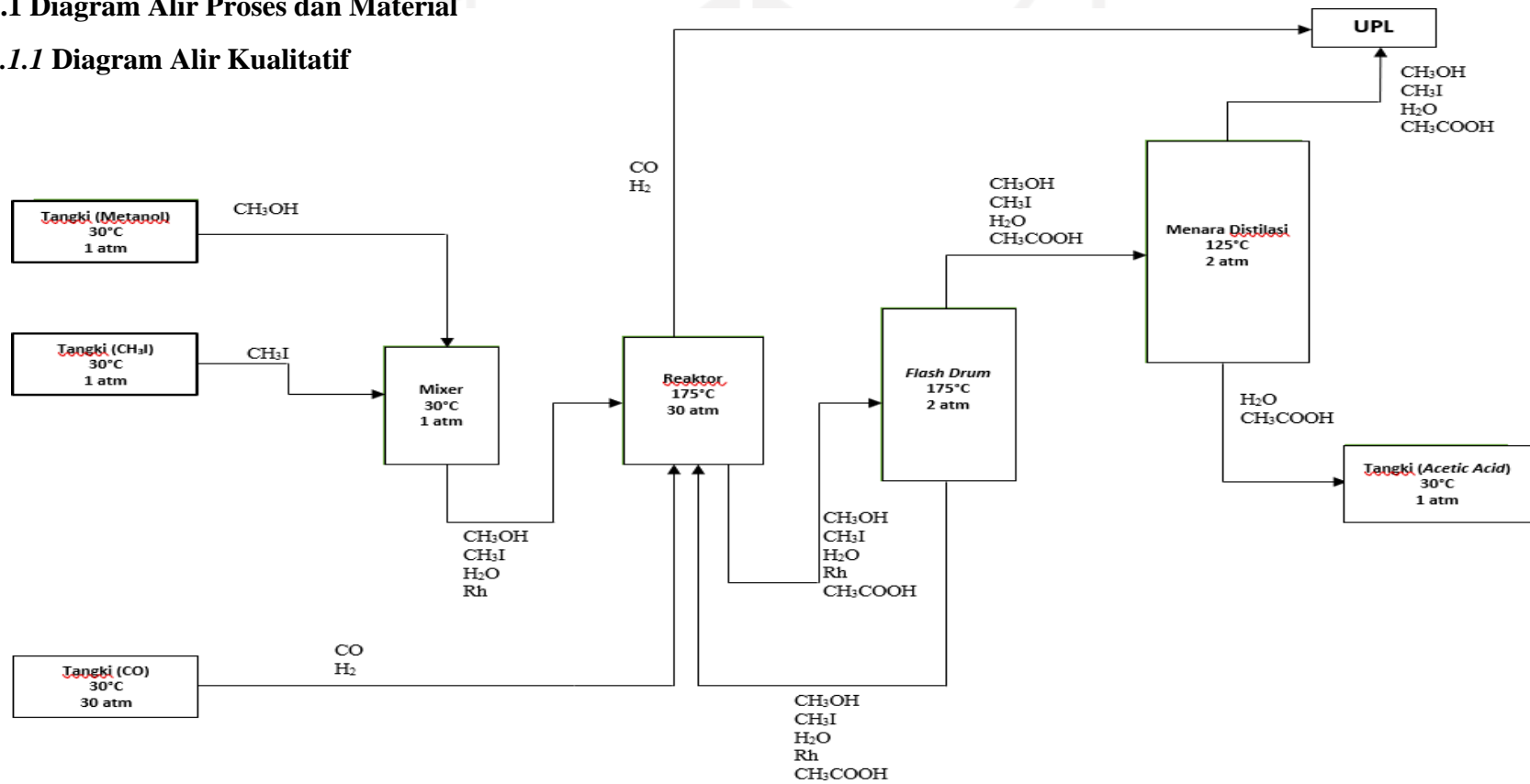
d. *Pressure control*

Merupakan alat yang berfungsi untuk mengatur tekanan masuk dan keluar proses, apabila belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan maka akan timbul tanda isyarat berupa suara dan nyala lampu.

BAB III PERANCANGAN PROSES

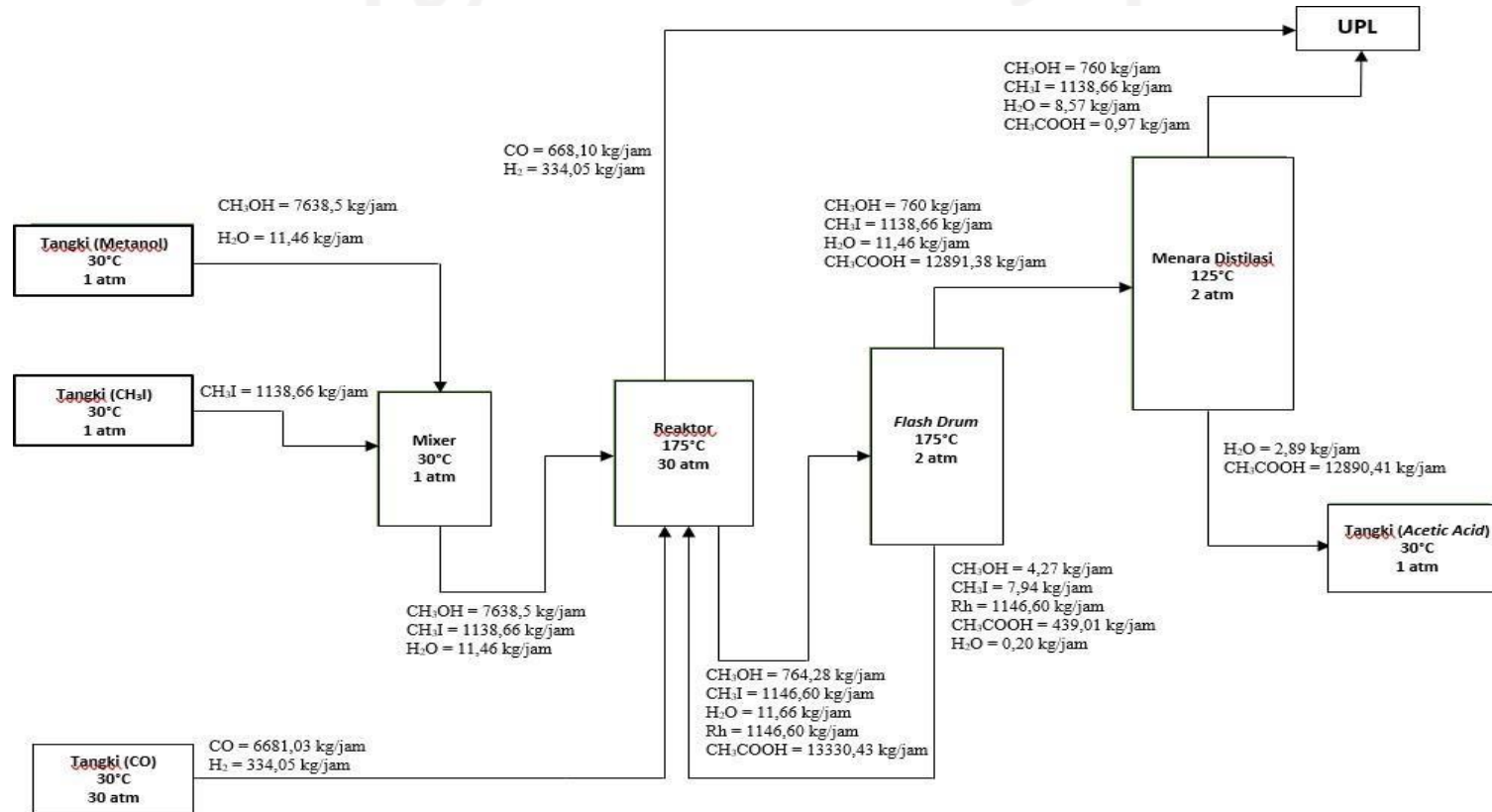
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Proses produksi asam asetat dari methanol dan karbon monoksida secara umum dapat dibagi menjadi lima tahapan, yaitu:

3.2.1. Tahap Penyimpanan Bahan Baku

Produksi asam asetat dengan kapasitas 102.000 ton/tahun menggunakan bahan baku metanol yang memiliki kemurnian 99,85% dengan impuritis air 0,15% disimpan dalam fase cair dengan kondisi temperatur 30°C dan tekanan 1 atm pada tangki penyimpanan (TK-01) dan bahan baku karbon monoksida yang memiliki kemurnian 95% dengan impuritis hidrogen 5% dalam fase gas dengan kondisi temperatur 30°C dan tekanan 30 atm pada tangka penyimpanan (TK-03).

3.2.2. Tahap Persiapan Bahan Baku

Metanol dari tangki (TK-01) dipompa (P-01) untuk mengalirkan bahan baku menuju *mixer* (M-01) yang berfungsi untuk mencampurkan bahan baku metanol dengan katalis promotor yaitu *metal iodide*. Kemudian, dialirkan menggunakan pompa (P-03) dan dipanaskan menggunakan *heater* (E-01) untuk dinaikkan suhunya menjadi 175°C kemudian diumpankan meggunakan pompa (P-04) dengan tekanan 30 atm menuju reaktor (R-01). Sedangkan, karbon monoksida yang disimpan ditangki penyimpanan (TK-03) dinaikan suhunya menjadi 175°C menggunakan *heater* (E-02) kemudian diumpankan menuju reaktor (R-01).

3.2.3. Tahap Pembentukan Produk

Pembentukan asam asetat dari metanol dan karbon monoksida terjadi di dalam reaktor *Bubble Column* (R-01). Reaksi terjadi pada fase cair-gas dengan kondisi

operasi pada tekanan 30 atm dan temperatur 175°C. Reaksi ini bersifat eksotermis, sehingga untuk mempertahankan kondisi operasi di reaktor maka diperlukan adanya pendingin. Produk berupa uap keluar dari reactor sebagai *flue* gas utilitas. Produk berupa cairan dari reactor akan diturunkan tekanannya menggunakan *expansion valve* (EV-01) menjadi 2 atm.

3.2.4. Tahap Pemisahan Produk

Produk keluaran reactor diumpankan ke flash drum (FD-01) yang berfungsi untuk memisahkan katalis *rhodium*. Produk keluaran *flash drum* berupa cairan (*bottom*) akan *direcycle* kembali ke dalam reaktor (R-01) dan produk berupa uap (*top*) dari *flash drum* akan diumpankan dan diturunkan suhunya menggunakan *cooler* (E-04) menjadi 125°C yang kemudian diumpankan ke Menara distilasi (MD-01).

3.2.5. Tahap Pemurnian Produk

Pada menara distilasi dilakukan pemisahan terhadap bahan baku metanol, metil iodida dan H₂O yang masih terbawa ke dalam asam asetat dan memurnikan produk hingga mencapai kemurnian 99,98 % dengan sedikit *impurities*. Bahan baku dan katalis CH₃I yang masih terbawa dipisahkan dan akan menjadi *top product* dari menara distilasi berupa uap. Sedangkan hasil bawah menara distilasi (MD-01) yaitu asam asetat dengan kemurnian 99,98 % akan di tampung dalam tangki penyimpanan produk (TK-04).

3.3 Spesifikasi Alat Utama

3.3.1 Spesifikasi Mixer (M-01)

Tabel 3.1 Spesifikasi Mixer

Spesifikasi Umum	
Kode	: M-01
Fungsi	: Mencampur bahan baku agar suhu merata
Jenis	: <i>Thorispherical head and bottom</i>
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 180.000
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 30 °C
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Tinggi Mixer	: 2,817 m
Diameter Mixer	: 1,981 m
Volume Mixer	: 7,155 m ³
Tinggi Shell	: 1,981 m
Diameter Shell	: 1,981 m
Volume Shell	: 5,524 m ³
Tebal Shell	: 0,25 in
Tebal Head	: 0,313 in
Dimensi Pengaduk	
Jenis	: Turbin dengan 6 blade disk standar
Jumlah Pengaduk	: 1
Diameter Pengaduk	: 0,660 m
Putaran Pengaduk	: 155 rpm
Power	: 30 HP

3.3.2 Spesifikasi Reaktor (R-01)

Tabel 3.2 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi Umum	
Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan Bahan Baku Metanol dengan Karbon Monoksida

Spesifikasi Umum	
Jenis	: <i>Bubble Coloum Reaktor</i>
Jumlah	: 1 Buah
Harga	: \$ 197.000
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 30 atm
Temperatur	: 175 °C
Kondisi Proses	: <i>Continuous</i>
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Type 304</i>
Diameter (ID) shell	: 1,405 m
Tebal <i>Shell</i>	: 1,250 in
Tinggi Total	: 5,762 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Thorisperical</i>
Spesifikasi Khusus	
Pendingin	: Koil
Jenis	: <i>Coil Helix</i>
Sch. No	: 40
ID	: 2,469 in
OD	: 2,88 in
Panjang Koil	: 105,412 m
Jumlah Lilitan	: 30 lilitan

3.3.3. Spesifikasi *Flash Drum* (FD-01)

Tabel 3.3 Spesifikasi *Flash Drum*

Spesifikasi Umum	
Kode	: FD-01
Fungsi	: Memisahkan kandungan Rh dari campurannya
Jenis	: <i>Torispherical head and bottom</i>
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	
Tekanan	: 2 atm
Temperatur	: 175 °C
Konstruksi dan Material	
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Type 304</i>
Spesifikasi	

Spesifikasi Umum

- Diameter	: 1,897 m
- Tebal <i>Shell</i>	: 0,250 in
- Tebal <i>Head</i>	: 0,250 in
- Tinggi <i>Head</i>	: 0,474 m
- Tinggi Total	: 8,538 m

3.3.4. Spesifikasi Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 3.4 Spesifikasi Menara Distilasi

Spesifikasi Umum

Kode	: MD-01
Fungsi	: Memisahkan dan Memurnikan Asam Asetat dari Zat Pengotor
Jenis	: <i>Multistage Distillation</i>
Tipe	: <i>Tray Distillation Columns</i>
Jumlah	: 1 Buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Type 304</i>
Kondisi Operasi	
- Tekanan Umpan	: 2 atm
- Tekanan Atas	: 2,31 atm
- Tekanan Bawah	: 2,85 atm
- Temperatur Umpan	: 125 °C
- Temperatur Atas	: 81 °C
- Temperatur Bawah	: 148 °C
Spesifikasi <i>Shell</i>	
Diameter	: 3,015 m
Tinggi	: 18,594 m
Tebal	: 0,313 in
Material	:
<i>Head</i>	
Jenis	: <i>Thorispherical</i>
Tebal	: 0,599 m
Material	
Tipe <i>tray</i>	
<i>Jenis tray</i>	: <i>Sieve</i>
<i>Hole pitch</i>	: 19 mm
Jumlah <i>plate</i> aktual	: 30 buah

Spesifikasi Umum	
Diameter <i>tray</i>	: 3,015 m
Diameter <i>hole</i>	: 5 mm
<i>Tray thickness</i>	: 3 mm
<i>Tray spacing</i>	: 0,450 m
Jumlah lubang	: 130 buah
Harga	\$ 748.000

3.4 Spesifikasi Alat Pendukung

Alat pendukung terdiri dari tangki penyimpanan, *condenser*, *reboiler*, *expander*, akumulator, *heater*, *cooler*, kompresor, dan *screw conveyor*.

3.4.1 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Tabel 3.5 Spesifikasi Penyimpanan Bahan

Kode	TK-01	TK-02	TK-03	TK-04
Fungsi	Menyimpan bahan baku CH ₃ OH	Menyimpan bahan baku CH ₃ I	Menyimpan gas CO	Menyimpan produk CH ₃ COOH
Jenis	Tangki silinder <i>vertical flat bottom</i> dan <i>conical head</i>	Tangki silinder <i>vertical flat bottom</i> dan <i>conical head</i>	<i>Spherical tank</i>	Tangki silinder <i>vertical flat bottom</i> dan <i>conical head</i>
Jumlah			1 buah	
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 Grade C			Stainless steel SA 167 Type 304
Volume (m³)	28.136,756	1.466,192	7.073,318	25.145,627
Tekanan	1 atm	1 atm	30 atm	1 atm

Kode	TK-01	TK-02	TK-03	TK-04
Suhu	30 °C	30 °C	30 °C	35 °C
Diameter	48.768 m	18.288 m	23.820 m	48.768 m
Tinggi total	18.288 m	7.315 m	11.910 m	18.288 m
Course plate	10	4	-	10
Tebal Shell				
- <i>Course 1</i>	0.3125 in	0.25 in		0.25 in
- <i>Course 2</i>	0.3125 in	0.1875 in		0.25 in
- <i>Course 3</i>	0.25 in	0.1875 in		0.25 in
- <i>Course 4</i>	0.25 in	0.1875 in		0.25 in
- <i>Course 5</i>	0.25 in			0.25 in
- <i>Course 6</i>	0.25 in		9,741 in	0.25 in
- <i>Course 7</i>	0.1875 in			0.1875 in
- <i>Course 8</i>	0.1875 in			0.1875 in
- <i>Course 9</i>	0.1875 in			0.1875 in
- <i>Course 10</i>	0.1875 in			0.1875 in
Tinggi puncak head	31.880 in	12.264 in	-	33.385 in
Tebal head	0.1875 in	0.1875 in	-	0.1875 in

3.4.2 Spesifikasi *Heat Exchanger*

Tabel 3.6 Spesifikasi *Heat Exchanger*

Nama dan Kode Alat	Heater (E-01)	Cooler (E-04)
Fungsi	Menaikkan suhu keluaran <i>Mixer</i> (M-01) menuju Reaktor (R-01) dari 30 °C ke 175 °C	Menurunkan temperatur aliran keluar <i>Flash Drum</i> (FD-01) dari 175 °C menjadi 125 °C untuk diumpankan ke Menara Distilasi (MD-01)
Tipe	<i>Double Pipe Exchanger</i>	

Nama dan Kode Alat	Heater (E-01)	Cooler (E-04)
Kondisi Operasi		
- <i>Hot fluid</i>	200 °C	175 °C – 125 °C
- <i>Cold fluid</i>	30 °C – 175 °C	30 °C – 105 °C
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel</i>	
Spesifikasi annulus		
- IPS	4 in	4 in
- OD	4,50 in	4,50 in
- ID	4,026 in	4,026 in
- Sch. No.	40	40
- <i>Pressure drop</i>	0,005 psi	0,0214 psi
Spesifikasi inner pipe		
- IPS	3 in	3 in
- OD	3,50 in	3,50 in
- ID	3,068 in	3,068 in
- Sch. No.	40	40
- <i>Pressure drop</i>	0,005 psi	0,2494 psi
<i>Dirt factor</i>	0,0036	0,0046
<i>Required Surface</i>	113,301 ft ²	45,882 ft ²

Tabel 3.7 Spesifikasi *Heat Exchanger* (Lanjutan)

Nama dan Kode Alat	Heater (E-102)	Cooler (E-103)	Cooler (E-105)
Fungsi	Menaikkan temperatur aliran keluar Tangki Penyimpanan (TK-03) dari 30 °C menjadi 175 °C untuk diumpankan ke Reaktor (R-01)	Menurunkan Suhu Keluaran Reaktor ke UPL dari 30 °C menjadi 175 °C	Menurunkan temperatur aliran keluar <i>Reboiler</i> (RB-01) dari 151 °C menjadi 30 °C untuk diumpankan ke Tangki Asam Asetat (TK-04)

Tipe

Shell and Tube Exchanger



Kondisi Operasi

- <i>Hot fluid</i>	200 °C	175 °C – 30 °C	151 °C – 35 °C
- <i>Cold fluid</i>	30 °C – 175 °C	15 °C – 65 °C	15 °C – 65 °C

Bahan Kontruksi

Stainless Steel

Spesifikasi <i>shell</i>	Fluida dingin	Fluida panas	Fluida panas
- IPS	0,75 in	0,75 in	0,75 in
- ID	19 1/4 in	19 1/4 in	35 in
- <i>Passes</i>	2	2	2
- <i>Baffle space</i>	14,4375 in	14,4375 in	26,25 in
- <i>Pressure drop</i>	0,0351 psi	0,0017 psi	0,0050 psi
Spesifikasi <i>tube</i>	Fluida panas	Fluida dingin	Fluida dingin
- IPS	0,75 in	0,75 in	0,75 in
- B.W.G	16	16	10
- ID	0,62 in	0,62 in	0,48 in
- Panjang	16	16	16
- <i>Pitch (triangular)</i>	1 in	1 in	1 in
- Jumlah <i>tube</i>	92	68	134
- <i>Pressure drop</i>	0,0091 psi	0,1988 psi	5,2318 psi
<i>Dirt factor</i>	0,6947	0,0161	0,0042

