

No: TA/TK/2019/006

**PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI
ASETALDEHID DAN UDARA DENGAN KAPASITAS
100.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

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



Oleh:

Nama : M. Gustav Irsack Nama : Jefri Dimas A.
No. Mahasiswa : 14521324 No.Mahasiswa : 14521331

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

2019

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR



Oleh:

Nama : M. Gustav Irsack Nama : Jefri Dimas A.
No. Mahasiswa : 14521324 No. Mahasiswa : 14521331

Yogyakarta, 8 Februari 2019

Pembimbing I,

Dr. Suharno Rusdi

NIP. 845210102

Pembimbing II

Tintin Mutiara ST., M.Eng.

NIP. 155211304

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Jefri Dimas Aziz
No. Mahasiswa : 14521331

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

Yogyakarta, 22 Februari 2019

Tim Penguji

Dr. Suharno Rusdi
Ketua

Tuasikal Muhammad Amin, Ir., M.Sn.
Anggota I

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

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi
NIP. 845210102

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : M. Gustav Irsack Nama : Jefri Dimas A.
No. Mahasiswa : 14521324 No. Mahasiswa : 14521331

Yogyakarta, 8 Februari 2019

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 saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan



M. Gustav Irsack

Td. Tangan



Jefri Dimas A.

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT karena dengan rahmat, karunia, serta taufik dan hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan Pra Rancangan Pabrik. Laporan ini disusun berdasarkan pengalaman dan ilmu yang kami peroleh selama menempuh pendidikan di Universitas Islam Indonesia.

Pra Rancangan Pabrik yang telah kami susun ini dibuat dalam rangka memenuhi tugas kuliah Program Studi Teknik Kimia, yang mana sebagai syarat untuk kelulusan Strata-1 (S-1).

Dengan ini kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini tidak akan tersusun dengan baik tanpa adanya bantuan dari pihak-pihak terkait. Oleh karena itu, Saya mengucapkan banyak terimakasih kepada semua pihak yang telah membantu kami dalam melaksanakan kegiatan Penelitian maupun dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini.

Ucapan terimakasih yang sebesar-besarnya Saya sampaikan kepada :

- Orang Tua tercinta yang mana telah membantu kami dalam segi material maupun dalam segi motivasi selama dalam penyusunan Laporan Pra Rancangan Pabrik ini.
- Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Dosen Pembimbing I Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.
- Ibu Tintin Mutiara, ST.,M.Eng., selaku Dosen Pembimbing II Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.

- Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
- Terimakasih kepada Hendrik, Andar, Deddy, Wisnu, Agil, dan Feri yang telah memberikan dukungan, semangat, canda dan tawa.
- Dan semua pihak lain yang telah ikut serta memberikan bantuan dan dorongan dalam proses penyelesaian Pra rancangan Pabrik.

Kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini masih jauh dalam kesempurnaan, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan demi kesempurnaan Pra Rancangan Pabrik ini.

Akhir kata, kami mohon maaf yang sebesar-besarnya apabila dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini terdapat banyak kesalahan. Semoga Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat khususnya bagi penulis dan pada umumnya bagi para pembaca.

Yogyakarta, 8 Februari 2019

Penulis

Daftar Isi

COVER	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	iv
KATA PENGANTAR	v
Daftar Isi.....	vii
Daftar Tabel	xii
Daftar Gambar.....	xv
Daftar Lampiran	xvi
ABSTRAK	xvii
ABSTRACT	xviii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.1.1 Ketersediaan Bahan Baku.....	2
1.1.2 Kapasitas Perancangan	2
1.2 Tinjauan Pustaka	4
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	7
2.1 Spesifikasi Produk.....	7
2.1.1 Asam Asetat.....	7
2.2 Spesifikasi Bahan	7
2.2.1 Asetaldehid.....	7
2.2.2 Udara	8
2.2.3 Mangan Asetat.....	8
2.3 Pengendalian Kualitas.....	9
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	9
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses.....	9
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	10
BAB III PERANCANGAN PROSES	11
3.1 Uraian Proses	11