3.4.3 Spesifikasi Akumulator (ACC-01)

Tabel 3.8 Spesifikasi Akumulator

Kode	ACC-01
Fungsi	Untuk menampung distilat yang keluar dari MD-01
Jenis	<i>Horizontal Cylinder</i>
Jumlah	1
Kondisi Operasi	
Temperature	54,596 °C
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel SA 167 Type 304</i>
Kapasitas	1,666 m ³
Dimensi Shell	
Diameter	0,9557 m

Kode	ACC-01
Panjang	1,9115 m
Tebal	0,1875 in
Dimensi Head	
Diameter	0,9557 m
Panjang	0,1519 m
Tebal	0,1875 in
Panjang Total	2,2153 m

3.4.4 Spesifikasi *Expander* (EXP-01)

Tabel 3.9 Spesifikasi *Expander*

Nama kode	<i>Expander</i> (EX-01)
Fungsi	Menurunkan tekanan <i>output</i> reaktor (R-01) untuk diumpankan menuju UPL
P in	30 atm
P out	1 atm
Jenis	<i>Centrifugal Expander</i>
Power	20 HP

3.4.5 Spesifikasi Pompa

Tabel 3.10 Spesifikasi Pompa

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan <i>output</i> TK-01 ke M-01	Mengalirkan <i>output</i> TK-02 ke M-01	Mengalirkan <i>output</i> M-01 ke <i>Heater</i> (E-01)	Mengalirkan aliran keluaran <i>Heater</i> (E-01) Menuju Reaktor	Mengalirkan dan menaikkan tekanan <i>output</i> <i>bottom</i> FD-01 menuju <i>Heater</i> (E-04)	Mengalirkan <i>output</i> akumulator (ACC-01) ke MD-01
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>					

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>					
Kapasitas	12,035 m ³ /jam	0,611 m ³ /jam	5,524 m ³ /jam	5,524 m ³ /jam	0,333 m ³ /jam	4,394 m ³ /jam
Dimensi						
- NPS	2,5 in	0,75 in	2 in	2 in	0,75 in	2 in
- OD	2,88 in	1,05 in	2,38 in	2,38 in	1,05 in	2,38 in
- ID	2,323 in	0,742 in	1,939 in	1,939 in	0,742 in	1,939 in
- Sch No.	80	80	80	80	80	80
Power Pompa	1,306 HP	0,132 HP	0,595 HP	0,289 HP	0,282 HP	0,303 HP
Power Motor	2 HP	0,167 HP	0,75 HP	0,75 HP	0,5 HP	0,5 HP

Tabel 3.11 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Kode	P-07	P-08	P-09	P-10
Fungsi	Mengalirkan dan menurunkan tekanan <i>output</i> Akumulator (ACC-01)	Mengalirkan <i>output</i> bawah MD-01 ke <i>Reboiler</i> (RB-01)	Mengalirkan <i>output</i> EV-02 menuju <i>cooler</i> (E-08)	Mengalirkan <i>output cooler</i> (E-05) menuju tangki penyimpanan (TK-04)
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>			
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>			
Kapasitas	2,019 m ³ /jam	22,310 m ³ /jam	5,907 m ³ /jam	14,892 m ³ /jam
Dimensi				
- NPS	1,3 in	4 in	2 in	3 in
- OD	1,66 in	4,50 in	2,38 in	3,50 in
- ID	1,278 in	3,826 in	1,939 in	2,90 in
- Sch No.	80	80	80	80
Power Pompa	0,143 HP	2,205 HP	0,763 HP	1,699 HP
Power Motor	0,250 HP	3 HP	1,5 HP	3 HP

3.4.6 Spesifikasi *Expansion Valve*

Tabel 3.12 Spesifikasi *Expansion Valve*

Nama Kode	<i>Expansion Valve (EV-01)</i>	<i>Expansion Valve 2 (EV-02)</i>
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran <i>Bottom</i> Reaktor (R-01) 30 atm menjadi 1 atm untuk diumpankan ke <i>Cooler (E-03)</i>	Menurunkan tekanan keluaran <i>Reboiler MD (RB-01)</i> 3 atm menjadi 1 atm untuk diumpankan ke Tangki penyimpanan (TK-04)
Jenis	<i>Globe Valve</i>	
Kapasitas	18628,358 kg/jam	12878,794 kg/jam
Perubahan Tekanan	30 atm – 2 atm	3 atm – 1 atm
Dimensi		
- NPS	1,5 in	2 in
- OD	1,9 in	2,38 in
- ID	1,61 in	2,067 in
- Sch No.	40	40
Panjang Ekuivalen	70 ft	60 ft
Bahan Konstruksi	<i>Commercial steel</i>	

3.5 Neraca Massa

3.5.1 Neraca Massa Mixer

Tabel 3.11 Neraca Massa Mixer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (Kg/Jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 4
CH ₃ OH	7.638,5		7.638,5
H ₂ O	11,46		11,46
CH ₃ I		1.138,66	1.138,66
CH ₃ COOH			
Total	8.788,62		8.788,62

3.5.2 Neraca Massa Reaktor

Tabel 3.12 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (Kg/jam)			Output (Kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 8	Arus 5	Arus 6
CH ₃ OH		7.638,50	4,27		764,28
H ₂ O		11,46	0,20		11,66
Rh			1.146,60		1.147,60
CH ₃ I		1138,66	7,94		1.147,60
CH ₃ COOH			439,01		13.330,43
CO	6.681,03			668,10	
H ₂	334,05			334,05	
Total		17.401,72		17.401,72	

3.5.3 Neraca Massa Flash Drum

Tabel 3.13 Neraca Massa *Flash Drum*

Komponen	<i>Input</i>	<i>Output (kg/jam)</i>		
	<u>(kg/jam)</u>	Arus 6	Arus 7	Arus 8
CH ₃ OH	764,28	760	4,28	
H ₂ O	11,66	11,46	0,20	
Rh	1.146,60		1.146,60	
CH ₃ I	1.146,60	1.138,66	7,94	
CH ₃ COOH	13.330,43	12.891,42	439,01	
Total	16.399,56	16.399,56		

3.5.4 Neraca Massa Menara Distiasi

Tabel 3.14 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	Arus 7	Arus 9	Arus 10
CH ₃ OH	760	760	
H ₂ O	11,46	8,57	2,89
CH ₃ I	1.138,66	1.138,66	
CH ₃ COOH	12.891,42	0,97	12.890,45
Total	14.801,50	14.801,50	

3.5.7 Neraca Massa Total

Tabel 3.17 Neraca Massa Total

Komponen	<i>Input (kg/jam)</i>	<i>Output (kg/jam)</i>	
	<i>Umpan (kg/jam)</i>	<i>Produk (kg/jam)</i>	<i>Limbah (kg/jam)</i>
CH ₃ OH	7.638,5		760
H ₂ O	11,46	2,89	8,57
CH ₃ I	1.138,66		1138,66
CH ₃ COOH		12.890,45	0,97
CO	6.681,03		668,10
H ₂	334,05		334,05
Total	15.803,70	15.803,70	

3.6 Neraca Panas

3.6.1 Neraca Panas Mixer

Tabel 3.18 Neraca Panas Mixer

Komponen	<i>Qinput (kJ/jam)</i>	<i>Qoutput (kJ/jam)</i>
CH ₃ OH	95.639,172	95.639,172
H ₂ O	240,141	240,141
Rh	2.604,478	2.604,478
CH ₃ I	3.361,545	3.361,545
CH ₃ COOH		
Total	101.845,335	101.845,335

3.6.2 Neraca Panas Reaktor

Tabel 3.19 Neraca Panas Reaktor

Komponen	<i>Qinput (kJ/jam)</i>	<i>Qoutput (kJ/jam)</i>
CH ₃ OH	3.211.563,030	321.156,303
H ₂ O	12.810,941	12.810,941
Rh	86.836,463	86.836,463

Komponen	<i>Qinput</i> (kJ/jam)	<i>Qoutput</i> (kJ/jam)
CH ₃ I	226.567,818	226.567,818
CH ₃ COOH	132.742,488	4.668.965,055
CO	1.047.273,745	104.727,375
H ₂	721.218,877	721.218,877
Panas Reaksi	-5.997.890,680	
Panas Pendingin		-6.701.160,150
Total	-558.877,317	-558.877,317

3.6.3 Neraca Panas *Flash Drum*

Tabel 3.20 Neraca Panas *Flash Drum*

Komponen	<i>Qinput</i> (kJ/jam)	<i>Qoutput</i> (kJ/jam)
CH ₃ OH	260.679,051	260.679,051
H ₂ O	10.591,315	10.591,315
Rh	71.964,012	71.964,012
CH ₃ I	152.748,613	152.748,613
CH ₃ COOH	3.821.514,955	3.821.514,956
Total	4.317.497,946	4.317.497,947

3.6.4 Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 3.21 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	<i>Qinput</i> (kJ/jam)	<i>Qoutput</i> (kJ/jam)
CH ₃ OH	203.126,726	56.860,887
H ₂ O	8.312,685	3.522,246
CH ₃ I	143.067,841	39.987,339
CH ₃ COOH	2.925.775,335	3.753.575,827
<i>Qpendingin</i>		-177.746,362
<i>Qsteam</i>	395.917,350	
Total	3.676.199,937	3.676.199,937

3.6.5 Neraca Panas Heater 1 (E-101)

Tabel 3.22 Neraca Panas Heater 1

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
CH ₃ OH	95.639,172	3.212.427,274
H ₂ O	240,141	7.278,821
Rh	1.410,974	43.420,496
CH ₃ I	3.047,955	92.385,373
Qsteam	3.255.173,721	
Total	3.355.511,964	3.355.511,964

3.6.6 Neraca Panas Heater 2 (E-102)

Tabel 3.23 Neraca Panas Heater 2

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
CO	34.628,509	1.047.293,263
H ₂	23.830,346	72.1230,211
Qsteam	1.710.064,619	
Total	1.768.523,474	1.768.523,474

3.6.7 Neraca Panas Cooler 1 (E-103)

Tabel 3.15 Neraca Panas Cooler 1

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
CO	104.729,326	3.462,851
H ₂	721.230,211	23.830,346
Qpendingin		798.666,340
Total	825.959,537	825.959,537

3.6.8 Neraca Panas Cooler 2 (E-104)

Tabel 3.30 Neraca Panas Cooler 3

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
CH ₃ OH	259.804,141	203.457,484
H ₂ O	10.441,772	8.325,329
CH ₃ I	152.155,025	121.314,721
CH ₃ COOH	3.715.713,018	2.930.427,810
Qpendingin		874.588,612
Total	4.138.113,956	4.138.113,956

3.6.9 Neraca Panas Cooler 3 (E-105)

Tabel 3.32 Neraca Panas Cooler 4

Komponen	Qinput (kJ/jam)	Qoutput (kJ/jam)
CH ₃ OH		
H ₂ O	1.403,074	110,694
CH ₃ I		
CH ₃ COOH	3.753.497,044	278.062,334
Qpendingin		3.476.727,089
Total	3.754.900,118	3.754.900,118

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

Sebelum mendirikan pabrik, tata letak peralatan dan fasilitas dalam rancangan pabrik merupakan syarat penting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik yang meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan dan kelistrikan. Hal ini dapat memberikan informasi yang dapat dipercaya terhadap biaya pembangunan dan tempat sehingga diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum mendirikan pabrik.

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik sangat penting, karena berhubungan langsung dengan kemajuan dan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Oleh karena itu, lokasi pendirian pabrik ini sangat menentukan kesuksesan industri baik dalam jangka pendek maupun jangka panjang. Pertimbangan utama, yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan distribusi dan biaya yang minimum dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk kondisi yang aman dalam operasi pabrik dan pengembangan pabrik (Peters and Timmerhaus, 2003). Pabrik Asam Asetat dari Metanol dan Karbon Monoksida ini direncanakan akan didirikan di Bontang, Kalimantan Timur. Penentuan lokasi tersebut berdasarkan dekatnya lokasi dengan bahan baku metanol serta dekat dengan sumber air yang berasal dari sungai Guntung.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian Pabrik di Kota Bontang, Kalimantan Timur

a. Faktor Primer

Beberapa faktor - faktor primer yang mempengaruhi dalam penentuan lokasi pabrik Asam Asetat antara lain :

- Pemasaran

Lokasi pemilihan pabrik di Kota Bontang akan memudahkan dalam pemasaran produk, dikarenakan kebutuhan asam asetat sangat banyak sekali di Indonesia dan banyak pabrik – pabrik yang berdiri di daerah Kalimantan Timur, sehingga pemasaran produk ini cukup menguntungkan. Selain itu, daerah lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan, sehingga mempermudah untuk melakukan ekspor.

- Letak Sumber Penyediaan Bahan Baku

Pabrik Penyediaan bahan baku perlu diperhatikan, karena bahan baku termasuk unit yang sangat penting dan kebutuhan utama bagi kelangsungan serta kelancaran berjalannya suatu produksi. Keuntungan dalam memperoleh bahan baku juga memberikan aspek ekonomis pada industri. Bahan baku utama, yaitu metanol diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri dengan kapasitas sebesar 660.000 ton/tahun dan karbon monoksida diperoleh dari PT. Pupuk Kaltim yang berlokasi di Bontang Kalimantan Timur dengan kemurnian 95%.

- Fasilitas Pengangkutan/Transportasi

Transportasi merupakan salah satu faktor penting dalam pemilihan lokasi pabrik untuk mempermudah lalu lintas produk dan pemasarannya. Pemasaran produk dapat dilakukan melalui jalur darat dan laut, sedangkan untuk transportasi bahan baku melalui PT. Kaltim Metanol Industri dan PT. Pupuk Kaltim yang berada dekat dengan industri.

- Tersedianya Tenaga Kerja

Perekrutan tenaga kerja perlu adanya pertimbangan jumlah, kualitas, keahlian, jumlah upah minimum dan produktifitas tenaga kerja. Hal ini agar tenaga kerja yang dipekerjakan adalah

tenaga kerja yang memiliki kompetensi yang cukup agar proses berjalan dengan baik. Faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja tersebut. Apabila didatangkan dari daerah lain, maka diperlukan adanya peningkatan upah atau penyediaan fasilitas lainnya sebagai daya tarik.

- Utilitas dan Energi

Penyediaan sarana utilitas adalah kebutuhan air dan listrik dapat dipenuhi oleh pihak pengelola kawasan industri baik dari sumber tanah maupun air dapat dipenuhi dengan baik karena area kawasan ini dekat dengan sumber air laut. Listrik merupakan faktor utama dalam operasional pabrik dan dapat dipenuhi oleh jaringan PLN setempat.

b. Faktor Sekunder

Beberapa faktor - faktor primer yang mempengaruhi dalam penentuan lokasi pabrik Asam Asetat antara lain :

- Harga Tanah dan Gedung

Pemilihan harga tanah dan gedung yang lebih murah merupakan daya tarik tersendiri. Namun harus dipertimbangkan dengan rencana jangka panjang. Jika harga tanah mahal mungkin dapat diperoleh luas tanah yang terbatas, sehingga perlu

dipertimbangkan untuk membuat bangunan bertingkat walaupun pembangunan gedungnya lebih mahal.

- Kemungkinan Perluasan

Pemilihan lokasi pabrik juga harus mempertimbangan ketersediaan luas tanah yang memungkinkan untuk dilakukan perluasan pabrik. Sehingga tidak akan mencari lokasi lain apabila dilakukan perluasan pabrik dimasa yang akan datang.

- Fasilitas Servis

Terutama untuk pabrik kimia yang relatif kecil harus mempertimbangkan ketersediaan fasilitas servis seperti tempat ibadah, rumah sakit, kantin, bengkel, tempat kegiatan olahraga dan sebagainya.

- Peraturan Daerah Setempat

Pemilihan lokasi pabrik juga harus mempertimbangkan peraturan daerah setempat, sehingga setelah pabrik didirikan tidak menimbulkan masalah.

- Masyarakat

Di Bontang khususnya di Kota Bontang merupakan salah satu lokasi yang memiliki banyak pabrik yang berdiri, sehingga sikap masyarakat daerah sekitar lebih mudah menerima keberadaan pabrik. Lokasi yang dipilih juga bukan merupakan lokasi yang padat dengan penduduk, sehingga keamanan dan kenyamanan masyarakat sekitar dapat dijaga dengan baik.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik dapat didefinisikan sebagai tata cara pengaturan fasilitas-fasilitas pabrik guna menunjang kelancaran proses produksi, sehingga produksi menjadi baik, efisien dan menjaga keamanan serta keselamatan dari pabrik tersebut. Pangaturan tersebut akan memanfaatkan luas area (*space*) untuk penempatan fasilitas atau mesin penunjang produksi lainnya, penyimpanan material (*storage*) baik yang bersifat permanen maupun temporer, personil pekerja dan sebagainya (Wignjosoebroto, 2009).

Selain peralatan yang tercantum dalam *flow sheet* proses, beberapa bangunan fisik lainnya, seperti kantor, laboratorium, gudang, kamar dan semua fasilitas lainnya yang berhubungan dengan proses dalam menghasilkan produk. Selain itu dalam penentuan tata letak pabrik yang harus diperhatikan yaitu, penempatan alat-alat produksi harus sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan keamanan serta kenyamanan. Perancangan tata letak pabrik dalam posisi yang efisien dengan memperlihatkan faktor-faktor berikut ini (Peters, 1991):

1. Urutan proses produksi.
2. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa mendatang.
3. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku.

4. Pemeliharaan dan perbaikan.
5. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
7. Fleksibilitas perancangan tata letak pabrik dengan melihat kemungkinan perubahan dari pros/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
8. Penanganan pembuangan limbah cair.
9. Servis area, meliputi kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur secara efisien agar tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Berdasarkan faktor diatas, maka pengaturan tata letak pabrik asam asetat untuk penempatan bangunan dalam kawasan pabrik tersebut diantaranya :

1. Area Proses

Area proses merupakan area yang digunakan untuk menempatkan peralatan yang berhubungan dengan proses produksi, dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain dan mempermudah pengawasan dan perbaikan alat-alat.

2. Area Penyimpanan

Bahan baku serta produk yang dihasilkan disimpan dalam area ini. Penyimpanan tersebut diletakkan di daerah yang mudah dijangkau oleh peralatan pengangkutan.

3. Area Utilitas / Sarana Penunjang

Area yang merupakan lokasi dari alat-alat penunjang produksi seperti air, tenaga listrik, pemanas, bahan bakar dan sarana pengolahan limbah.

4. Area Perkantoran

Merupakan pusat dari kegiatan administrasi pabrik untuk urusan-urusan dengan pihak-pihak luar maupun dalam pabrik.

5. Area Laboratorium

Sebagai tempat melakukan penelitian dan pengembangan, serta sebagai tempat *quality control* produk maupun bahan baku.

6. Fasilitas Umum

Seperti fasilitas umum pada biasanya terdiri dari lapangan parkir, kantin, klinik pengobatan, tempat beribadan dan fasilitas lainnya. Penempatan fasilitas ini bertujuan untuk memberi rasa nyaman kepada karyawan agar memanfaatkan fasilitas tersebut.

7. Area Perluasan

Tujuan area ini adalah untuk kebutuhan pabrik dimasa mendatang, seperti halnya peningkatan kapasitas produksi akibat peningkatan produk.

8. Area Pemeliharaan dan Perawatan Pabrik

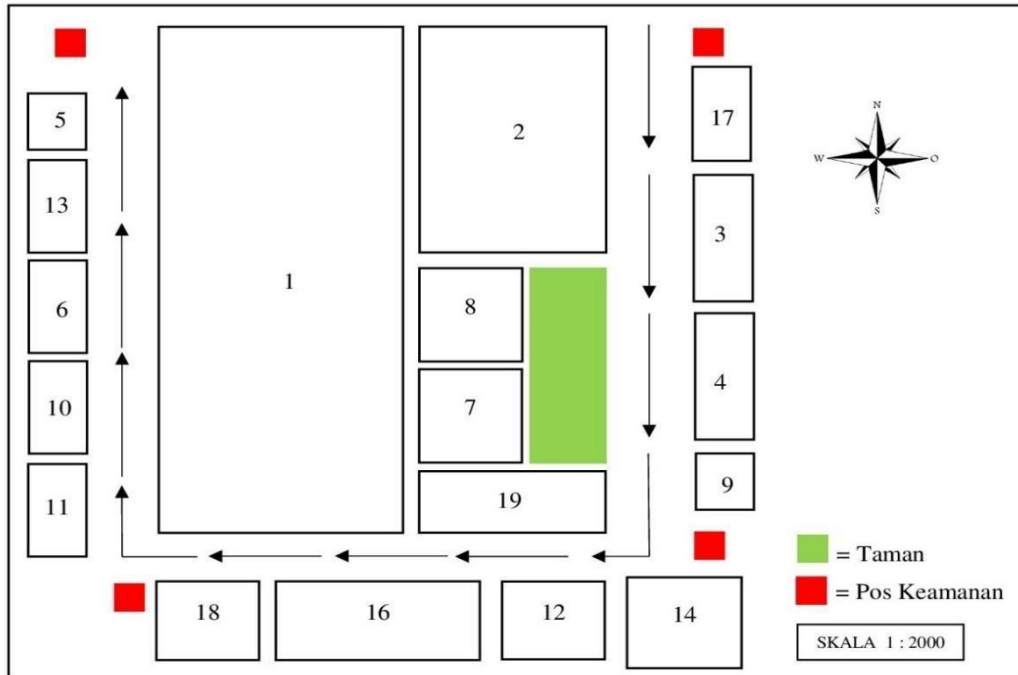
Kegiatan perawatan serta perbaikan peralatan sesuai kebutuhan pabrik dilakukan area ini. Area ini juga bisa disebut sebagai area perbengkelan (*maintenance*).

Pembangunan pabrik asam asetat direncanakan akan menggunakan areal seluas seluas 40.000 m². Adapun perinciannya dapat dilihat pada Tabel 4.1

Tabel 4. 1 Luas Tanah Lokasi Pabrik

No	Nama Bangunan	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
1	Area Proses	150	110	16500
2	Area Utilitas	70	50	3500
3	Kantor Utama	40	20	800
4	Kantor Teknik dan Produksi	40	20	800
5	Laboratorium	20	20	400
6	Bengkel	30	20	600
7	<i>Control Room</i>	30	30	900
8	<i>Control Utilitas</i>	30	30	900
9	Kantin	20	20	400
10	Masjid	30	20	600
11	Poliklinik	30	20	600
12	Unit Pemadaman Kebakaran	30	30	900
13	Gudang Peralatan	30	20	600
14	Area Mess	30	30	900
15	POS Keamanan	10	5	50
16	Unit Pengolahan Limbah	60	30	1800
17	Parkir Utama	30	20	600
18	Parkir Truk	30	30	900
19	Daerah Perluasan	60	30	1800
20	Taman	60	30	1800

Berikut merupakan tata letak dalam bentuk gambar :



Gambar 4. 2 Tata letak Pabrik

Keterangan :

- | | |
|-------------------------------|------------------------------|
| 1. Area Proses | 11. Poliklinik |
| 2. Area Utilitas | 12. Unit Pemadaman Kebakaran |
| 3. Kantor Utama | 13. Gudang Peralatan |
| 4. Kantor Teknik dan Produksi | 14. Area Mess |
| 5. Laboratorium | 15. POS Keamanan |
| 6. Bengkel | 16. Unit Pengolahan Limbah |
| 7. Control Room | 17. Parkir Utama |
| 8. Control Utilitas | 18. Parkir Truk |
| 9. Kantin | 19. Daerah Perluasan |
| 10. Masjid | |

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

Pemasangan alat-alat proses produksi harus diperhatikan terutama pada aliran bahan baku dan produk, lalu lintas alat berat dan jarak antar alat proses. Tujuannya agar kelancaran produksi, keamanan, dan keselamatan terjaga sehingga dapat menekan biaya produksi dan meningkatkan keuntungan. Dalam perencanaan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Penempatan pipa juga perlu diperhatikan, dimana untuk pipa diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas bekerja.

2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya. Sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja, sehingga perlu juga diperhatikan hembusan angin.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan, sehingga dapat mengurangi resiko kecelakaan kerja.

4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak Alat Proses

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

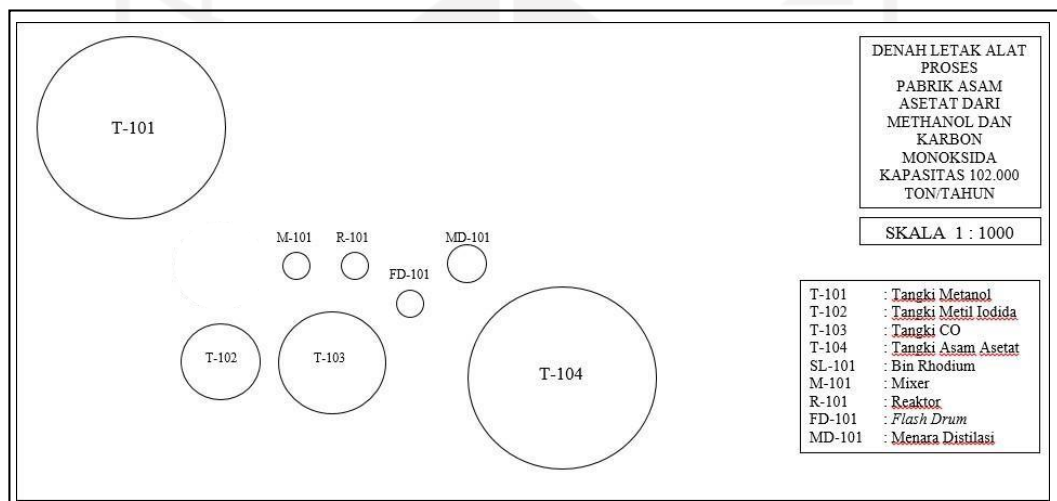
6. Jarak Antara Alat Proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lain. Sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya.

7. Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Berikut peta situasi pabrik tata letak alat dapat dilihat dalam Gambar



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses

4.4 Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi adalah salah satu faktor penting penunjang kemajuan perusahaan. Agar mendapatkan suatu sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa pedoman antara lain : perumusan tujuan perusahaan, pembagian tugas kerja, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengendalian pekerjaan, dan organisasi perusahaan. Tanpa manajemen yang teratur, baik dari

kinerja sumber daya manusia maupun terhadap fasilitas yang ada secara otomatis organisasi akan berkembang.

4.4.1 Bentuk Organisasi

Bentuk perusahaan yang direncanakan untuk pabrik *Acetic Acid* dari *Methanol* ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang modal awalnya diperoleh dari penjualan saham, dimana tiap pemegang saham turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan yang berarti juga ikut memiliki perusahaan. Direncanakan mempunyai klasifikasi berikut :

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Kapasitas Produksi : 102.000 ton/tahun

Lapangan Usaha : Memproduksi Asam Asetat

Letak : Bontang, Kalimantan Timur

Bentuk perusahaan dari pabrik ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT).

Dasar pertimbangan dari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah sebagai berikut :

- Mudah mendapatkan modal, selain modal dari bank, modal dapat juga diperoleh dari hasil penjualan saham.
- Perusahaan dilindungi oleh undang-undang

- Memiliki kebebasan untuk melakukan berbagai aktivitas bisnis, baik jenis atau bidang usaha maupun wilayah operasinya yang lebih luas dan beragam.
- Tanggung jawab pemegang saham hanya sebatas pada porsi saham yang memiliki dan tidak dapat mencangkup kekayaan pribadi dari pemegang saham.
- Mudah mengalihkan kepemilikan.
- Proses pendirian lebih mudah.
- Mudah mendapatkan modal, selain modal dari bank, modal dapat juga diperoleh dari penjualan saham.
- Demi kelancaran produksi, maka tanggung jawab setiap pemegang saham dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh terhentinya pemegang saham, direksi, maupun karyawan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Bentuk struktur organisasi yang dipilih adalah *line and staff*. Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem *line and staff* ini yaitu:

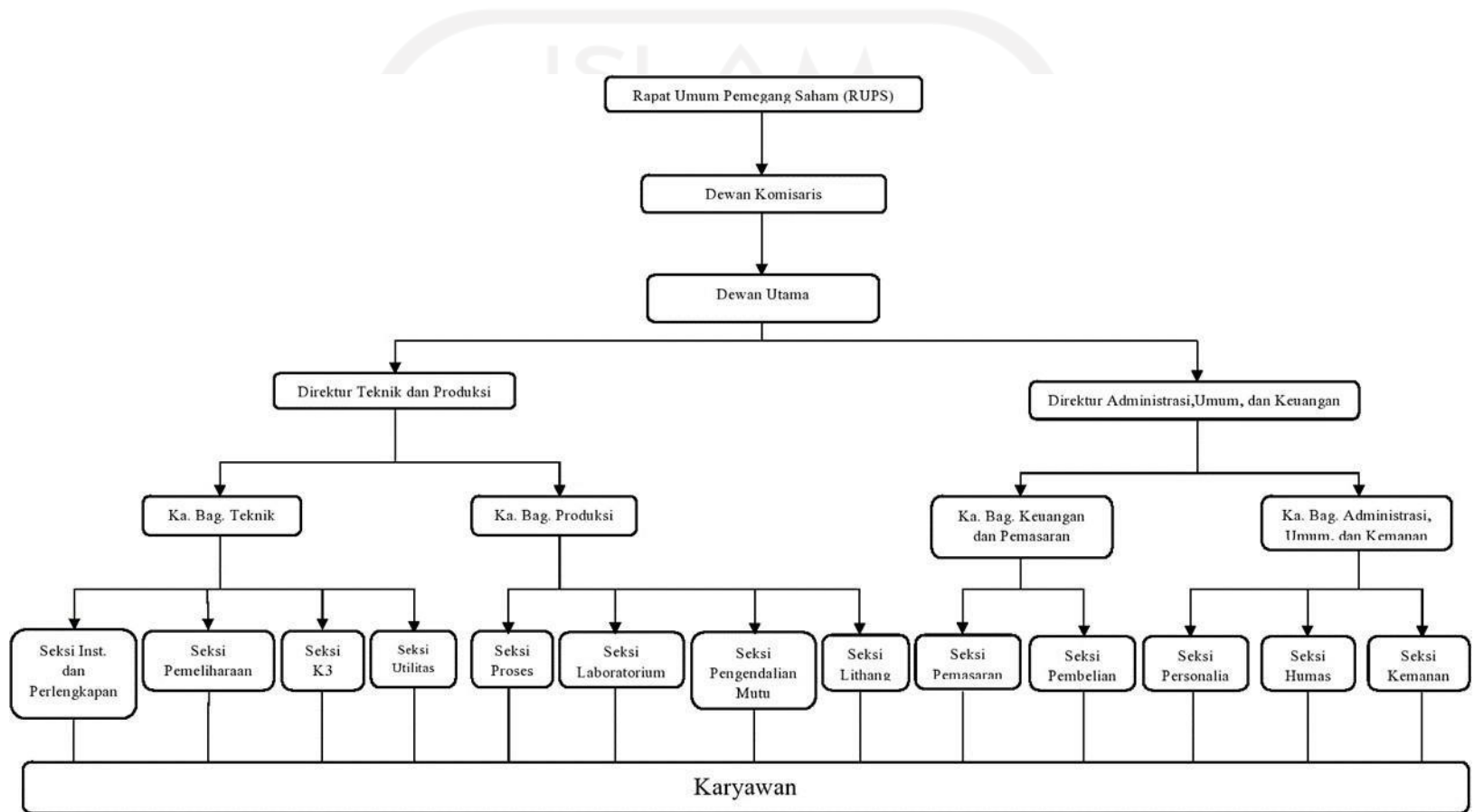
1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

2. Sebagai *staff* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya. Dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan, maka akan didapatkan beberapa keuntungan, antara lain:

1. Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain.
2. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
3. Penyusunan program pengembangan manajemen akan lebih terarah
4. Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada
5. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
6. Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Struktur Organisasi perusahaan ini dapat dilihat pada Gambar 4.4, untuk struktur organisasi di bawah, rentang kendali masih kurang dari 4, sehingga diharapkan seiring berjalannya pabrik, bidang-bidang yang sudah ada dapat dikembangkan kembali sehingga dapat mencapai rentang kendali = 4, juga mengingat kondisi financial yang masih terbatas sehingga belum dapat optimal dalam menentukan struktur organisasi yg ideal.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang :

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris dan Direktur.
- b. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
- c. Mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham minimal satu kali dalam setahun.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahannya.
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi.
- c. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting.

3. Direktur Utama

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

Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Tugas Direktur Utama antara lain :

- a. Tugas kebijakan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham di akhir masa jabatannya.
- b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- d. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum.

4. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian bertanggung jawab kepada Direktur sesuai dengan bagiannya masing-masing yang terdiri dari :

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi:

- Seksi Proses

Tugas seksi proses yaitu menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang dan mengawasi jalannya proses produksi.

- **Seksi Pengendalian Mutu**

Tugas seksi pengendalian adalah menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan pengolahan limbah.

- **Seksi Laboratorium**

Tugas seksi laboratorium yaitu mengawasi dan menganalisis mutu bahan baku dan bahan pembantu, mengawasi dan menganalisis produk, mengawasi kualitas buangan pabrik

- **Seksi Penelitian dan Pengembangan**

Tugas seksi penelitian dan pengembangan, yaitu mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan dan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

b. **Kepala Bagian Teknik**

Tugas Kepala Bagian Teknik adalah Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan dan mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian Teknik membawahi:

- **Seksi Instrumentasi dan Perlengkapan**

Tugas seksi instrumentasi dan perlengkapan diantaranya adalah bertanggung jawab terhadap penyediaan alat-alat instrumentasi pabrik.

- **Seksi Pemeliharaan**

Tugas seksi pemeliharaan diantaranya : melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan *table* pabrik, memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

- Seksi K3

Tugas seksi K3 adalah bertanggung jawab terhadap kesehatan dan keselamatan kerja para pegawai.

- Seksi Utilitas

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

c. Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran

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

- Seksi Pembelian

Tugas seksi pembelian antara lain: melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan, mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gedung.

- Seksi Pemasaran

Tugas seksi pemasaran antara lain: merencanakan strategi penjualan hasil produksi, mengatur distribusi barang dari gudang

d. Kepala Bagian Administrasi, Keuangan, dan Umum

Tugas Kepala Bagian Administrasi, Keuangan, dan Umum antara lain: Bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian administrasi, keuangan, dan umum membawahi:

- Seksi Administrasi dan Keuangan

Tugas seksi administrasi dan keuangan antara lain adalah menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

- Seksi Personalia

Tugas seksi personalia antara lain: membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan

- Seksi Humas

Tugas seksi humas antara lain adalah mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

- Seksi Keamanan

Tugas seksi keamanan antara lain: Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan. Mengawasi keluar masuknya

orang-orang, baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.4.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Sistem kepegawaian pada pabrik amil asetat ini terdapat dua bagian, yaitu jadwal kerja kantor (*non-shift*) dan jadwal kerja pabrik (*shift*). Sedangkan gaji karyawan berdasarkan pada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan resiko kerja.

1. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Asam Asetat ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari digunakan untuk perbaikan, perawatan dan shutdown. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan dibagi dalam 2 golongan, yaitu karyawan *shift* dan *non-shift*.

a. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam 1 minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut:

- Hari Senin – Kamis

Jam Kerja : pkl 08.00 – 16.00

Jam Istirahat : pkl 12.00 – 13.00

- Hari Jumat

Jam Kerja : pkl 08.00 – 17.00

Jam Istirahat : pkl 11.30 – 13.00

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* antara lain : operator produksi, sebagian dari bagian teknik dan bagian-bagian keamanan.

Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam dengan pengaturan sebagai berikut :

- *Shift* pagi : Jam 07.00 - 15.00
- *Shift* sore : Jam 15.00 - 23.00
- *Shift* malam : Jam 23.00 - 07.00

Untuk karyawan *shift* ini dibagi dalam 4 regu (A/B/C/D) dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat, dan dikarenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapatkan giliran 2 hari kerja pada setiap *shift* secara berturut-turut kemudian 2 hari libur dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya.

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan (Zamani,1998).

Tabel 4. 2 Jadwal Pembagian Kelompok *Shift*

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

Tabel 4.2 Jadwal Pembagian Kelompok *Shift* (Lanjutan)

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

Keterangan : 1, 2, 3 dst : Hari ke-

A, B, C, D : Regu kerja *shift*

 : Libur

4.4.5 Status Karyawan

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

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan dengan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapatkan upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan merupakan karyawan yang bekerja di pabrik atau perusahaan jika diperlukan saja. Karyawan ini menerima gaji borongan untuk suatu pekerjaan yang telah disetujui.

4.4.6 Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji pada perusahaan *Acetic Acid* ini terbagi menjadi tiga jenis, yaitu sebagai berikut :

a. Gaji Bulanan

Gaji bulanan merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan dan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya.

b. Gaji Harian

Gaji harian merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau butuh dan karyawan borongan.

c. Gaji Lembur

Gaji lembur merupakan gaji tambahan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

4.4.7 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

Gaji pokok karyawan diatur berdasarkan jabatan, keahlian dan kecakapan karyawan, masa kerja, serta prestasi kerja. Kenaikan gaji pokok dilakukan per tahun sesuai dengan pertumbuhan ekonomi serta prestasi dari karyawan. Daftar gaji karyawan dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4. 3 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

No	Jabatan	Jumlah	Pendidikan	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	1	S2	Rp 40.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	S2	Rp 33.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	S2	Rp 33.000.000
4	Staff Ahli	1	S1	Rp 28.000.000
5	Ka. Bag. Teknik	1	S1	Rp 28.000.000
6	Ka. Bag. Produksi	1	S1	Rp 28.000.000
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	S1	Rp 25.000.000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	S1	Rp 25.000.000
9	Ka. Sek. Instrumen dan Perlengkapan	1	S1	Rp 20.000.000
10	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	S1	Rp 20.000.000
11	Ka. Sek. K3	1	S1	Rp 20.000.000
12	Ka. Sek. Utilitas	1	S1	Rp 20.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Pendidikan	Gaji/Bulan
13	Ka. Sek. Proses	1	S1	Rp 20.000.000
14	Ka. Sek. Laboratorium	1	S1	Rp 20.000.000
15	Ka. Sek. Pengendalian Mutu	1	S1	Rp 20.000.000
16	Ka. Sek. Litbang	1	S1	Rp 20.000.000
17	Ka. Sek. Pemasaran	1	S1	Rp 20.000.000
18	Ka. Sek. Pembelian	1	S1	Rp 20.000.000
19	Ka. Sek. Personalia	1	S1	Rp 20.000.000
20	Ka. Sek. Humas	1	S1	Rp 20.000.000
21	Ka. Sek. Kemanan	1	S1	Rp 20.000.000
22	Karyawan Inst. dan Perlengkapan	8	S1/D3	Rp 10.000.000
23	Karyawan Proses	8	S1/D3	Rp 10.000.000
24	Karyawan Laboratorium	5	S1/D3	Rp 10.000.000
25	Karyawan Humas	4	S1/D3	Rp 7.000.000
26	Karyawan Kemanan	4	S1/D3	Rp 7.000.000
27	Karyawan Pengendalian Mutu	4	S1/D3	Rp 8.000.000
28	Karyawan Pemasaran	4	S1/D3	Rp 8.000.000
29	Karyawan Administrasi	4	S1/D3	Rp 8.000.000
30	Karyawan Pembelian	4	S1/D3	Rp 7.000.000
31	Karyawan Personalia	4	S1/D3	Rp 7.000.000
32	Karyawan Pengendali Lapangan	4	S1/D3	Rp 8.000.000
33	Karyawan Utilitas	4	S1/D3	Rp 7.000.000
34	Karyawan K3	4	S1/D3	Rp 7.000.000
35	Dokter	2	S1	Rp 12.000.000
36	Perawat	4	SMA/K	Rp 5.000.000
37	Satpam	4	SMA/K	Rp 4.200.000
38	Supir	5	SMA/K	Rp 4.200.000
39	Cleaning Service	8	SMA/K	Rp 4.200.000
40	Operator	54	SMA/K	Rp 8.000.000
Total		159		Rp 641.000.000

4.4.8 Ketenagakerjaan

Setiap karyawan mempunyai hak dalam hal ketenagakerjaan seperti yang tertuang dalam peraturan perundang-undangan. Hak-hak tersebut antara lain :

a. Tunjangan

Selain gaji pokok, setiap karyawan juga mendapatkan tunjangan yang diatur oleh perusahaan. Beberapa jenis tunjangan dan fasilitas yang diberikan oleh perusahaan antara lain adalah:

- Tunjangan yang 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 berdasarkan jumlah jam kerja.
- Tunjangan hari raya (THR), diberikan sebesar nilai satu bulan gaji kepada karyawan setiap tahunnya saat menjelang hari raya Idul Fitri.

b. Hari Libur Nasional

Untuk karyawan harian (*non-shift*), hari libur nasional dihitung sebagai libur kerja. Sedangkan bagi karyawan *shift*, hari libur nasional dihitung sebagai kerja lembur (*overtime*).

c. Hak Cuti

Hak cuti karyawan terdiri dari:

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun. Apabila hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang di tahun tersebut.
- Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter, termasuk kepada karyawan wanita yang melahirkan.

d. Fasilitas Karyawan

Dalam rangka meningkatkan produktivitas karyawan, perusahaan menyediakan berbagai fasilitas yang dapat digunakan oleh karyawan untuk menjaga kondisi jasmani dan rohani karyawan, sehingga mereka tidak merasa jenuh dalam menjalankan pekerjaan sehari-hari dan kegiatan dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Fasilitas yang disediakan perusahaan meliputi:

- Poliklinik

Poliklinik disediakan bertujuan untuk menjaga kesehatan karyawan yang merupakan salah satu hal yang berpengaruh dalam efisiensi produksi pabrik. Poliklinik yang disediakan ditangani oleh dokter dan perawat.