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produksi	12
3.2.1 Tangki Penyimpanan Asetaldehid (T-01)	12
3.2.2 Tangki Asam Asetat (T-02).....	13
3.2.3 Reaktor (R-01).....	14
3.2.4 Separator I (SP-01)	14
3.2.5 Separator II (SP-02).....	15
3.2.6 Menara Distilasi I (MD-01).....	16
3.2.7 Menara Distilasi II (MD-02)	17
3.2.8 Compresor I (C-01)	17
3.2.9 Compresor II (C-02)	18
3.2.10 Vaporizer (VP-01).....	19
3.2.11 Condensor Parsial (CDP-01)	20
3.2.12 Condensor Total I (CD-01)	21
3.2.13 Condensor Total II (CD-02)	22
3.2.14 Reboiler I (RB-01).....	23
3.2.15 Reboiler II (RB-02)	23
3.2.16 Cooler I (CL-01).....	24
3.2.17 Cooler II (CL-02)	25
3.2.18 Cooler III (CL-03)	26
3.2.19 Cooler IV (CL-04).....	27
3.2.20 Cooler V (CL-05)	28
3.2.21 Cooler VI (CL-06).....	29
3.2.22 Pompa I (P-01)	30
3.2.23 Pompa II (P-02)	30
3.2.24 Pompa III (P-03).....	31
3.2.25 Pompa IV (P-04).....	31
3.2.26 Pompa V (P-05).....	32
3.2.27 Pompa VI (P-06).....	32
3.2.28 Pompa VII (P-07)	33
3.2.29 Pompa VIII (P-08).....	33
3.2.30 Pompa IX (P-09).....	34
3.2.31 Accumulator I (ACC-01).....	35

3.2.32 Accumulator II (ACC-02)	35
3.2.33 Accumulator III (ACC-03)	36
3.3 Perencanaan Produksi	36
3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku	36
3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses	37
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	38
4.1 Lokasi Pabrik	38
4.1.1 Kemudahan Transportasi	38
4.1.2 Pemasaran Produk	39
4.1.3 Ketersediaan Bahan Baku/Pembantu	39
4.1.4 Tenaga Kerja	39
4.1.5 Kondisi Iklim	40
4.1.6 Lingkungan dan Masyarakat	40
4.1.7 Sumber air	40
4.1.8 Listrik	40
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Layout Plant</i>)	41
4.2.1 Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium	41
4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol	42
4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi	42
4.2.4 Daerah Utilitas dan <i>Power Station</i>	42
4.3 Tata Letak Mesin/Alat (<i>Machines</i>)	43
4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk	43
4.3.2 Aliran Udara	43
4.3.3 Pencahayaan	44
4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	44
4.3.5 Pertimbangan Ekonomi	44
4.3.6 Jarak Antar Alat Proses	44
4.4 Alir Proses dan Material	46
4.4.1 Neraca Massa	46
4.4.1.1 Neraca Massa Total	46
4.4.1.2 Neraca Massa per Alat	46
4.4.1.2.1 Reaktor Gelembung (R-01)	46

4.4.1.2.2 Vaporizer (VP-01).....	47
4.4.1.2.3 Condensor Parsial (CDP-01).....	47
4.4.1.2.4 Menara Destilasi (MD-01)	48
4.4.1.2.5 Menara Distilasi (MD-02).....	48
4.4.2 Neraca Panas	48
4.4.2.1 Reaktor (R-01)	48
4.4.2.2 Vaporizer (VP-01)	49
4.4.2.3 Condensor Parsial (CDP-01)	49
4.4.2.4 Menara Distilasi (MD-01)	49
4.4.2.5 Menara Distilasi (MD-02)	50
4.4.2.6 Mixer (Mix-01)	50
4.4.2.7 Mixer (Mix-02)	50
4.4.2.8 Cooler (CL-01)	51
4.4.2.9 Cooler (CL-02)	51
4.4.2.10 Cooler (CL-03)	51
4.4.2.11 Cooler (CL-04)	52
4.4.2.12 Cooler (CL-05)	52
4.4.2.13 Cooler (CL-06)	52
4.4.3 Diagram Alir Kualitatif	53
4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif	53
4.5 <i>Maintenance</i>	53
4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	55
4.6.1 Kebutuhan dan Distribusi Air untuk Produksi dan Konsumsi	55
4.6.1.1 Unit Penyediaan Air.....	55
4.6.1.2 Unit Pengolahan Air	58
4.6.1.3 Kebutuhan Air.....	59
4.6.3 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	75
4.6.4 Unit Penyedia Listrik.....	76
4.6.5 Unit Penyedia Udara Tekan.....	77
4.6.6 Unit Penyedia Bahan Bakar.....	78
4.7 Organisasi Perusahaan	78
4.7.1 Bentuk Perusahaan	78