- Pakaian Kerja

Perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahunnya kepada semua karyawan untuk menghindari kesenjangan antar karyawan. Selain itu, perusahaan menyediakan masker dan berbagai alat pelindung diri (APD) lain sebagai alat pengaman kerja.

- Makan dan Minum

Makan dan minum disediakan sebanyak satu kali dalam sehari oleh perusahaan yakni pada jam makan siang. Makanan dan minuman direncanakan akan dikelola oleh perusahaan *catering* yang ditunjuk perusahaan.

- Tempat Ibadah

Tempat ibadah yang disediakan perusahaan berupa masjid, agar karyawan tetap dapat melaksanakan kewajiban rohani dan aktivitas keagamaan lainnya.

- Transportasi

Untuk meringankan beban pengeluaran karyawan, perusahaan menyediakan alat transportasi bagi karyawan yang tidak menggunakan transportasi pribadi berupa *shuttle bus*. Bus akan beroperasi di beberapa titik tempat tinggal karyawan untuk mengantar dan menjemput karyawan saat akan berangkat dan pulang bekerja.

e. Jaminan Ketenagakerjaan

Perusahaan menyediakan asuransi pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan kerja bagi karyawan yang dikelola oleh Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Tenaga Kerja (JAMSOSTEK). Ruang lingkup jaminan sosial tenaga kerja meliputi:

- Jaminan Kecelakaan Kerja

1. Biaya pengangkutan
2. Biaya pemeriksaan, pengobatan, dan perawatan

3. Biaya rehabilitasi
 4. Santunan berupa uang yang meliputi : santunan sementara tidak mampu bekerja, santunan cacat sebagian atau selama-lamanya, santunan cacat total untuk selama-lamanya baik fisik maupun mental dan santunan kematian .
- Jaminan Kematian
 1. Biaya pemakaman
 2. Santunan berupa uang
 - Jaminan Hari Tua

Jaminan hari tua dibayarkan secara sekaligus atau berkala, atau sebagian dan berkala kepada tenaga kerja karena :

 1. Telah mencapai usia 55 (lima puluh lima tahun), atau
 2. Cacat total tetap setelah ditetapkan dokter. Dalam hal tenaga kerja meninggal dunia, Jaminan Hari Tua dibayarkan kepada janda atau duda atau anak yatim piatu.
 - Jaminan Pemeliharaan Kesehatan
 1. Rawat jalan tingkat pertama
 2. Rawat jalan tingkat lanjutan
 3. Rawat inap
 4. Pemeriksaan kehamilan dan pertolongan persalinan
 5. Penunjang diagnostik
 6. Pelayanan khusus
 7. Pelayanan gawat darurat

BAB V

UTILITAS

Untuk membantu pelaksanaan proses dan operasi pabrik diperlukan adanya unit pembantu yang menyediakan dan mendistribusi kebutuhan pabrik, seperti air, steam, listrik, dan bahan bakar. Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik. Unit utilitas pabrik tidak semuanya sama, semua tergantung dari beberapa faktor, diantaranya karakteristik proses produksi, kompleksitas proses produksi, proses-proses penunjang yang ada di dalam pabrik dan jenis produk yang dihasilkan. Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik asam asetat ini terdiri dari:

1. Unit Pengolahan

Unit ini berfungsi menyediakan air umpan *boiler*, air sanitasi untuk air perkantoran dan air untuk perumahan.

2. Unit Penyediaan Steam

Unit ini berfungsi menyediakan panas yang digunakan di *heat exchanger* dan *reboiler*.

3. Unit Penyediaan Listrik

Unit ini berfungsi menyediakan tenaga penggerak untuk peralatan proses, keperluan pengolahan air, peralatan-peralatan elektronik atau listrik AC, dan penerangan. Listrik diperoleh dari PLN dan *Generator Set* sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini berfungsi menyediakan bahan bakar untuk *Boiler* dan *Generator*

5. Unit Penyediaan Udara Tekan

Unit ini berfungsi menyediakan udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik.

5.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Pengadaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, air yang digunakan pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, dan air laut. Suatu pabrik sangat membutuhkan sistem penyediaan air dalam jumlah yang cukup untuk keberlangsungan pabriknya. Adapun unsur-unsur yang membentuk suatu system penyediaan air meliputi:

1. Sumber Pengadaan Air
2. Sarana Penampungan
3. Sarana Penyaluran
4. Sarana Pengolahan
5. Sarana Distribusi

Air yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan air dalam operasional pada prarancangan pabrik asam asetat yaitu air yang berasal dari Sungai Guntung yang terletak di Kota Bontang dan masih mengandung pasir, mineral-mineral, ion-ion, dan kotoran yang harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan. Pengolahan

air ini bertujuan untuk menjaga alat - alat proses agar tidak cepat rusak serta menjaga adanya kontaminan yang akan menyebabkan reaksi antara reaktan-reaktan yang terdapat dalam proses. Pemilihan air sungai memiliki pertimbangan sebagai berikut:

1. Air sungai relatif lebih mudah pengolahannya, sederhana dan biayanya lebih murah dibandingkan dengan pengolahan air laut yang lebih rumit dan biayanya lebih mahal.
2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya tinggi sehingga persediaan air tercukupi.
3. Jumlah persediaan air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.
4. Letak sungai berada didekat lokasi pabrik.

5.1.2 Pengolahan Air

Air yang berasal dari Sungai Guntung akan diolah di unit pengolahan air dengan tahapan pengolahan sebagai berikut :

1. Penyaringan Kasar

Air dari Sungai Guntung akan dilakukan penyaringan terlebih dahulu agar kandungan padatan seperti sampah, daun, plastik dan lainnya yang terbawa oleh air dapat terpisah.

2. Clarifier

Sumber air yang diperoleh dari Sungai Guntung yang terletak di dekat lokasi pabrik akan diolah terlebih dahulu agar spesifikasinya sesuai dengan ketentuan.

Adapun pengolahan air tersebut meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan desinfektan maupun dengan penggunaan ion *exchanger*. Langkah pertama yaitu *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahanbahan kimia yang terdiri dari :

- $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ yang berfungsi sebagai flokulan.
- Na_2CO_3 yang berfungsi sebagai flokulan.

Selanjutnya air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* agar lumpur dan partikel padat lainnya yang terandung dapat mengendap dengan cara menginjeksikan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, asam koagulan sebagai pembantu pembentuk flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini akan masuk ke *clarifier* melalui bagian tengah dan diaduk menggunakan agitator. Kemudian air bersih akan keluar dari pinggi *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan akan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang sebelum masuk *clarifier* memiliki nilai turbidity sekitar 42 ppm diharapkan akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm setelah keluar dari *clarifier*.

3. Penyaringan

Air keluaran dari *clarifier* kemudian dialirkan menuju *sand filter* yang berperan untuk memisahkan partikel-partikel solid yang masih lolos atau terbawa air dari *clarifier*. Air yang keluar dari *sand filter* akan memiliki nilai *turbidity* kira-kira 2 ppm, kemudian akan dialirkan ke dalam tangki penampungan (*filter water reservoir*). Air bersih yang sudah ditampung di tangki penampungan, kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. Untuk memaksimalkan kerja

sand filter dalam proses penyaringan, maka diperlukan regenerasi secara periodik dengan cara *back washing*.

4. Demineralisasi

Proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga nilai konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica memiliki nilai lebih kecil dari 0,02 ppm. Sehingga air tersebut dapat digunakan sebagai air umpan *boiler*. Tahapan dalam pengolahan air umpan *boiler* adalah sebagai berikut :

a. Cation Exchanger

Di dalam cation exchanger berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang terkandung didalam air akan diganti dengan ion H^+ sehingga air yang keluar dari *cation exchanger* akan mengandung anion dan ion H^+ . Setelah dalam jangka waktu tertentu, kation resin akan jenuh sehingga diperlukan regenerasi kembali dengan H_2SO_4 .

b. Anion Exchanger

Proses ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut di dalam air, dengan resin yang bersifat basa, maka anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

c. Deareasi

Proses pembebasan air umpan *boiler* dari oksigen (O_2). Air yang sudah mengalami proses demineralisasi (*polish water*) akan dipompakan ke dalam

deaerator dan diinjeksikan larutan hidrazin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang masih terkandung dalam air. Dengan hilangnya kandungan air di dalam air umpan *boiler* maka dapat mencegah timbulnya kerak (*scale*) pada *tube boiler*. Air yang keluar dari *deaerator* akan dialirkan menggunakan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

5.2 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan air pembangkit *steam*

Steam jenuh yang dihasilkan boiler merupakan steam yang memiliki suhu 200 °C dengan tekanan 1 atm. Adapun peralatan-peralatan yang membutuhkan steam dapat dilihat pada Tabel 5.1.

Tabel 5. 1 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

No	Alat	Kode	Kebutuhan <i>Steam</i> (kg/jam)
1	<i>Heater 1</i>	E-101	1.174,009
2	<i>Heater 2</i>	E-102	616,751
3	<i>Reboiler</i>	RB-101	397,987
Total			2.188,74

Perancangan dibuat *overdesign* 20%, sehingga jumlah kebutuhan *steam* adalah 2.792,39 kg/jam. Sedangkan untuk nilai *blowdown* pada *reboiler* adalah 15% dari kebutuhan *steam*. Sehingga diperoleh *blowdown* sebesar 393,858 kg/jam dan kebutuhan *make up* air untuk *steam* dengan *overdesign* 20% sebesar 630,359 kg/jam.

2. Kebutuhan air pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan pendingin pada alat proses, untuk pada pra rancangan pabrik asam asetat ini air pendingin hanya digunakan pada *coil* reaktor.

Tabel 5. 2 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Alat	Kode alat	Kebutuhan Air (kg/Jam)
1	Reaktor	R-101	33.580,27962
Total			33.580,2796

Air pendingin dilakukan *overdesign* sebanyak 20% dari total kebutuhan sehingga kebutuhannya yaitu 40.296,33 kg/jam. Sedangkan kebutuhan *make up* air pendingin sebanyak 6.850 kg/jam.

3. Kebutuhan air domestik

Total kebutuhan air untuk 1 orang menurut standar WHO adalah 100 – 120 liter/hari. Kebutuhan air untuk setiap karyawan adalah sebesar 4,07 kg/jam. Jumlah karyawan yang bekerja di pabrik asam asetat sebanyak 105 orang. Sehingga total kebutuhan air karyawan sebesar 427,71 kg/jam. Pabrik berencana mendirikan mess sebanyak 8 rumah dan perkiraan kebutuhan air yang diperlukan untuk mess sebesar 1333,33 kg/jam. Sehingga total kebutuhan air domestik sebesar 11598,515 kg/jam.

4. Kebutuhan air *service water*

Perkiraan kebutuhan air yang digunakan untuk pemakaian layanan umum (*service water*) seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran dan lain

sebagainya sebesar 500 kg/jam. Sehingga, total keseluruhan kebutuhan air yaitu 14.890,9 kg/jam.

5.3 Unit Penyedia *Dowtherm A*

Dowtherm A merupakan media pendingin yang dapat digunakan dengan kisaran suhu 12 °C – 497 °C. *Dowtherm A* tidak memerlukan *treatment* secara fisis, kimia, maupun biologi. *Dowtherm A* digunakan sebagai pendingin pada *Cooler 1* (E-03), *Cooler 2* (E-04), *Cooler 3* (E-05) dan *Condensor* (CD-01). Kebutuhan *Dowtherm A* ini digunakan saat *start up* pabrik, dan setelah digunakan, media pendingin *Dowtherm A* ini dapat digunakan kembali. Alasan dipilihnya pendingin jenis *Dowtherm A* yaitu jenis pendingin ini mampu bekerja pada suhu tinggi. Apabila menggunakan air pendingin biasa untuk menurunkan suhu maka proses pendinginan akan menjadi tidak efektif. Hal ini disebabkan air pendingin pada saat proses pendinginan dimungkinkan ikut menjadi panas dan menguap sebagian terlebih dahulu sebelum proses pendinginan berakhir. Sehingga pemilihan jenis pendingin yang digunakan memiliki sifat fisik dan kimia yang lebih ringan dan dapat bertahan pada suhu tinggi.

Tabel 5. 3 Unit Penyedia *Dowtherm A*

Nama Alat	Kode	Kebutuhan <i>Dowtherm A</i> (kg/jam)
<i>Cooler 1</i>	E-03	28.956,43
<i>Cooler 3</i>	E-04	7.284,14
<i>Cooler 4</i>	E-05	28.956,43
<i>Condensor</i>	CD-01	3.790,27
Total		68.987,29

Dowtherm A dilakukan *overdesign* sebanyak 20 % dari total kebutuhan sehingga kebutuhannya yaitu 68.987,29 kg/jam. Sedangkan kebutuhan *make up Dowtherm A* sebanyak 10.555,47 kg/jam.

5.4 Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi dibutuhkan unit pembangkit *steam* dengan spesifikasi :

Kapasitas	: 2.792,38 kg/jam (<i>overdesign 20%</i>)
Jenis	: <i>Packaged Boiler</i>
Jumlah	1

Boiler dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis. Unit pembangkit *steam* berguna untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler*.

Air yang berasal dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang masih terkandung dengan cara menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Serta pengaturan pH sekitar 10 – 11 dikarenakan apabila pH yang terlalu tinggi nilai korosifitasnya akan tinggi.

5.5 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Unit pembangkit listrik berfungsi untuk menyediakan kebutuhan listrik pabrik yang meliputi peralatan proses, peralatan utilitas, dan kebutuhan perkantoran.

Adapun rincian dari kebutuhan listrik adalah sebagai berikut :

1. Kebutuhan listrik proses

Tabel 5. 4 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	2,00	1.491,40
Pompa-02	P-02	0,08	62,14
Pompa-03	P-03	0,75	559,28
Pompa-04	P-04	0,50	372,85
Pompa-05	P-05	0,50	372,85
Pompa-06	P-06	0,25	186,43
Pompa-07	P-07	5,00	3.728,50
Pompa-08	P-08	1,50	1.118,55
Pompa-09	P-09	3,00	2.237,10
Mixer-01	M-01	30,00	22.371,00
<i>Elevator</i> -01	BE-01	0,05	37,29
<i>Expander</i> -01	EXP-01	20,00	14.914,00
<i>Screw Conveyor</i> -10	SC-01	0,08	62,14
Kompressor	C-01	0,16	120,12
Total			47.633,63

2. Kebutuhan listrik utilitas

Tabel 5. 5 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,00	1491,400
Kompresor Udara	CP-01	0,50	372,850
Pompa-01	PU-01	3,00	2237,100

Pompa-02	PU-02	3,00	2237,100
Pompa-03	PU-03	5,00	3728,500
Pompa-04	PU-04	0,05	37,285
Pompa-05	PU-05	3,00	2237,100
Pompa-06	PU-06	5,00	3728,500
Pompa-07	PU-07	5,00	3728,500
Pompa-08	PU-08	1,500	1118,550
Pompa-09	PU-09	2,00	1491,400
Pompa-10	PU-10	0,050	37,285
Pompa-11	PU-11	0,500	372,850
Pompa-12	PU-12	3,000	2237,100
Pompa-13	PU-13	0,050	37,285
Pompa-14	PU-14	0,083	62,142
Pompa-15	PU-15	3,000	2237,100
Pompa-16	PU-16	0,050	37,285
Pompa-17	PU-17	0,050	37,285
Pompa-18	PU-18	0,250	186,425
Pompa-19	PU-19	0,500	372,850
Pompa-20	PU-20	0,167	124,283
Pompa-21	PU-21	0,250	186,425
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	7,5	5592,75
Total		21,75	22122,43

3. Kebutuhan listrik lainnya

Kebutuhan listrik untuk AC dan penerangan masing-masing sebesar 20 kW dan 150 kW. Sedangkan kebutuhan listrik untuk laboratorium dan bengkel diperkirakan sebesar 100 kW dan listrik untuk instrumentasi sebesar 30 kW.

Kebutuhan listrik secara keseluruhan yang ada di pabrik mencapai 358 kW diperoleh dari dua sumber yaitu Perusahaan Listrik Nasional (PLN) dan *generator*. *Generator* berfungsi untuk tenaga cadangan ketika PLN terjadi

gangguan dan untuk menggerakkan alat-alat seperti *boiler*, pengaduk dan sejumlah pompa.

Generator beroperasi menggunakan solar dan udara yang di tekan untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan akan digunakan untuk memutar poros engkol sehingga generator dapat menghasilkan listrik, kemudian listrik tersebut didistribusikan menggunakan panel. Energi listrik dari *generator* digunakan sebagai sumber utama untuk menggerakkan alat proses. Berikut adalah spesifikasi generator yang digunakan :

Kapasitas	: 1600 kW
Jenis	: AC <i>Generator</i>
Tegangan	: 220/360
Jumlah	1

5.6 Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Udara tekan dipilih memiliki tekanan 6 bar dan suhu 30°C. Adapun jumlah alat kontrol sebanyak 2 buah dengan total kebutuhan udara tekan keseluruhan sebesar 3,3 m³ /jam. Kebutuhan udara tekan diperoleh dari kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi *silica gel*.

Spesifikasi kompresor yang dibutuhkan :

Kode	: KO-01
Fungsi	: Mengompres udara menjadi udara bertekanan
Jenis	: <i>Single Stage Reciprocating Compressor</i>

Jumlah	: 1
Kapasitas	: 3,7 m ³ /jam (<i>overdesign</i> 10%)
Tekanan <i>discharge</i>	: 6 atm
Suhu udara	: 30°C
Efisiensi	: 85%
Daya kompresor	: 0,5 Hp

5.7 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menyediakan bahan bakar yang diperlukan untuk proses pembakaran pada *boiler*. Bahan bakar yang digunakan untuk *boiler* dan *generator* yaitu solar. Solar memiliki *heating value* sebesar 35.677 – 36.235 kJ/liter. Adapun jumlah kebutuhan solar sebanyak 279,5 kg/jam.

5.8 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik *acetic acid* ini menghasilkan limbah berupa limbah padat, cair dan gas. Proses produksi *acetic acid* ini akan diolah lebih lanjut di Unit Pengolahan Limbah (UPL). Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan, proses pengolahan limbah pada pabrik ini adalah sebagai berikut.

5.8.1 Limbah gas

Limbah gas atau gas buang dari pabrik *acetic acid* ini berasal dari proses reaksi pembakaran pada reaktor berupa gas karbon monoksida. Pengolahan limbah gas

dilakukan melalui proses penyerapan gas dengan karbon aktif. Metode penyerapan CO untuk mengurangi gas buang dengan menggunakan karbon aktif pada filter udara. Penggunaan filter tersebut akan mengurangi konsentrasi gas CO yang timbul dari hasil limbah pabrik *acetic acid*.

5.8.2 Limbah cair

Pengolahan air berminyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat-alat lain pada pabrik, dilakukan dengan pemisahan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak akan berada di bagian atas dan dialirkan ke penampungan minyak untuk kemudian dibakar di dalam tungku pembakar. Sedangkan air yang berada di bagian bawah dialirkan ke penampungan akhir untuk kemudian dibuang.