4.7.2 Struktur Perusahaan.....	79
4.7.3 Tugas dan Wewenang.....	83
4.7.3.1 Pemegang Saham.....	83
4.7.3.2 Dewan Komisaris.....	83
4.7.3.3 Dewan Direksi	83
4.7.3.4 Staff Ahli dan Pusat Penelitian dan Pengemabangan	85
4.7.3.5 Kepala Bagian.....	85
4.7.3.6 Kepala Seksi	89
4.7.4 Status Karyawan.....	90
4.7.5 Ketenagakerjaan	92
4.7.6 Fasilitas Karyawan	92
4.7.7 Golongan dan Jabatan Karyawan	94
4.8 Evaluasi Ekonomi.....	95
4.8.1 Harga Alat	97
4.8.2 Dasar Perhitungan	102
4.8.3 Perhitungan Biaya	103
4.8.3.1 Modal (<i>Capital Investment</i>).....	103
4.8.3.2 Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>).....	104
4.8.3.3 Pengeluaran Umum (<i>General Expanse</i>)	106
4.8.4 Analisa Keuntungan	107
4.8.5 Analisa Kelayakan.....	107
4.8.5.1 <i>Return on Investment (ROI)</i>	107
4.8.5.2 <i>Pay Out Time</i>	108
4.8.5.3 <i>Break Event Point</i>	108
4.8.5.4 <i>Shut Down Point</i>	112
4.8.5.5 <i>Discount Cash Flow Rate</i>	112
BAB V PENUTUP	115
5.1 Kesimpulan	115
5.2 Saran.....	116
DAFTAR PUSTAKA	117
LAMPIRAN	118

Daftar Tabel

Tabel 1.1. Data Impor Asam Asetat	3
Tabel 1.2. Perbandingan Proses Pembuatan Asam Asetat	6
Tabel 3.1. Kebutuhan Bahan Baku	37
Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan Pabrik	42
Tabel 4.2. Neraca Massa Total	46
Tabel 4.3. Neraca Massa Reaktor	47
Tabel 4.4. Neraca Massa Vaporizer	47
Tabel 4.5. Neraca Massa Condensor Parsial	47
Tabel 4.6. Neraca Massa Menara Distilasi-01	48
Tabel 4.7. Menara Distilasi-02	48
Tabel 4.8. Neraca Panas Reaktor	48
Tabel 4.9. Neraca Panas Vaporizer	49
Tabel 4.10. Neraca Panas Condensor Parsial	49
Tabel 4.11. Neraca Panas Menara Distilasi-01	49
Tabel 4.12. Neraca Panas Menara Distilasi-02	50
Tabel 4.13. Neraca Panas Mixer-01	50
Tabel 4.14. Neraca Panas Mixer-02	50
Tabel 4.15. Neraca Panas Cooler-01	51
Tabel 4.16. Neraca Panas Cooler-02	51
Tabel 4.18. Neraca Panas Cooler-04	52
Tabel 4.19. Neraca Panas Cooler-05	52
Tabel 4.19. Neraca Panas Cooler-06	52
Tabel 4.20. Kebutuhan Air Pendingin	59
Tabel 4.21. Kebutuhan Air Untuk Steam	60
Tabel 4.22. Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga	60
Tabel 4.23. Spesifikasi Pompa Utilitas PU-01 – PU-05	61
Tabel 4.24. Spesifikasi Pompa Utilitas PU-06 – PU-10	62
Tabel 4.25. Spesifikasi Pompa Utilitas PU-11 – PU-015	63
Tabel 4.26. Spesifikasi Pompa Utilitas PU-16 – PU-18	65
Tabel 4.27. Spesifikasi Pompa Utilitas PU-19 – PU-21	66

Tabel 4.28. Spesifikasi Bak Pengendapan.....	67
Tabel 4.29. Spesifikasi Bak Flokulator	67
Tabel 4.30. Spesifikasi Clarifier	68
Tabel 4.31. Spesifikasi <i>Sand Filter</i>	68
Tabel 4.32. Spesifikasi Bak Air Bersih	69
Tabel 4.33. Spesifikasi Bak Air Bersih	69
Tabel 4.34. Spesifikasi <i>Cooling Tower</i>	70
Tabel 4.35. Spesifikasi Tangki Klorinasi	70
Tabel 4.36. Spesifikasi Tangki Air Bersih	71
Tabel 4.37. Spesifikasi Tangki Kation Exchanger	71
Tabel 4.38. Spesifikasi Tangki Anion Exchanger	72
Tabel 4.39. Spesifikasi Tangki H ₂ SO ₄	72
Tabel 4.40. Spesifikasi Tangki NaOH.....	73
Tabel 4.41. Spesifikasi Dearator	73
Tabel 4.42. Spesifikasi Tangki N ₂ H ₄	74
Tabel 4.43. Spesifikasi Tangki <i>Service Water</i>	74
Tabel 4.44. Spesifikasi Tangki Larutan Alum	75
Tabel 4.45. Pembagian Shift Kerja.....	91
Tabel 4.46. Penggolongan Gaji Karyawan.....	94
Tabel 4.47. Indeks Nilai Setiap Tahun	98
Tabel 4.48. Harga Alat Proses	100
Tabel 4.49. Harga Alat Tilitas	101
Tabel 4.50. <i>Physical Plant Cost</i>	103
Tabel 4.51. <i>Direct Plant Cost</i>	103
Tabel 4.52. <i>Fixed Capital Investment</i>	104
Tabel 4.53. <i>Working Capital Investment</i>	104
Tabel 4.54. <i>Direct Manufacturing Cost</i>	105
Tabel 4.55. <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	105
Tabel 4.56. <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	105
Tabel 4.57. <i>Manufacturing Cost</i>	106
Tabel 4.58. <i>General Expanse</i>	106
Tabel 4.59. <i>Total Production Cost</i>	106

Tabel 4.60. <i>Annual Fixed Manufacturing Cost</i>	109
Tabel 4.61. <i>Annual Regulated Cost</i>	109
Tabel 4.62. <i>Annual Variable Cost</i>	109
Tabel 4.63. <i>Annual Sales Cost</i>	109

Daftar Gambar

Gambar 1.1 Grafik Impor Asam Asetat.....	3
Gambar 4.1. <i>Google earth</i> lokasi pendirian pabrik Asam Asetat.....	41
Gambar 4.2. <i>Lay Out</i> Tata Letak Pabrik.....	45
Gambar 4.3. Tata Letak Alat Proses Pabrik	46
Gambar 4.4. Diagram Alir Kualitatif.....	53
Gambar 4.5. Diagram Alir Kuantitatif.....	53
Gambar 4.6. Struktur Organisasi Pabrik Asam Asetat	82
Gambar 4.7. Grafik <i>Break Even Point</i>	111

Daftar Lampiran

Lampiran 1. Perhitungan Lengkap Reaktor (R-01).....	119
Lampiran 2. Proses Engineering Flow Diagram Pabrik Asam Asetat	153

ABSTRAK

Pabrik Asam Asetat memberikan prospek yang sangat baik, mengingat kebutuhan Asam Asetat di Indonesia yang semakin meningkat. Desain awal pabrik Asam Asetat dari Asetaldehid direncanakan dibangun di Solo, Provinsi Jawa Tengah di tanah seluas 116.567 m² dengan kapasitas produksi 100.000 ton/tahun. Pabrik kimia ini akan dioperasikan selama 330 hari atau 24 jam sehari dengan total 190 karyawan. Bahan baku yang dibutuhkan adalah Asetaldehid sebanyak 377.884 ton/tahun.

Proses produksi dijalankan dengan kondisi operasi pada suhu 65 °C dan tekanan sekitar 10 atm, didalam Reaktor Gelembung dan digunakan coil sebagai pendingin reaktor. Reaksi berlangsung dengan konversi 18%, sehingga didapat produk Asam Asetat. Diperlukan air dalam pabrik ini untuk proses utilitas sebesar 281.896 kg/jam, 8.735 kg/jam uap, dan 282 Kwatt tenaga listrik yang disediakan oleh PLN dan juga perlu generator sebagai cadangan. Sebuah parameter kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi dengan modal total investasi sebesar Rp 1.182.619.450.761 terdiri dari Penanaman Modal Tetap sebesar Rp 663.274.040.223, dan Modal Kerja sebesar Rp 243.844.384.527. Total Biaya Rp 906.884.162.516 dan Penjualan Tahunan Rp 1.168.320.000.000 sehingga didapatkan keuntungan sebelum pajak Rp 261.435.837.484, dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 125.489.201.992.