5.8.3 Limbah padat

Limbah padat berasal dari proses proses pengolahan air (*water treatment system*) pada unit utilitas. Limbah padat tersebut berupa lumpur yang banyak mengandung padatan yang sering disebut *sludge*. Lumpur tersebut dapat diolah menjadi abu melalui beberapa tahapan sebagai berikut:

- Pengentalan atau pemekatan lumpur (*sludge thickening*)
- Stabilisasi lumpur (*sludge stabilization*)
- Pengeluaran air (*sludge dewatering*)
- Pengeringan lumpur (*sludge drying*)

5.9 Spesifikasi Alat-alat Utilitas

5.9.1 Saringan / *Screening* (FU-01)

Fungsi	: Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, daun, ranting dan sampah-sampah lainnya.
Bahan	: Alumunium
Jumlah air	: 76.918,90 kg/jam
Dimensi bak :	
Panjang	= 3,05 m
Lebar	= 2,44 m

5.9.2 Bak Pengendapan Awal / *Sedimentasi* (B-01)

Fungsi	: Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi.
Tipe	: Bak persegi yang diperkuat beton bertulang
Jumlah air	: 76.918,90 kg/jam
Dimensi bak :	
Panjang	= 10,34 m
Lebar	= 10,34 m
Tinggi	= 5,17 m

5.9.3 Bak Flokuator/Bak Penggumpal (B-02)

Fungsi	: Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid
--------	--

dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.

Jumlah air : 76.918,90 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter = 4,89 m

Tinggi = 4,89 m

Pengaduk :

Jenis = *Marine propeller 3 blade*

Diameter = 4,89 m

Power = 2 Hp

5.9.4 Tangki Larutan Alum (TU-01)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 2 minggu operasi.

Kebutuhan : 0,2356 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter = 1,36 m

Tinggi = 2,72 m

5.9.5 Bak Pengendap I (BU-01)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang

terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi
(menghilangkan flokulasi).

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 76.918,90 kg/jam

Dimensi bak :

Panjang = 10,34 m

Lebar = 10,34 m

Tinggi = 5,17 m

5.9.6 Bak Pengendap II (BU-02)

Fungsi : Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (memberi kesempatan untuk proses flokulasi ke 2).

Tipe : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Jumlah air : 76.918,90 kg/jam

Dimensi bak :

Panjang = 10,34 m

Lebar = 10,34 m

Tinggi = 5,17 m

5.9.7 Sand Filter (FU-02)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air

sungai.

Jumlah air : 76.918,90 kg/jam

Dimensi bak :

Panjang = 2,74 m

Lebar = 2,74 m

Tinggi = 1,37 m

5.9.8 Bak Penampung Sementara (BU-03)

Fungsi : Menampung sementara *raw water* setelah disaring di *sand filter*

Jumlah air : 76.918,90 kg/jam

Dimensi bak :

Panjang = 5,69 m

Lebar = 5,69 m

Tinggi = 2,78 m

5.9.9 Tangki Klorinasi (TU-02)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga.

Jumlah air : 11598,51 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter = 2,6 m

Tinggi = 2,6 m

5.9.10 Tangki Kaporit (TU-03)

Fungsi : Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01).

Jumlah bahan : 0,083 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter = 0,33 m

Tinggi = 0,33 m

5.9.11 Tangki Air Bersih (TU-04)

Fungsi : Menampung air keperluan kantor dan rumah tangga.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 11598,51 kg/jam

Dimensi bak

Diameter = 7,52 m

Tinggi = 7,52 m

5.9.12 Tangki Service Water (TU-05)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan layanan umum.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 500 kg/jam

Dimensi bak

Diameter = 2,64 m

Tinggi = 2,64 m

5.9.13 Tangki Bertekanan (TU-06)

Fungsi : Menampung air bertekanan untuk keperluan layanan umum

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 500 kg/jam

Dimensi bak

Diameter = 2,64 m

Tinggi = 2,64 m

5.9.14 Bak Air Pendingin (BU-04)

Fungsi : Menampung kebutuhan air pendingin

Tipe : Bak persegi panjang

Jumlah air : 63.715,16 kg/jam

Dimensi bak

Panjang = 15,42 m

Lebar = 15,42 m

Tinggi = 7,71 m

5.9.15 Cooling Tower (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin setelah digunakan

Jenis : *Induced Draft Cooling Tower*

Air yang didinginkan : 63.715,16 kg/jam

Densitas air : 1000 kg/m³

Suhu

T in air : 45 °C

T out air : 30 °C

T wet bulb : 27 °C

Dimensi Cooling Tower

Panjang = 2,35 m

Lebar = 2,35 m

Tinggi = 3,57 m

Blower Cooling Tower

Fungsi : Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan
dengan air yang akan didinginkan

Kebutuhan Udara : 1.930.830,481 ft³/jam

Power motor : 7,3 HP ~ 7,5 HP (standar)

5.9.16 Tangki NaCl (TU-07)

Fungsi : Menampung/menyimpan larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi kation *exchanger*.

Tipe : Tangki silinder

Jumlah NaCl : 32 kg

Dimensi bak :

Diameter = 1,26 m

Tinggi = 1,26 m

5.9.17 Tangki NaOH (TU-08)

Fungsi : Menampung Larutan NaOH yang akan digunakan untuk mengregenerasi anion *exchanger*.

Tipe : Tangki silinder

Jumlah NaOH : 7,9 kg

Dimensi bak :

Diameter = 1 m

Tinggi = 1 m

5.9.18 *Mixed bed* (TU-09)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation seperti Ca dan Mg, serta anion seperti Cl, SO₄, dan NO₃.

Jumlah air : 2792,38 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter = 0,6 m

Tinggi = 1,6 m

Tebal = 0,1875 in

5.9.19 Tangki Air Demin (TU-10)

Fungsi : Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan boiler.

Tipe : Tangki Silinder Tegak

Jumlah air : 2792,38 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter = 4,67 m

Tinggi = 4,67 m

5.9.20 Tangki N₂H₄ (TU-11)

Fungsi : Menyimpan larutan N₂H₄.

Tipe : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 2792,38 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter = 1,63 m

Tinggi = 1,63 m

5.9.21 Dearator (DE-01)

Fungsi : Menghilangkan gas CO₂ dan O₂ yang terikat dalam *Feed water* yang menyebabkan kerak pada *boiler*.

Tipe Tangki : silinder tegak

Jumlah air : 2792,38 kg/jam

Dimensi bak :

Diameter = 1,62 m

Tinggi = 1,62 m

5.9.22 Unit Penyedia Udara Bertekanan

- Kompresor

Fungsi : Mengompres udara menjadi bertekanan

Jumlah : 1 (satu)

Jenis : *Centrifuge Compressor*

T in : 30 °C

P out : 88,2 psi

Efisiensi : 85 %

Daya : 5,1 HP Maka, digunakan : 7,5 HP

- Tangki *Silica Gel*

Fungsi : Menampung udara kering

Jumlah	: 1 (satu)
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Kebutuhan Udara	: 56,07 m ³ /h
Kebutuhan Silica Gel	: 3,26 kg/jam
Regenerasi	: 24 jam
Dimensi Tangki	
V	: 0,034 m ³
D	: 0,3 m
L	: 0,45 m

5.9.23 Boiler (B-01)

Fungsi	: Pembentukan <i>saturated steam</i>
Jumlah	: 1 (satu)
Bahan Kontruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Waktu Penampungan	: 1 hari
Q	: 10.226.478 kJ/hr
A	: 29,75 m ²
D	: 3,83 m
H	: 7,66 m
Efisiensi Pembakaran	: 80 %
Kebutuhan Bahan Bakar	: 0,32 m ³ /jam
Volume Bahan Bakar	: 23,45 m ³

Tabel 5. 6 Spesifikasi Pompa Utilitas

Kode Alat	Efisiensi Pompa (%)	Daya (Hp)		Kapasitas (gpm)
		Pompa	Motor	
PU-01	80%	2,48	3,00	397,49
PU-02	80%	2,48	3,00	397,49
PU-03	80%	2,55	3,00	397,49
PU-04	20%	0,00000008	0,05	0,0000117
PU-05	80%	2,43	3,00	397,49
PU-06	80%	2,55	5,00	397,49
PU-07	80%	2,55	5,00	397,49
PU-08	80%	0,95	1,50	397,49
PU-09	80%	1,57	2,00	397,49
PU-10	63%	0,0000002	0,05	0,0004
PU-11	60%	0,34	0,5	59,9
PU-12	60%	2,29	3	59,9
PU-13	20%	0,03	0,05	2,58
PU-14	20%	0,05	0,08	2,58
PU-15	78%	2,12	3	243,64
PU-16	78%	1,22	2	243,64
PU-17	20%	0,0013	0,05	0,16
PU-18	20%	0,19	0,25	14,4
PU-19	20%	0,37	0,5	14,43
PU-20	20%	0,1	0,16	8,78
PU-21	20%	0,19	0,25	14,43

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1. Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi bertujuan untuk mengetahui kelayakan pendirian suatu pabrik yang akan didirikan. Faktor - faktor yang diperhatikan dalam evaluasi ekonomi suatu pabrik antara lain :

- a. *Return On Investment* (ROI)
- b. *Pay Out Time* (POT)
- c. *Discounted Cash Flow* (DCF)
- d. *Break Event Point* (BEP)
- e. *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum pabrik didirikan diperlukan analisis ekonomi, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal antara lain :

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)

Total Capital Investment terdiri dari :

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Total Production Cost terdiri dari :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
- c. Pendapatan modal

Perlu juga dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal untuk mengetahui titik impas dari pendirian pabrik. Hal-hal tersebut antara lain :

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

6.2. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan mengalami perubahan yang cukup signifikan setiap tahunnya tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Oleh karena itu, diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun yang dirikan dan perlu diketahui indeks harga peralatan pada tahun itu juga.

Indeks harga tahun 2026 diperkirakan dengan garis linier menggunakan data indeks harga dari tahun 1987 sampai 2015, sebagai berikut :

Tabel 6. 1 Indeks Harga

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
1987	323,8
1988	342,5
1989	355,4
1990	357,6
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3

Tahun (Xi)	Indeks (Yi)
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	574,6
2017	583,7
2018	592,8
2019	601,9
2020	611,0
2021	620,1
2022	629,3
2023	638,4
2024	647,5
2025	656,6
2026	665,7
2027	674,8

Sumber: (www.chemengonline.com/pci)

Dari indeks harga di atas maka diperoleh persamaan regresi linier adalah :

$$y = 9.1139 x - 17799$$

Persamaan regresi linier tersebut digunakan untuk mencari indeks harga pada tahun pabrik didirikan. Dalam rencana, pabrik akan didirikan pada tahun 2026. Indeks harga pada tahun 2027 adalah **674,8**. Sedangkan indeks harga pada tahun 2014 (dijadikan sebagai acuan tahun referensi peralatan) adalah **576,1**.

Harga peralatan pada tahun 2026 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut :

$$Ex = \left(\frac{Nx}{Ny}\right) Ey$$

Keterangan :

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

Nx = nilai indeks tahun X

Ny = nilai indeks tahun Y

6.3. Perhitungan Biaya

6.3.1 Dasar Perhitungan

1. Kapasitas Produksi = 102.000 Ton/Tahun
= 102.000.000 Kg/Tahun
2. Satu tahun operasi = 330 Hari
3. Umur Pabrik = 10 Tahun
4. Tahun Pendirian Pabrik = 2027
5. Indeks Harga Tahun 2027 = 674,8
6. Upah Buruh Asing = US\$ 20/man hour
7. Upah Buruh Indonesia = Rp 15.000/man hour
8. Kurs Dollar = Rp 14.600 = 1 \$

9. Harga Jual Asam Asetat = Rp 75.980,31/Kg

10. UMR Bontang = Rp 4.225.000

6.3.2 Total Capital Investment

Total Capital Investment adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas, penunjang dan operasi pabrik. *Total capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, meliputi:

- *Purchased Equipment Cost*
- *Equipment Installation*
- *Piping*
- *Instrumentation*
- *Insulation*
- *Electrical*
- *Building*
- *Land and Yard Improvement*
- *Utility*
- *Engineering Cost*
- *Construction Cost*
- *Contractor fee*

- *Contingency*

Physical Plant Cost (PPC) = 1 + 2 + ... + 8 + 9

Direct Plant Cost (DPC) = PPC + 10 + 11

Fixed Capital Investment (FCI) = DPC + 12 + 13

Tabel 6. 2 PPC

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	97.075.264.362,09	6,648,990
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	24.268.816.090,52	1,662,247
3	Instalasi cost	15.263.423.073,26	1,045,439
4	Pemipaan	52.868.452.279,83	3,621,126
5	Instrumentasi	24.157.777.945,67	1,654,642
6	Insulasi	3.628.686.679,84	248,540
7	Listrik	14.561.289.654,31	997,348
8	Bangunan	206.862.500.000,00	14,168,664
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	180.000.000.000,00	12,328,767
Total		618.686.210.085,52	42,375,767

Tabel 6. 3 DPC

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Constrution</i>	61.868.621.008,55	4,237,576
2	DPC	680.554.831.094,07	46,613,344
Total		742.423.452.102,63	50,850,921

Tabel 6. 4 FCI

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya, (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	680.554.831.094,07	46,613,344
2	<i>Cotractor's fee</i>	68.055.483.109,41	4,661,334
3	<i>Contingency</i>	170.138.707.773,52	11,653,336
Total		918.749.021.977	62,928,015

b. *Working Capital Investment*

Working capital investment adalah total biaya pengeluaran untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu atau yang di tentukan, meliputi:

1. *Raw Material Inventory*
2. *In Process Inventory*
3. *Product Inventory*
4. *Extented Credit*
5. *Available Cash*

Tabel 6. 5 *Working Capital Investment*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	173.450.351.271,23	11,880,161
2	<i>Inproses Onventory</i>	97.823.555.426,67	6,700,243
3	<i>Product Inventory</i>	136.952.977.597,33	9,380,340
4	<i>Extended Credit</i>	230.149.090.909,09	15,763,636
5	<i>Available Cash</i>	585.645.066.647,00	40,112,675
Total		1.223.502.535.487,31	83,801,543

6.3.3

Total Production Cost

a. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah jumlah *direct*, *indirect*, dan *fixed manufacturing cost* yang terikat dala pembuatan suatu produk.

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct Manufacturing Cost adalah total biaya pengeluaran yang berkaitan khusus dalam pembuatan suatu produk, meliputi :

- *Raw material*
- *Tenaga kerja*
- *Supervisor*
- *Maintenance cost*
- *Plant supplies*
- *Royalties and patent*
- *Utilities*

Tabel 6. 6 Direct Manufacturing Cost

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	5.723.861.591.950,58	392,045,314
2	<i>Labor</i>	18.640.800.000,00	1,276,767
3	<i>Supervision</i>	1.864.080.000,00	127,676
4	<i>Maintenance</i>	55.124.941.318,62	3,775,680
5	<i>Plant Supplies</i>	8.268.741.197,79	566,352
6	<i>Royalty and Patents</i>	75.949.200.000,00	5,202,000
7	<i>Utilities</i>	45.222.405.802	3,097,425
Total		5.928.931.760.268,98	406,091,216

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost adalah total biaya pengeluaran secara akibat tidak langsung karena operasional atau berjalannya pabrik, meliputi:

- a. *Payroll overhead*
- b. *Laboratory*
- c. *Plant overhead*
- d. *Packaging*
- e. *Shipping*

Tabel 6. 7 Indirect Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	2.796.120.000,00	191,515
2	<i>Laboratory</i>	1.864.080.000,00	127,676
3	<i>Plant Overhead</i>	9.320.400.000,00	638,383
4	<i>Packaging and Shipping</i>	379.746.000.000,00	26,010,000
Total		393.726.600.000,00	26,967,575

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Fixed Manufacturing Cost adalah total biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat beroperasi maupun tidak beroperasi atau pengeluaran yang memiliki sifat tetap, tidak tergantung pada waktu maupun tingkat jumlah produksi, meliputi:

- a. *Depresiasi*
- b. *Property tax*
- c. *Insurance*

Tabel 6. 8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	91.874.902.197,70	6,292,801
2	<i>Property taxes</i>	18.374.980.439,54	1,258,560
3	<i>Insurance</i>	9.187.490.219,77	629,280
Total		119.437.372.857,01	8,924,336

Tabel 6. 9 Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	5.928.931.760268,98	406,091,216
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	393.726.600.000,00	26,967,575
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	119.437.372.857,01	8,180,641
Total		6.442.095.733.125,99	441,239,433

4. *General Expense*

General Expense adalah pengeluaran secara umum meliputi pengeluaran - pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk dalam manufacturing cost, meliputi :

- a. *Administration*
- b. *Sales expense*
- c. *Research*
- d. *Finance*

Tabel 6. 10 *General Expense*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	193.262.871.993,78	13,237,183
2	<i>Sales Expense</i>	322.104.786.656,30	22,061,971
3	<i>Research</i>	193.262.871.993,78	13,237,183
4	<i>Finance</i>	42.845.031.149,29	2,934,591
	Total	751.475.561.793,15	51,470,928

Tabel 6. 11 *Total Production Cost*

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	6.442.095.733.125,99	441,239,433
2	<i>General Expenses(GE)</i>	751.475.561.753,15	51,470,928
	Total	7.193.571.294.919,14	492,710,362

6.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan bertujuan untuk layak atau tidaknya dari suatu pabrik yang akan diirikan. Evaluasi kelayakan tersebut diantaranya lain :

6.4.1 Return Of Investment (ROI)

Return On Investment (ROI) adalah kecepatan pengembalian banyaknya modal investasi, dinyatakan dalam persentase (%) terhadap modal yang tetap

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

Batasan minimum ROI sebelum pajak untuk Industri Kimia adalah untuk low risk yaitu 11% dan high risk yaitu 44%.

- Profit = Sales Price – Total Product Cost
- Pajak = 30 %
- Hasil Penjualan = Rp 7.594.920.000.000,00
- Biaya Produksi = Rp 7.193.571..294.919,14
- Keuntungan sebelum pajak = Hasil penjualan – biaya produksi
= Rp 401.348.705.080,86
- Keuntungan setelah pajak = 30% x Keuntungan
= Rp 280.944.093.556,60
- ROI sebelum pajak =

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

$$= 46,63 \%$$

- ROI setelah pajak =

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

$$= 32,64\%$$

6.4.2 Pay Out Time

Pay Out Time (POT) adalah jumlah tahun yang berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan melebihi investasi awal jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Fixed Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

- POT sebelum pajak =

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit Before Taxes} + 0,1 FCI)} \times 100\%$$

$$= 1,77 \text{ Tahun}$$

- POT setelah pajak =

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit After Taxes} + 0,1 FCI)} \times 100\%$$

$$= 2,35 \text{ Tahun}$$

Batasan maksimum *Pay Out Time (POT)* setelah pajak untuk skala industri kimia *Low risk* yaitu 5 tahun dan *High risk* yaitu 2 tahun.

6.4.3 Break Even Point

Break Event Point (BEP) adalah suatu titik impas (hal tersebut pabrik tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian). Total Kapasitas pabrik pada saat *sales*

value = total cost. Suatu pabrik akan mengalami jika beroperasi di bawah standar *Break Event Point* (BEP) dan mendapatkan keuntungan jika beroperasi diatas *Break Event Point* (BE). Harga *Break Event Point* (BEP) pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas.

$$\begin{aligned} \text{Break Even Point} &= \frac{Fa + (0,3xRa)}{(Sa - Va - (0,7xRa))} x 100\% \\ &= 46,32\% \end{aligned}$$

Keterangan :

Fa : Fixed manufacturing cost

Ra : Regulated cost

Va : Variabel cost

Sa : Sales price

- *Fixed Cost (Fa)* adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya baik pabrik produksi ataupun tidak berproduksi.
- *Variabel Cost (Va)* adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya dipengaruhi total kapasitas produksi.
- *Ragulated Cost (Ra)* adalah sejumlah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya yang besarnya proporsional dengan total kapasitas produksi. Biaya-biaya tersebut bisa menjadi biaya tetap atau menjadi biaya variabel.

Tabel 6. 12 *Fixed Cost (Fa)*

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depresiasi	91.874.902.194,70	6,292,801
2	<i>Proerty Taxes</i>	18.374.980.439,54	1,258,560

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
3	Asuransi	9.187.490.219,77	629,280
	Total	119.437.372.857,01	8,180,641

Tabel 6. 13 *Regulated Cost* (Ra)

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	18.640.800.000,00	1,276,767
2	Payroll Overhead	2.796.120.000,00	191,515
3	Supervision	1.864.080.000,00	127,676
4	Plant Overhead	9.320.400.000,00	638,383
5	Laboratorium	1.864.080.000,00	127,676
6	General Expense	751.475.561.793,15	51,470,928
7	Maintenance	55.124.941.318,62	3,775,680
8	Plant Supplies	8.268.741.197,79	566,352
	Total	849.354.724.309,56	58,174,981

Tabel 6. 14 *Variable Cost* (Va)

No	Komponen	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	5.723.861.591.950,58	392,045,314
2	Packaging and Shipping	379.746.000.000,00	26,010,000
3	Utilities	45.222.405.802	3,097,425
4	Royalty & Patent	75.949.200.000,00	5,202,000
	Total	6.224.779.197.752,57	426,354,739

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah level produksi pabrik yang mana biaya untuk mengoperasikan pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik tersebut dan membayar sejumlah fixed cost.

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

$$= 31,36\%$$

6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Evaluasi ekonomi keuntungan pabrik dengan cara *Discounted Cash Flow* menggunakan nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik tersebut berakhir (*present value*). Dihitung dengan persamaan:

$$(FC+WC)(1+i)^n = CF[(1+i)^n-1+(1+i)^n-2+\dots+(1+i)+1]+SV+WC$$

Keterangan :

$$R = S$$

$$FC = \text{Fixed Capital}$$

$$WC = \text{Working Capital}$$

$$SV = \text{Salvage Value}$$

$$CF = \text{Annual Cash Flow (After Profit + taxes + depresiasi inance)}$$

$$I = \text{Discounted cash flow rate}$$

$$n = \text{Umur Pabrik (10 Tahun)}$$

$$\begin{aligned} \text{Salvage Value} &= 10 \% \times \text{FCI} \\ &= \text{Rp } 91.874.902.197,70 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow} &= \text{Annual profit} + \text{Depresiasi} + \text{Finance} \\ &= \text{Rp } 415.664.026.903,59 \end{aligned}$$

Discounted cash flow rate dihitung secara trial and error,

$$R = \text{Rp } 12.786.636.207.343,60$$

S = Rp 12.786.636.207.343,60

R-S = 0

Dari Trial dan error di peroleh :

Harga i = 0.2004

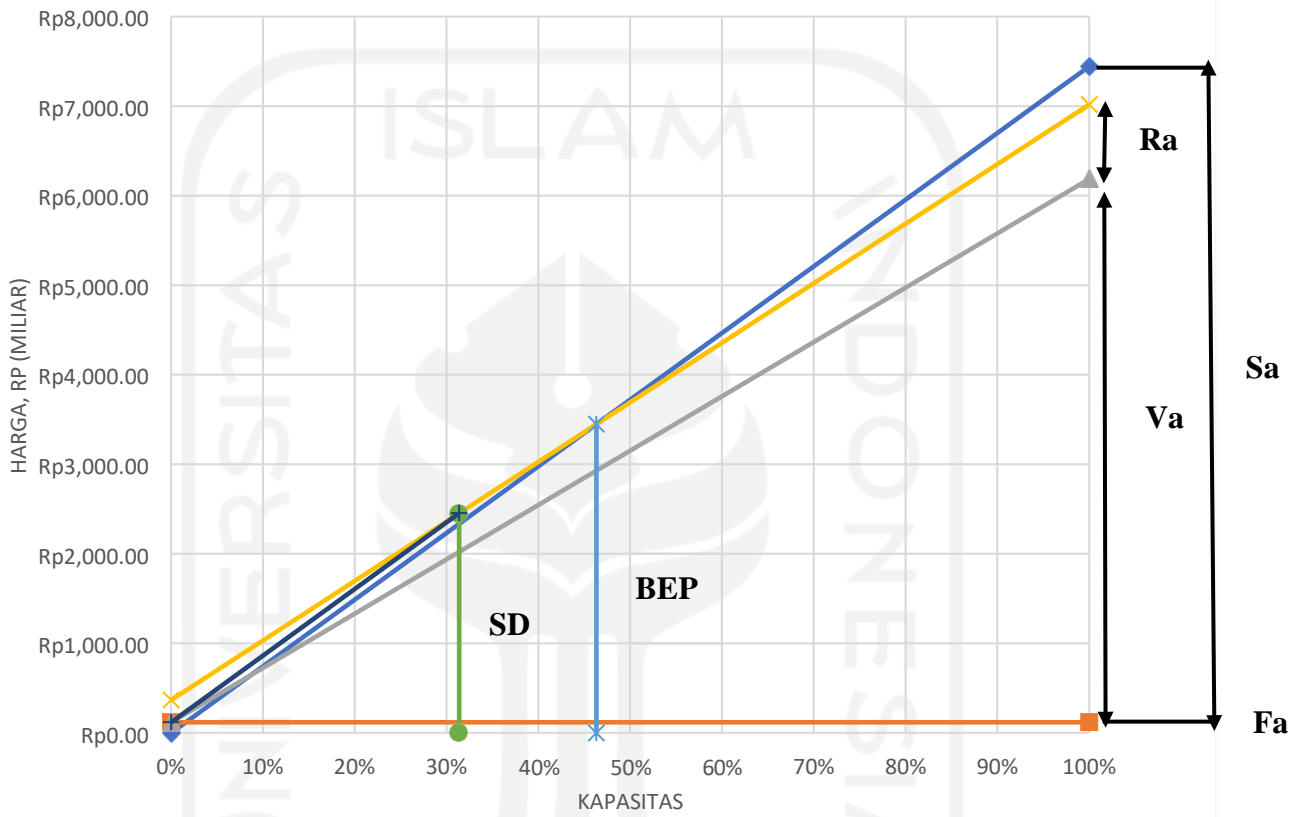
Sehingga DCFR = 20,73 %

Bunga bank Indonesia = 5,20 %

DCFRR minimum = 7,80 %

Tabel 6. 15 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi	Layak/tidak
ROI sebelum pajak	46,3%	ROI <i>before taxes</i> <i>Minimum low</i> 11%, <i>high</i> 44%	Aries Newton, P.193	Layak
ROI setelah pajak	32,64%			
POT sebelum pajak	1,77	POT <i>before taxes</i>	Aries Newton, P.196	Layak
POT setelah pajak	2,35	Maksimum <i>low</i> 5 thn, <i>high</i> 2 thn		
BEP	46,32%	Kisaran 40-60%	-	Layak
SDP	31,36%	Kisaran 20-30%	-	Layak
DCFRR	20,05%	>1,5 bunga bank = minimum	7,80%	Layak



Gambar 6. 1 Korelasi Kapasitas Produksi Terhadap Biaya

الجامعة الإسلامية
 المعهد الإسلامي
 الدراسات والبحوث

BAB VII

KESIMPULAN

7.1 Kesimpulan

Kesimpulan yang dapat diperoleh dari hasil laporan perancangan pabrik kimia ini antara lain:

1. Pabrik asam asetat dengan kapasitas produksi 102.000 ton/tahun membutuhkan bahan baku metanol sebesar 60.496,92 ton/tahun dan karbon monoksida 52.913,73 ton/tahun.
2. Pabrik asam asetat dengan kapasitas 102.000 ton/tahun membutuhkan utilitas berupa:
 - a. Air = 76.753 kg/jam
 - b. *Downtherm A* = 68.987 kg/jam
 - c. Bahan bakar = 262 kg/jam
 - d. Listrik = 388 kW
3. Luas tanah yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik asam asetat sebesar 40.000 m².
4. Perancangan pabrik asam asetat bila ditinjau dari kondisi operasi, pemilihan bahan baku dan produk, Analisa kelayakan ekonomi, serta limbah pabrik, maka pabrik asam asetat dari metanol dan karbon monoksida menggunakan proses Monsanto kapasitas 102.000 ton/tahun tergolong pabrik beresiko tinggi (high risk).
5. pabrik membutuhkan tenaga kerja sebanyak 159 pekerja.

6. Total Capital Investment yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik ini terdiri dari *fixed capital investment* sebesar Rp 1.002.271.660.338,55 dan *working capital* sebesar Rp 1.225.317.307.764,31

7. *Total Production Cost* yang terdiri dari *manufacturing cost* sebesar Rp 6.456.354.658.159,94 dan *general expense* sebesar Rp 754.750.791.759,65

Nilai ROI pabrik asam asetat ini adalah:

ROI sebelum pajak = 46,63%

ROI setelah pajak = 32,64%

8. Nilai POT pabrik asam asetat:

POT sebelum pajak = 1,77 tahun

POT setelah pajak = 2,35 tahun

9. Nilai BEP, SDP dan DCFR pabrik asam asetat ini adalah

Nilai BEP = 46,32%

Nilai SDP = 31,36%

Nilai DCFR = 20,73%

Dengan mempertimbangkan hasil evaluasi ekonomi diatas maka pabrik asam asetat dari metanol dan karbon monoksida menggunakan proses Monsanto kapasitas 102.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dan memenuhi syarat untuk didirikan.

7.2 Saran

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

1. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik – pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
2. Pendirian pabrik asam asetat dapat menjadi solusi pemerintah untuk mendorong tumbuhnya industry kimia didalam negeri, agar menjadi sector penggerak perekonomian nasional.
3. Optimasi saat pemilihan alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
4. Pendirian pabrik asam asetat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan asam asetat di Indonesia.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost", Mc. Graw Hill Book co., New York
- Brown, G.G., 1950, "Unit Operation", John Wiley and Sons Inc, New York.
- Brownell, L.E and Young, E.H., 1959, "Equipment Design", John Willey & Sons, inc., New York.
- Chemical Technology., 2009, Industry Projects. In the Chemical Technology Homepage (online). <http://www.chemicals-technology.com/projects/>.
- Coulson, J.M., Richardson, J.F., 1983, "Chemical Engineering Design", Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford
- Faith, W.L., ; D.B. Keyes; and R.L. Clark., 1961, Industrial Chemicals. London: John Wiley and Sons In
- Froment, F., Gilbert, and Bischoff, B., Kenneth., 1981, Chemical Reactor Analysis and Design, 2nd ed., John Wiley & Sons, New York.
- Geankoplis, J.C., 1978, "Transport Process and Unit Operation" Third Edition, Prentice Hall International Inc., United States of America.
- Kementrian Perindustrian Indonesia., 2019, "Pemerintah Pacu Industri Kimia Jadi Penggerak Ekonomi Nasional". Jakarta.
- Kern, D.Q., 1950, "Process Heat Transfer", McGraw-Hill International Book Company Inc., New York.

- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1982, Encyclopedia of Chemical Technology, 3rd Edition, vol. 4, New York, Interscience Publishing Inc.
- Maitlis, P.M., Haynes, A., Sunley, G.J. and Howard, M.J., 1996, Methanol carbonylation revisited: thirty years on. Journal of the Chemical Society, Dalton Transactions, (11), pp.2187-2196.
- Muskett, M.J., BP Chemicals Ltd, 2001, Carbonylation of methanol to acetic acid with carbon monoxide flow controls. U.S. Patent 6,255,527.
- McKetta, J. J., and W.A. Cunningham., 1976, Encyclopedia of Chemical Processing and Design. New York: Marcel Dekker Inc
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, "Perry's Chemical Engineer's Handbook", 6th ed., McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D., 1991, Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th Ed. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Renken, A. and Kiwi-Minsker, L., 2010, Microstructured catalytic reactors. Advances in catalysis, 53, pp.47-122.
- Seader, J.D., and Henley, E.J., 2006, Separation Process Principles, Second Edition, New York : John Wiley & Sons, Inc.
- Sigma Aldrich., 2009, Safety Data Sheet. In The Sigma-Aldrich Homepage(online).
<http://www.sigmaldrich.com/MSDS/MSDS?DisplayMSDSPage.do>
- Smith, J.M., Van Ness, H.G., and Abbott, M., 1997, "Introduction to Chemical

Engineering Thermodynamics”, Sixth Edition., New York : Mc Graw Hill Book Companies, Inc.

Suwarni, Eka S., 2006, Proses Produksi Asam Asetat di PT Sarasa Nugraha Tbk.

Lapora Kerja Praktek Jurusan Teknik Kimia, Universitas Muhammadiyah Surakarta, Surakarta, Indonesia.

Treybal, R.E., 1981, Mass Transfer Operation, 3th ed., Mc. Graw Hill Book Company Inc., Singapore.

Ullmann., 1987, “Encyclopedia of Industrial Chemistry”, Vol, A.10, 5th edition, VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim Federal Republic of Germany.

Yaws, C.L., 1999, “Chemical Properties Handbook Physical, Thermodynamic, Enviromental, Transport, Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic Chemicals”, New York : Mc Graw Hill Book Companies, Inc.

Yoneda, N., Kusano, S., Yasui, M., Pujado, P. and Wilcher, S., 2001, Recent advances in processes and catalysts for the production of acetic acid. Applied Catalysis A: General, 221(1-2), pp.253-265.

Yuying, Chen., Yuan G, dan Chen R., 1989, Kinetic Study of Carbonylation of Metanol to Acetic Acid and Acetid Anhydride Over a Novel Copolymer-Bound Cis- Discarbony Irhodium Complex. Chinese Journal of Polymer Science 7(3):225-231.

<https://www.alibaba.com/>

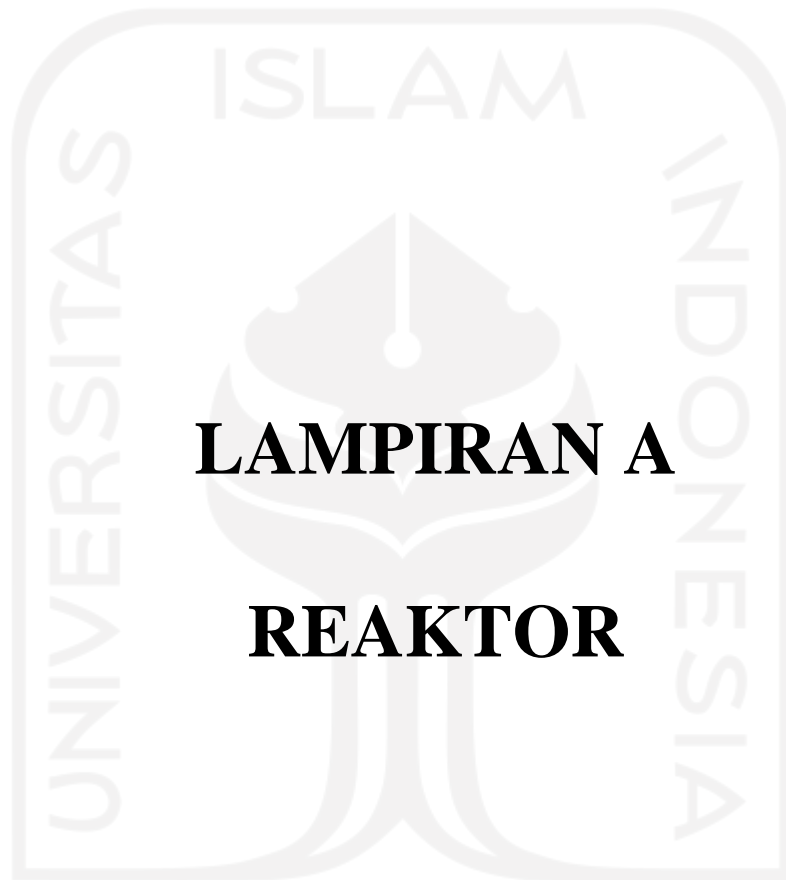
<https://www.bppt.go.id/>

<http://www.matche.com/>

<https://www.bps.go.id/>

<https://www.chemengonline.com/category/separation-processes/>





LAMPIRAN A

REAKTOR

الجمهورية الإسلامية الإندونيسية

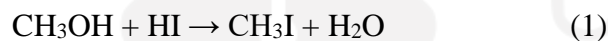
REAKTOR

Fungsi: Mereaksikan CH_3OH dengan gas CO menjadi CH_3COOH

Jenis : Reaktor Gelembung

Kondisi operasi :

- Tekanan : 30 atm = 22.800 mmHg
- Suhu : 488,15 K = 175 °C
- Terkonversi menjadi CH_3COOH 90 %
- Reaksi kompleks yang terjadi:



- Reaksi utama yang terjadi:



Tujuan Perancangan :

1. Memilih jenis dan bahan konstruksi reaktor.
2. Menentukan faktor yang paling berpengaruh.
3. Menentukan dimensi orifice
4. Menentukan dimensi utama
5. Menentukan ukuran pipa

Konversi : 90 % terhadap CH_3OH

Alasan pemilihan reaktor gelembung :

1. Reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas-cair, dengan jumlah gas yang relatif sedikit direaksikan dengan cairan yang jumlahnya besar.

2. Relatif lebih murah, perawatan dan pengoperasiannya lebih mudah.
3. Di dalam reaktor gelembung, aliran gas dianggap *plug flow*, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan didalam reaktor selalu serba sama (*mixed flow*).

1. Kinetika Reaksi

Konstanta kecepatan reaksi pembuatan asam asetat dapat dinyatakan dalam persamaan:

$$k = A \times e^{\left(-\frac{E}{R \times T}\right)}$$

Keterangan : k : konstanta kecepatan reaksi

A : *pre exponential factor* (1/jam)

Ea : energi aktivasi (kkal/kmal)

R : tetapan gas (kkal/mol.K)

T : suhu operasi (K)

$$k = (2,57 \times 10^{10}) \times e^{\left(\frac{-22}{(1,987 \times 10^{-3}) \times 448,15}\right)}$$

$$k = 0,479$$

Dari : Jurnal Chen Yuying, Yuan Guoqing, and Chen Rangyao., Kinetik Study Of Carbonylation Of Metanol Vol.7 No.3, 1989

2. Perancangan Reaktor

1. Neraca Massa Umpan Masuk Reaktor

Cairan masuk :

Komponen Senyawa	F (kg/jam)	Fraaksi mol	F (kmol/jam)	Fraksi Berat	BM
CH ₃ OH	7642,773	0,937	238,837	0,827	32
H ₂ O	11,658	0,002	0,648	0,001	18
CH ₃ I	1146,599	0,031	8,075	0,012	142
CH ₃ COOH	439,009	0,028	7,317	0,047	60
Total	9240,038	1,000	284,493	1,000	

Gas masuk :

Komponen Senyawa	F (kg/jam)	Fraaksi mol	F (kmol/jam)	Fraksi Berat	BM
CO	6681,028	0,952	238,395	0,590	28
H ₂	334,051	0,048	165,607	0,410	2
Total	7015,079	1,000	414,729	1,000	

Data-data yang diketahui :

Viscositas pada suhu 175 ° C = 0,155 cp

Cairan masuk = 9240,0383 kg/jam

= 266,008 kmol/jam

ρ cairan = 289,805 kg/m³

BM cairan = 34,7369 kg/mol

Kec.volumetrik = 0,0314 m³/jam

Umpan CH₃OH (F_{A0}) = 238,837 kmol/jam

Konsentrasi CH₃OH (C_{A0}) = 7614,960 kmol/m³

Umpan CO (F_{B0}) = 238,528 kmol/jam

Konsentrasi CO (C_{B0})	= 7605,12 kmol/m ³
μ_L	= 0,136 cp
σ_L	= 5,563 dyne/cm
g	= 9,8 m/s ²
R	= 0,0821 m ³ .atm/kmol.K

2. Menghitung ρ Gas

$$\rho_{gas} = \frac{BM.P}{R.T} = 14,155 \text{ kg/m}^3$$

3. Menghitung Cai

Dari persamaan $P_{Ai} = H_A \cdot C_{Ai}$

$$C_{Ai} = \frac{P_{Ai}}{H_A}$$

Dengan asumsi gas ideal, $P_{Ai} \sim P_{AG} = y_A \cdot P_T$

Hasil perhitungan adalah sebagai berikut :

- Komposisi gas masuk reaktor

$$CO = 238,395 \text{ kmol/jam} \sim 0,66 \text{ kmol/s}$$

$$H_2 = 165,607 \text{ kmol/jam} \sim 0,046 \text{ kmol/s}$$

$$y_A = \frac{F_{CO}}{F_{CO} + F_{H_2}}$$

$$P_{AG} = 17,702 \text{ kmol/jam}$$

- Konstanta Antoine untuk CO

$$A = 13,87$$

$$B = 770$$

$$C = 1,64$$

$$\ln P_A^o = A - \frac{B}{T+C} = 12,518$$

$$P_{A0} = 190630,065 \text{ mmHg} = 250,829 \text{ atm}$$

$$H_A = \frac{BM \cdot x}{\rho \cdot x} = 59,681 \text{ atm} \cdot \text{m}^3/\text{kmol}$$

$$C_{Ai} = \frac{PAi}{HA} = 0,297 \text{ kmol/m}^3$$

4. Menentukan diffusivitas gas dalam cairan

$$D_{AL} = \frac{(7,4 \times 10^{-8}) \cdot (\varphi \cdot Ml)^{0,5} \cdot T}{\mu_L \cdot V_A^{0,6}}$$

Dal = difusivitas karbonmonoksida terlarut dalam cairan (m^2/s)

Θ = faktor disosiasi

BM = berat molekul campuran cairan (kg/kmol)

T = suhu reaktor (K)

μ_c = viskositas cairan ($\text{kg}/\text{m} \cdot \text{s}$)

v_c = volume molal cairan (m^3/kmol)

Diperoleh nilai difusivitas sebesar $5,77 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$

5. Mencari koefisien transfer massa CO ke CH_3OH

$$K_{AL} = 0,42 \left[\frac{\mu_L \cdot a}{\rho_L} \right]^{\frac{1}{3}} \left[\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_{AL}} \right]^{-0,5}$$

dengan,

k_L = koefisien transfer massa gas tiap gas ke cairan (m/s)

Didapatkan nilai transfer massa gas ke cairan sebesar $0,000094 \text{ m}/\text{s}$

6. Menghitung Conversion Parameter

$$M^2 = \frac{k \cdot C_A \cdot D_{AL}}{K_{AL}^2} = 0,097$$

Karena $0,0004 < M < 4$, maka difusi gas dan reaksi kimia merupakan faktor yang berpengaruh.

7. Menentukan dimensi sparger (Diameter gelembung)

$$d_B = \left[\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma \cdot g_c^{1/3}}{g \cdot \Delta\rho} \right]$$

Dimana :

d_o = diameter lubang orifice 0,004 – 0,95 cm (Perry, 2008)

= diambil 0,4 cm

σ = $(1 - T / (T_c)n) = 82,908 \text{ dyne/cm}$

g_c = $1 \text{ g.cm/dyne} \cdot \text{s}^2$

g = $980,7 \text{ cm/s}^2$

8. Volume spesifik uap (Vs)

$$V_s = \frac{z \cdot R \cdot T}{P}$$

Mencari Z :

Dimana :

P = 30 atm

T = 448,15 K

R = $82,06 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/mol.K}$

Pc = 35 bar = 34,542 atm

Tc = 132,92 K

W = -0,061

BMavg = 17,354

$$z = 1 + \left[\frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} \right] \frac{\text{Pr}}{\text{Tr}}$$

(Pers. 3.46, Hal.89, Smith & VanNess, 1987)

$$\frac{P}{P_c} = 0,869 \text{ atm}$$

$$Tr = \frac{T}{T_c} = 3,372 \text{ K}$$

$$B = \frac{R \cdot T_c}{P_c} (B^0 + W \cdot B^1)$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} = 0,023$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} = 0,138$$

$$\frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} = B^0 + W \cdot B^1 = 0,014$$

$$z = 1 + \left[\frac{B \cdot P_c}{R \cdot T_c} \right] \frac{Pr}{Tr} = 1,004$$

$$V_s = \frac{z \cdot R \cdot T}{P} = 1229,898 \text{ cm}^3/\text{mol}$$

$$\rho_g = \frac{BM_{avg}}{V_s} = 0,0141 \text{ g/cm}^3$$

$$\Delta\rho = \rho_L - \rho_g = 0,986 \text{ g/cm}$$

Jadi diameter gelembung adalah :

$$d_B = \left[\frac{6 \cdot d_o \cdot \sigma \cdot g_c}{g \cdot \Delta\rho} \right]^{1/3} = 0,590 \text{ cm}$$

9. Menghitung thermal velocity gas (Vt)

$$V_t = \left[\frac{2 \cdot \sigma \cdot g_c}{\rho_L \cdot d_B} + \frac{g \cdot d_B}{2} \right]^{1/2} = 23,878 \text{ cm/s}$$

10. Menghitung kecepatan gas (Q_{gas})

$$Q_g = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = 495.241.855,1 \text{ cm}^3/\text{jam}$$

Jadi kecepatan volumetrik gas adalah $137.567,182 \text{ cm}^3/\text{s}$

11. Menghitung laju alir tiap orifice (Q)

$$Q^{6/5} = \left[\frac{\pi \cdot d^3 \cdot g^{3/5}}{1,38} \right] = 3,739 \text{ cm}^3/\text{s}$$

12. Jumlah orifice (N_o)

$$N_o = Q_g / Q = 36802 \text{ buah}$$

13. Luas orifice seluruhnya (L_o)

$$L_o = 1/4 \pi \cdot d_o^2 \cdot N_o = 4622,363 \text{ cm}^2$$

Diketahui luas orifice adalah 37,5% dari luas seluruh perforated plated,

$$\text{maka } L_p = 12326,301 \text{ cm}^2$$

Sehingga diameter plate :

$$D_p = [4 \cdot L_p]^{1/2} = 125,309 \text{ cm} = 1,253 \text{ m}$$

14. Diameter reaktor (DR)

Dari Ludwig Fig. 8-72, Vol. II, Daerah luas sarang 4-6 in

Diambil 6 in

$$DR = D_p + 15.24 = 125,309 \text{ cm} + 15,24 = 140,538 \text{ cm}$$

Sehingga diameter reaktor adalah 1,405 m

15. Luas penampang reaktor (A)

$$A = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 = (1/4 \times 3,14 \times 104,549^2) = 15504,400 \text{ cm}^2$$

Jadi, kecepatan linier supervicial gas

$$Vs(g) = \frac{\text{Kecepatan Volumetrik Gas}}{\text{Luas Penampang Reaktor}} = 8,873 \text{ cm/s}$$

Maka, hold up gas (Hg)

$$Hg = \frac{Vs(g)}{Vs(g)+Vt} = \frac{8,868}{8,868+23,878} = 0,271$$

(Ulman's Encyclopedia Of Industrial Chemistry, Vol. 84, 1992 p.284)

16. Menentukan volume gelembung (Nb)

$$Vb = \frac{\pi}{6} \times d^3 = 0,108 \text{ cm}^3$$

17. Menentukan jumlah gelembung (Nb)

$$Nb = \frac{Q_g}{Vb} = 1311593,209 \text{ gelembung/s}$$

18. Menentukan jumlah gelembung yang dihasilkan tiap orifice (Ni)

$$Ni = \frac{Nb}{No} = 34,714 \text{ gelembung/s.tiap lubang}$$

19. Menentukan luas lubang orifice (Ai)

$$Ai = \frac{1}{4} \pi \cdot do^2 = 0,126 \text{ cm}^2$$

20. Susunan lubang orifice

Susunan lubang orifice disusun triangular.

$$P_t = 3d_o = 3 \times 0,4 \text{ cm} = 1,2 \text{ cm}$$

$$C' = P_t - d_o = 1,2 \text{ cm} - 0,4 \text{ cm} = 0,8 \text{ cm}$$

21. Menentukan luas interface gas (A_g)

$$A_g = \frac{6 \cdot H_g}{d_B} = 2,753 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$$

22. Menghitung mass transfer koefisien fase gas

$$K_{Ag} = \frac{jD \cdot G_m}{S_c^{2/3} \cdot P_g}$$

G_m = Kecepatan aliran gas

P_g = Tekanan parsial udara dalam gas masuk

S_c = Bilangan scmidt

$$G_m = \frac{F_g}{L_o} = \frac{7197,321 \text{ kg/jam}}{4745,098 \text{ cm}^2} = 1,517 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{jam}$$

Viskositas CO = 0,000235 g/cm.s

$$jD = 0,0149 \left(\frac{G_m \cdot D_r}{\mu} \right)^{-0,12}$$

$$jD = 0,0033 \frac{\text{g/cm}^2 \cdot \text{dt} \cdot \text{cm}}{\text{g/cm} \cdot \text{dt}}$$

23. S_c (bilangan Schmidt)

$$S_c = \frac{\mu}{\rho \cdot D_{AL}} = 2,880$$

Jadi koefisien transfer massa fase gas :

$$K_{Ag} = \frac{jD \cdot G_m}{S_c^{2/3} \cdot P_g} = 2,13 \times 10^{-6} \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$$

Persamaan transfer massa pada bagian dasar :

$$K_{ag} \cdot P_A = 6,97 \times 10^{-4} \text{ g/cm}^2\text{s}$$

$$K_{AL} \cdot C_A = 7,79 \times 10^{-5} \text{ g/cm}^2\text{s}$$

Pada keadaan ini tahanan pada fase gas merupakan faktor yang berpengaruh. Karena fase gas dan transfer massa yang mengontrol maka dapat diketahui persamaan reaksi :

$$-r_A = -\frac{1}{A_g} \frac{dN_A}{dt} = K_{Ag} \cdot P_A \quad \text{Pers.12, p.415, Levenspiel}$$

24. Menghitung tinggi reaktor

Karena fase gas dan transfer massa yang berpengaruh maka untuk menentukan tinggi reaktor menggunakan persamaan

$$Z = \frac{Gm}{K_g \cdot A_g \cdot B_A} \int_{P_1}^{P_2} \frac{P}{P - P^*} \quad P^* = C_A^* \cdot H_A$$

Karena kecepatan reaksi \gg besarnya difusi sehingga A (gas reaktan) yang masuk ke cairan langsung bereaksi sehingga besarnya $C_A^* = 0$ karena reaksi irreversibel pada kondisi absorpsi maka dari persamaan di atas menjadi :

$$Z = \frac{Gm}{K_g \cdot A_g \cdot B_A} \int_{P_1=P_t}^{P_2=P_A} \frac{dP}{P}$$

$$Z = \frac{Gm}{K_g \cdot A_g \cdot B_A} \ln \frac{P_A}{P_t}$$

$$Z = \frac{0,421}{2,13 \times 10^{-6} \cdot 2,758 \cdot 343,505} \ln \frac{343,505}{30}$$

$$Z = 5,082 \text{ m}$$

25. Menghitung volume total reaktor

$$V_{\text{cairan}} = 1/4 \times 3,14 \times DR^2 \times Z$$

$$V_{\text{cairan}} = 8,068 \text{ m}^3$$

Dipilih atap dan bawah reaktor menggunakan elliptical dished head.

$$V_h = 0,000076 \times DR^3 \quad (\text{Brownell, 5.14 hal 95})$$

$$V_h = 0,000219 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume (reaktor + head)} &= V_{\text{cairan}} + V_h \\ &= 8,068 \text{ m}^3 + 0,000219 \text{ m}^3 \\ &= 8,068 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

26. Menentukan waktu tinggal

$$t_{\text{gas}} = \frac{z}{V_t} = 21,285 \text{ s}$$

27. Menghitung tinggi cairan

$$h = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2} = 5,082 \text{ m}$$

28. Menghitung tebal shell dan tebal head

a. Tebal shell (dinding reaktor)

$$t_s = \frac{p \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot p} + c \quad (\text{Pers.13.1, p.254, Brownell \& Young})$$

dirancang :

Bahan : *Stainless Steel SA 167 Type 304*

Alasan pemilihan : tahan korosi, tahan suhu tinggi

allowable stress (f) : 16000 psi

effisiensi pengelasan (E) : 80 %

faktor koreksi (c) : 0,125 in

faktor keamanan 20 %

tekanan desain : 487 psi

ri = jari – jari : 0,711 m = 27,992 in

$$t_s = \frac{p \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot p} + c = 0,967 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar = 7/8 in = 1 in (Brownell hal 88)

Jadi diameter luar reaktor,

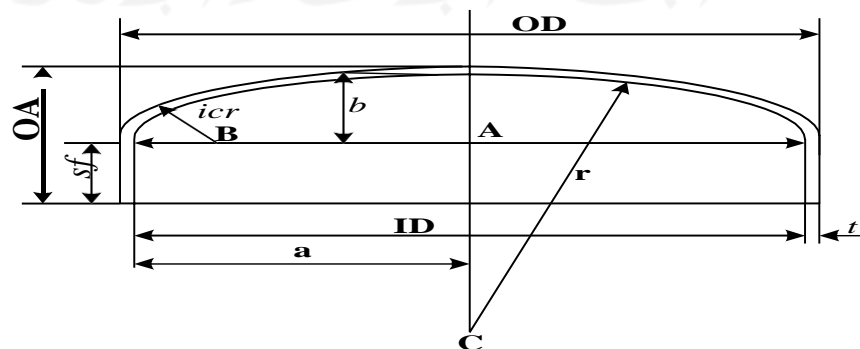
$$OD = ID + 2ts$$

$$OD = 55,985 + (2 \times 1,25)$$

$$OD = 58,4849 \text{ in}$$

Diambil OD standard = 60 in

b. Tebal head



Tebal tutup dihitung dengan menggunakan persamaan 7.77, p.138,

Brownell and Young

$$t_h = \frac{W \times P \times r_c}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + c$$

Dengan menggunakan tabel 5-7, p.90, Brownell :

Untuk OD = 60 in dengan t = 1 in

Maka didapat :

$r = 54$ $icr = 3,75$ $c = 0,125$ (Brownell hal 88)

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{icr}{r}} \right) = 0,816$$

$$t_h = \frac{W \times P \times r_c}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + c = 0,967 \text{ in}$$

Dipilih tebal head adalah = 1 in

29. Tinggi tutup atas dan bawah tangki

Dari hal 87, Brownell and Young didapatkan persamaan :

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

dimana:

b = tinggi dishead, in $BC = r - icr = 50,250$ in

r = crown radius, in = 54 in $AB = ID/2 - icr = 24,242$ in

$a = ID/2 = 27,992$ in

$sf = 1,5 - 4$ in

$sf = 2,5$ in

$icr = 3,75$ in

Sehingga diperoleh: $b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$

$$b = 9,984 \text{ in}$$

Maka tinggi tutup atas = tinggi tutup bawah

$$Hh = b + sf + th$$

$$Hh = 13,484 \text{ in}$$

$$Hh = 34,251 \text{ cm}$$

Tinggi (reaktor + tutup)

$$HR = \text{tinggi silinder} + 2 \text{ tinggi head}$$

$$HR = 504,243 \text{ cm} + 2 \times 34,251 \text{ cm}$$

$$HR = 576,744 \text{ cm}$$

Jadi, tinggi reaktor adalah 5,767 m

30. Menghitung Pipa-Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

Pipa pemasukan umpan dan pengeluaran hasil digunakan pipa

Stainless Steel dari Coulson untuk aliran turbulen didapat :

$$d_{opt} = 285 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

dengan d_{opt} = diameter optimum, mm

G = kecepatan massa, kg/s

ρ = densitas, kg/m³

a. Pipa Pemasukan Gas

$$\text{BM campuran} = 17,354 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{gas}} = 14,155 \text{ kg.m}^3$$

$$= 0,014 \text{ kg/L}$$

$$= 0,884 \text{ lb/ft}^3$$

$$G = 7197,321 \text{ kg/jam}$$

$$G = 1,999 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 14,155 \text{ kg/m}^3$$

$$d_{opt} = 153,271 \text{ mm} = 6,0343 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar : (Kern, tabel 11)

$$Nps = 8 \text{ in}$$

$$ID = 7,981 \text{ in}$$

$$OD = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Luas area} = 50 \text{ in}^2 = 1,9685 \text{ ft}^2$$

b. Pipa Pemasukan Cairan

$$\rho_{\text{cairan}} = 14,155 \text{ kg.m}^3$$

$$= 0,665 \text{ kg/L}$$

$$= 41,495 \text{ lb/ft}^3$$

$$G = 12953,855 \text{ kg/jam}$$

$$G = 3,598 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 664,673 \text{ kg/m}^3$$

$$d_{opt} = 50,078 \text{ mm} = 1,9716 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar : (Kern, tabel 11)

$$Nps = 2 \text{ in}$$

$$ID = 2,067 \text{ in}$$

$$OD = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Luas area} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,1319 \text{ ft}^2$$

c. Pipa Pengeluaran Gas

$$BM_{\text{campuran}} = 17,354 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{gas}} = 0,014 \text{ kg.m}^3$$

$$= 14,162 \text{ kg/L}$$

$$G = 7197,321 \text{ kg/jam}$$

$$G = 1,999 \quad \text{kg/s}$$

$$\rho = 14,162 \quad \text{kg/m}^3$$

$$d_{\text{opt}} = 153,244 \text{ mm} = 6,033 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar : (Kern, tabel 11)

$$N_{\text{ps}} = 8 \text{ in}$$

$$ID = 7,981 \text{ in}$$

$$OD = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Luas area} = 50 \text{ in}^2 = 1,9685 \text{ ft}^2$$

d. Pipa Pengeluaran Hasil Reaksi

$$\rho_{\text{cairan}} = 664,673 \text{ kg.m}^3$$

$$= 0,665 \quad \text{kg/L}$$

$$= 41,495 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$G = 12953,855 \text{ kg/jam}$$

$$G = 3,598 \quad \text{kg/s}$$

$$\rho = 664,673 \text{ kg/m}^3$$

$$d_{\text{opt}} = 50,078 \text{ mm} = 1,9716 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar : (Kern, tabel 11)

$$N_{\text{ps}} = 2 \text{ in}$$

$$ID = 2,067 \text{ in}$$

$$OD = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Luas area} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,1319 \text{ ft}^2$$

31. Menghitung pendingin

1. Menghitung Neraca Panas

Pada reaktor umpan masuk pada suhu 175 °C dan produk keluar pada suhu 175 °C.

Perhitungan ΔH

Nilai ΔH diperoleh dengan persamaan

$$\Delta H_1 = \sum_{448}^{298} F_{i0} \int_{448}^{298} C_p dT$$

$$\Delta H_2 = \sum_{298} F_i \int_{298} C_p dT$$

Nilai C_p untuk gas dan cairan dapat dicari menggunakan persamaan berikut

(Yaws, 1999)

$$C_{Pg} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$C_{PL} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

dengan,

C_p = kapasitas panas komponen (J/mol.K)

T = suhu (K)

Panas Masuk (175 °C)

Komponen	Qin (panas masuk reaktor)				
	Mole Flow	Mass Flow	∫ Cp.dT		Q= n ∫ Cp.dT
	kmol/jam	kg/jam	Joule/mol	kJ/kmol	kJ/jam
CH ₃ OH	244,725	7.841,321	13.471,621	13.471,621	3.296.838,021
H ₂ O	1,149	20,703	11.444,079	11.444,079	13.151,104
Rh	22,859	2.352,396	3.899,693	3.899,693	89.142,187
CH ₃ I	16,573	2.352,396	14.033,649	14.033,649	232.583,757
CH ₃ COOH	6,445	387,039	21.142,447	21.142,447	136.267,131
CO	244,725	6.854,591	4.393,024	4.393,024	1.075.081,469
H ₂	170,005	342,730	4.354,990	4.354,990	740.369,033
Total	706,481	20.151,176	72.739,503	72.739,503	5.583.432,703

Panas Keluar (175 °C)

Komponen	Qout (panas keluar reaktor)				
	Mole Flow	Mass Flow	Cp.dT		Q= n Cp.dT
	kmol/jam	kg/jam	Joule/mol	kJ/kmol	kJ/jam
CH3OH	244,725	7.841,321	13.471,621	13.471,621	329.683,802
H2O	1,149	20,703	11.444,079	11.444,079	13.151,104
Rh	22,859	2.352,396	3.899,693	3.899,693	89.142,187
CH3I	16,573	2.352,396	14.033,649	14.033,649	232.583,757
CH3COOH	6,445	387,039	21.142,447	21.142,447	4.792.937,697
CO	244,725	6.854,591	4.393,024	4.393,024	107.508,147
H2	170,005	342,730	4.354,990	4.354,990	740.369,033
Total	706,481	20.151,176	72.739,503	72.739,503	6.305.375,728

ΔH reaksi

Panas pembentukan standar

$$\Delta HR = (\sum ni \Delta H_f)_{produk} - (\sum ni \Delta H_f)_{reaktan}$$

ΔH reaksi = 5997890,680 kJ/jam (Eksotermis)

$$Q = \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{298} + \Delta H_{produk}$$

$$Q = 5583432,703 - 5997890,680 + 6305375,728$$

$$Q = 5890917,7514 \text{ kJ/jam}$$

32. Menentukan kebutuhan pendingin

$$Q_{pendingin} = -6719833,705 \text{ kJ/jam}$$

$$mp = \frac{Qp}{Cp_p}$$

dengan,

m = massa air pendingin yang dibutuhkan (lb/jam)

Q = beban panas (btu/jam)

C_p = kapasitas panas air (btu/lb.F)

ΔT = beda suhu fluida pendingin (F)

Menggunakan persamaan diatas, maka didapatkan massa fluida pendingin menggunakan air sebesar.

$$m = 12962,2001 \text{ kg/jam}$$

$$= 28576,7644 \text{ lb/jam}$$

33. Menentukan harga ΔT_{LMTD}

	Pendingin (°F)	Reaktor (°F)	ΔT (°F)
T	86	347	261
T	221	347	126

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{261 - 126}{\ln\left(\frac{261}{126}\right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 185,379 \text{ °F}$$

34. Kecepatan volumetrik pendingin (Q_g)

$$Q_g = \frac{m}{p}$$

$$Q_g = 1784,591 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dimana,

$$\rho_{\text{Air}} = 63,856 \text{ lb/ft}^3$$

35. Menghitung luas transfer panas:

Untuk fluida panas (*light organic*) dan fluida dingin (air), UD : 75 – 150 Btu/ft².°F.jam (Tabel 8. Kern) diambil harga UD = 110 Btu/ft².°F.jam

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{5685204,436 \frac{\text{btu}}{\text{jam}}}{150 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{°F.jam} \times 185,379 \text{ °F}} \\ &= 260,417 \text{ ft}^2 \\ &= 24,193 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

36. Menghitung luas selubung reaktor

$$A = \left(\pi \times D_r \times H_r \right) + \left(\frac{1}{4} D_r^2 \right) = 22,931 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panasnya lebih besar dibandingkan luas selubungnya, maka digunakan pendingin koil $24,193 \text{ m}^2 < 22,931 \text{ m}^2$

37. Spesifikasi Pendingin Koil

$$\begin{aligned} L &= (3,14 \times D \times H) + 14 D r^2 \\ &= 23,199 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jenis koil yang digunakan : Coil Helix

Ukuran pipa koil berada pada kisaran 0,5 – 2,5 in (Perry,1999)

Dipilih diameter koil 2,5 in = 0,064 m

Digunakan pipa standart (*tabel.11, Kern*)

D nominal	= 2,5 in	= 0,208 ft
OD	= 2,88 in	= 0,24 ft
ID	= 2,47 in	= 0,206 ft
Sechedule	= 40	
Flow area per pipe	= 4,79 in ²	= 0,033 ft ²
Ao	= 0,753 ft ² /ft	

38. Menghitung panjang pipa koil yang digunakan

$$Lc = \frac{A}{Ao}$$

$$Lc = \frac{260,417 \text{ ft}^2}{0,753 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$Lc = 345,839 \text{ ft}$$

$$Lc = 105,412 \text{ m}$$

39. Menghitung koefisien perpindahan panas dalam koil

Panas spesifik, c = 1,95 kJ/kg.K = 8,181 Btu/lb/°F

Konduktivitas termal, k = 0,12 w/m.K = 0,203 Btu/hr.ft.°F

Viscosity, μ = 0,56 mPa.s = 1,355 lb/ft.jam

$$\frac{hc.D}{k} = 0,87 \left(\frac{L^2.N.\rho^{2/3}}{\mu} \right) \left(\frac{c.\mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$\left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}\right)^{2/3} = 304.849,9061$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 3,796$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = 1$$

$$\frac{hc \cdot D}{k} = 1.006.905,11 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$hc = 978.874,0242 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

40. Menghitung fluks massa cold fluid

$$G = \frac{\text{massa pendingin reaktor}}{\text{luas area}}$$

$$G = \frac{28576,7644 \text{ lb/jam}}{0,033 \text{ ft}^2}$$

$$G = 859093,259 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{D \cdot G}{\mu} = 132117,135$$

$$jH = 330 \text{ (dari fig.24, hal.834, Kern)}$$

$$hi = jH x \frac{k}{D} x \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} x \left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$$

$$hi = 3653,900 \text{ btu/jam. ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$$

$$hio = hi x \frac{ID}{OD}$$

$$hio = 3132,458 \text{ btu/jam. ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$$

41. Menghitung Rd

$$U_c = \frac{hc \cdot l_b}{hc + h_{io}}$$

$$U_c = 3122,466$$

(Tabel 8. Kern) diambil harga UD = 90 btu/ft²oF.jam

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$R_d = 0,011 \text{ jam. ft}^2 \cdot \text{°F/btu}$$

42. Menghitung volume koil

$$V_c = N_c \frac{\pi}{4} (OD)^2 L_c$$

$$V_c = 17,758 \text{ ft}^3$$

$$V_c = 0,503 \text{ m}^3$$

Volume = volume cairan + volume koil

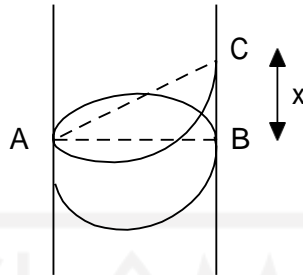
$$= 7,883 \text{ m}^3 + 0,503 \text{ m}^3$$

$$= 8,386 \text{ m}^3$$

43. Menghitung tinggi cairan dalam shell

$$h = \frac{V \cdot V_c}{\pi/4 \cdot D^2} = 2,557 \text{ m}$$

44. Menghitung jumlah lilitan



$$\text{Jarak antara koil, BC} = 1/4 \times \text{OD} = 0,018 \text{ m}$$

$$\text{AB} = 0,8 \times \text{Dreaktor} = 1,138 \text{ m}$$

$$\text{AC} = (\text{AB}^2 + \text{BC}^2)^{0,5} = 1,138 \text{ m}$$

Panjang koil tiap lilitan

$$= \pi \times \text{AC} = 3,573 \text{ m} = 11,721 \text{ ft}$$

Jumlah lilitan = L koil dibutuhkan / Panjang koil tiap lilitan

$$= \frac{105,412}{3,531} = 30 \text{ lilitan}$$

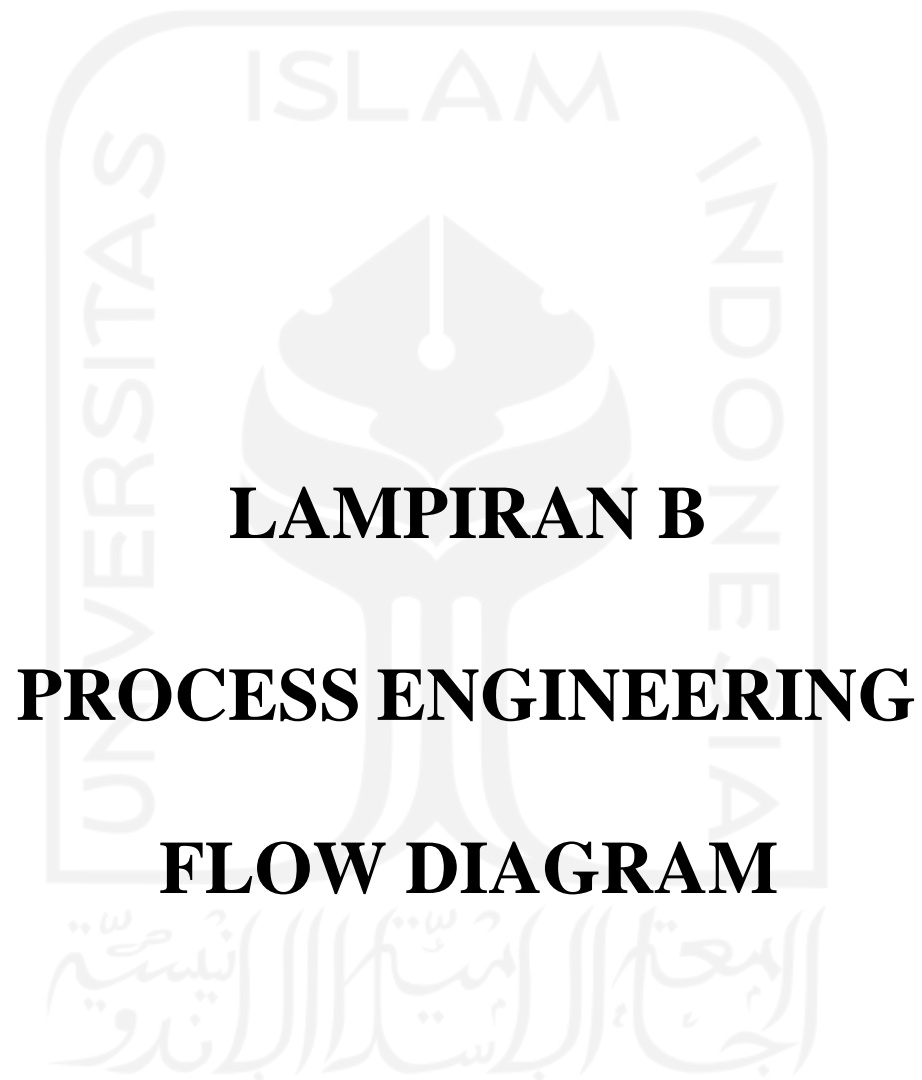
45. Menghitung tinggi koil

$$\text{Tinggi koil total} = (\text{N} \times \text{OD}) + (\text{N} - 1 \times \text{BC})$$

$$\text{Tinggi koil total} = 2,751 \text{ m}$$

$$\text{Jarak koil dari dasar silinder} = 0,1 \times \text{Diameter reaktor} = 0,141 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi koil total} + \text{puncak koil} = 2,891 \text{ m}$$

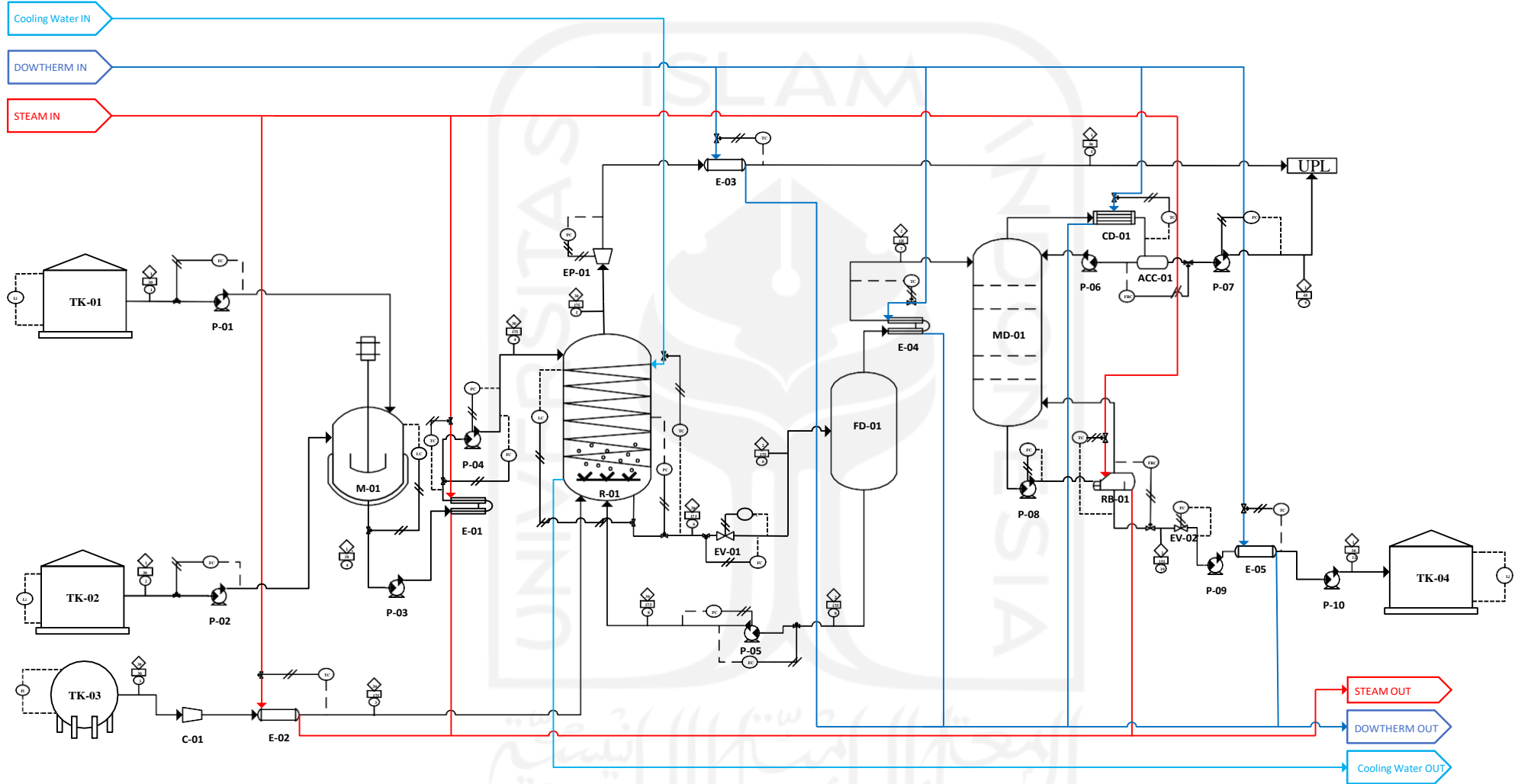


LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING

FLOW DIAGRAM

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI METANOL DENGAN PROSES MONSANTO KAPASITAS 102.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CH ₃ OH	7638,50			7638,50		764,28	760,00	4,27	760,00	
H ₂ O	11,46			11,46		11,66	11,46	0,20	8,57	2,89
Rh						1146,60		1146,60		
CH ₃ I		1138,66		1138,66		1146,60	1138,66	7,94	1138,66	
CH ₃ COOH						13330,43	12891,42	439,01	0,97	12890,45
CO			6681,03		668,10					
H ₂			334,05		334,05					
Total	7649,96	1138,66	7015,08	8788,62	1002,15	16399,56	14801,55	1598,02	1908,21	12893,34

Keterangan Alat	
ACC-01	: Akumulator
BE-01	: Bucket Elevator
M-01	: Mixer
R-01	: Reaktor
FD-01	: Flash Drum
MD-01	: Menara Distilasi
RB-01	: Reboiler
CD-01	: Kondensor
P	: Pompa
SC-01	: Screw Conveyor
EV-01	: Expansion Valve 1
EV-02	: Expansion Valve 2
E-01	: Heater 1
E-02	: Heater 2
E-03	: Cooler 1
E-04	: Cooler 2
E-05	: Cooler 3
SL-01	: Silo
TK-01	: Tangki Metanol
TK-02	: Tangki Metil Iodida
TK-03	: Tangki CO
TK-04	: Tangki Asam Asetat
EX-01	: Expander

Keterangan Alat	
FC	: Flow Control
TC	: Temperature Control
PC	: Pressure Control
WC	: Weight Control
FR	: Flow Rate Control
LC	: Level Control
LT	: Level Transmitter
PI	: Pressure Indicator

Keterangan Instrumen	
◇	: Tekanan (ata)
□	: Temperature (°C)
○	: Nomor Arus
⊗	: Control Valve
—	: Piping
—	: Signal Pneumatic
—	: Signal Elektrik



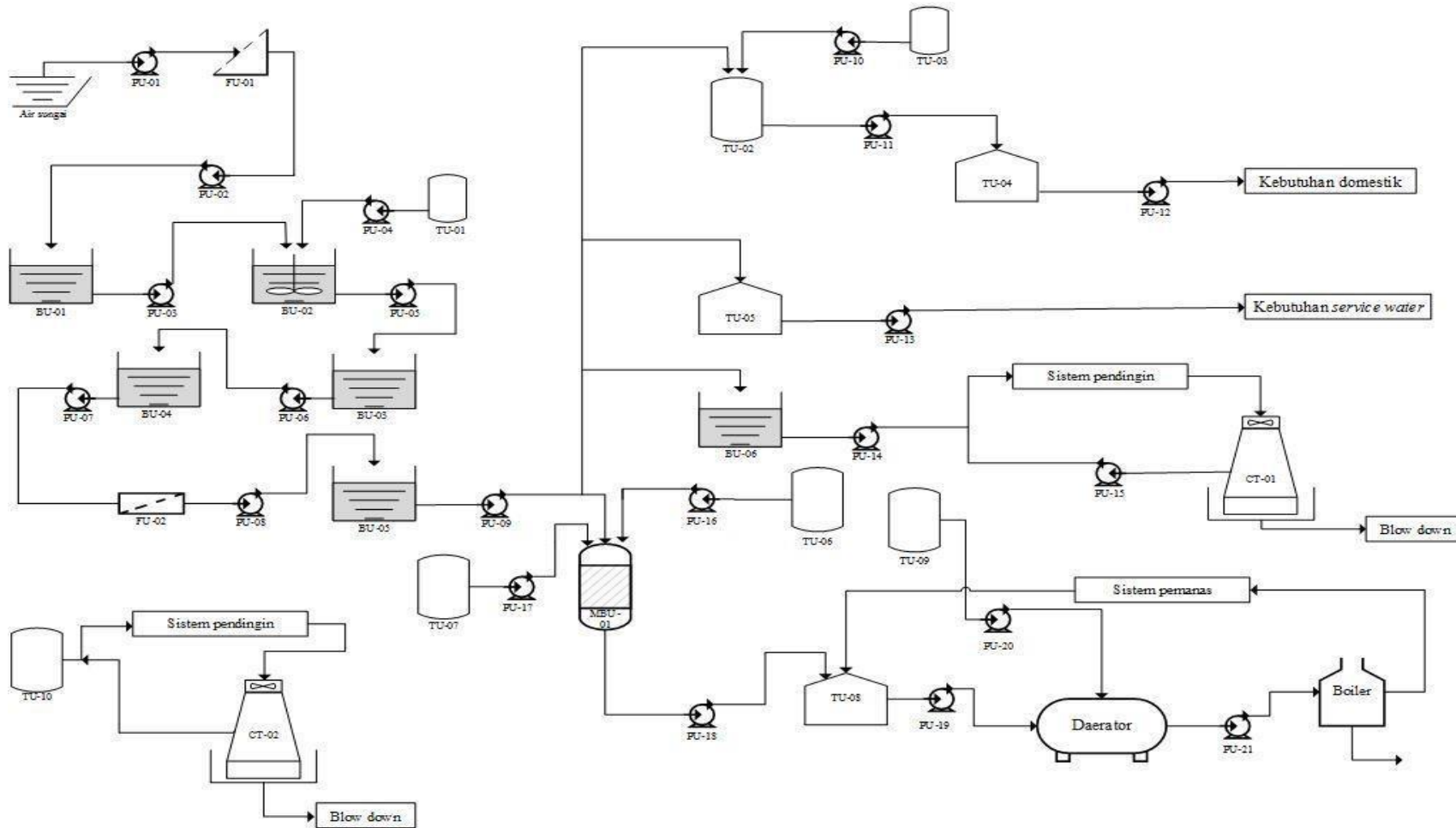
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 2022

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT
 DARI METANOL DENGAN PROSES MONSANTO
 KAPASITAS 102.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :

Alvian Syach (18521007)
 Fatm Rizky Novriady (18521048)
 DOSEN PEMBIMBING :
 Agus Taufiq L., M.Sc.
 Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih S.T., M.Eng.

Process Engineering Flow Diagram Unit Utilitas



الجامعة الإسلامية
الاستدراك

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Alvian Syach
No. Mhs : 18521007
2. Nama Mahasiswa : Fatur Rizky Novriady
No. Mhs : 18521048

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI
METANOL KAPASITAS 102.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

NO	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	7 Feb 2022	Persetujuan luaran tahap 1	
2	9 Mar 2022	Bimbingan mengenai pemilihan proses dan spesifikasi bahan	
3	14 Mar 2022	Persetujuan luaran tahap 2 dan 3	
4	15 Juni 2022	Bimbingan mengenai diagram alir kualitatif	
5	1 Agustus 2022	Bimbingan mengenai Reaktor	
6	11 Agustus 2022	Persetujuan luaran tahap 6	
7	19 Agustus 2022	Bimbingan mengenai perancangan alat besar dan diagram alir PEFD	
8	29 Agustus 2022	Persetujuan alat penyimpanan bahan dan alat transportasi bahan	
9	5 September 2022	Persetujuan alat penukar panas dan neraca panas	

Dosen Pembimbing 1



Agus Taufiq Ir., M.Sc

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Alvian Syach
No. Mhs : 18521007
2. Nama Mahasiswa : Fatur Rizky Novriady
No. Mhs : 18521048

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI
METANOL KAPASITAS 102.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

NO	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf/Dosen
1	7 Feb 2022	Revisi luaran tahap 1	
2	8 Feb 2022	Persetujuan luaran tahap 1	
3	10 Mar 2022	Revisi luaran tahap 2 dan 3	
4	11 Mar 2022	Persetujuan luaran tahap 2 dan 3	
5	25 Mar 2022	Pembuatan diagram alir kualitatif	
6	12 Apr 2022	Pemilihan alat untuk diagram alir	
7	3 Mei 2022	Pemilihan alat pemisah untuk katalis	
8	1 Juli 2022	Bimbingan Pembuatan Neraca Massa	
9	14 Juli 2022	Persetujuan luaran tahap 5	
10	19 Sep 2022	Perbaikan utilitas dan ekonomi	
11	20 Sep 2022	Perbaikan PEFD dan ekonomi	

Dosen Pembimbing 2

Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih S.T., M.Eng.