Dari analisis data penghitungan setelah pajak, persentase *Return On Investment* (ROI) sebesar 16,94%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak sebesar 5,9 tahun, *Discounted Cash Flow* (DCF) sebesar 9,674%, *Break Event Point* (BEP) sebesar 48,65%, sedangkan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 20,77%. Dari analisis di atas menunjukkan hasil yang masih berada dalam *range* standar yang telah ditetapkan, sehingga dapat disimpulkan pabrik ini layak untuk didirikan.

Kata-kata kunci : Asam Asetat, Asetaldehid, konversi, Solo

ABSTRACT

The Acetic Acid plant gives very good prospect, considering the requirement of Acetic Acid in Indonesia which increase progressively. Preliminary design of Acetic Acid plant from Acetaldehyde is planned to built in Solo, the province of Center of Java, in the land area 116,567 m² with production capacity 100,000 tons/year. This chemical plant will be operated for 330 days or 24 hours a day with total 190 employees. Raw materials needed are acetone 377,884 tons/year.

Production will be processed through two step. The first production process step will be operated at temperature 65°C and pressure 10 atm using a bubble reactor, a reactor cooler used coil. The convert reaction step one is 18%, which produced Acetic Acid. This plant are needed 281,896 kg/hour of water processed in utility unit, 8,735 kg/hour of steam, and 282 Kwatt of electricity power provided by PLN and also need a generator as reserve. A parameter of appropriatness used an economic analysis with total capital investment Rp 1,182,619,450,761 consisted of Rp 663,274,040,223 as a Fixed Capital Investment and Rp 243,844,384,527 as a Working Capital. Total Cost Rp 906,884,162,516 and Annual Sales Rp 1,168,320,000,000 so that profits can be obtained Rp 261,435,837,484 before taxes and Rp 125,489,201,992 after taxes.

The count result of parameter after taxes are percentages of Return On Investment (ROI) 16.94%, Pay Out Time (POT) 5.9 year after taxes, Discounted Cash Flow (DCF) 9.674%, Break Event Point (BEP) 48.65%, while Shut Down Point (SDP) 20.77%. From the analysis above it showed that the result was satisfied so the plant are interesting and appropriate to built.

Keyword :Acetic Acid, Acetaldehyde, Convert Reaction, Solo

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pembangunan di bidang industri kimia di Indonesia semakin pesat perkembangannya. Hal ini dibuktikan dengan didirikannya beberapa pabrik kimia di Indonesia. Kegiatan pengembangan industri kimia di Indonesia diarahkan untuk meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri akan bahan kimia dan juga sekaligus ikut memecahkan masalah ketenagakerjaan.

Salah satu jenis industri kimia yang amat besar pengaruhnya terhadap industri kimia di Indonesia adalah Asam Asetat. Asam Asetat (*Acetic Acid*) digunakan sebagai bahan penunjang pada banyak industri seperti industri *Cellulose Acetate*, *Vinyl Acetate*, *Acetic Anhydride*, *Purified Terephthalic Acid* (PTA), industri tekstil, *food additive* dan industri plastik. Selain itu, bahan ini juga banyak diperlukan pada industri farmasi, insektisida, bahan kimia fotografi dan lain- lain.

Kebutuhan Asam Asetat di dalam negeri terus mengalami peningkatan seiring dengan meningkatnya permintaan oleh industri penggunaannya. Tetapi kebutuhan Asam Asetat ini belum dapat sepenuhnya dipenuhi oleh satu-satunya produsen di dalam negeri yaitu PT Indo Acidatama Chemical Industry. Oleh karena itu kecenderungan impor dari tahun ke tahun terus menaik. Terutama untuk mensuplai industri *Purified Terephthalic Acid* (PTA) yang

hingga kini masih merupakan pengonsumsi Asam Asetat paling banyak (Laporan Bisnis Indochemical, PT.CIC, 2001 hal 3).

1.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu pabrik sehingga pengadaan bahan baku sangat diperhatikan. Bahan baku utama pembuatan Asam Asetat adalah Asetaldehid dan udara. Asetaldehid dapat diperoleh dari PT. Indo Acidatama Chemical Industry dengan kapasitas 65.000 Ton/Tahun, PT. Inti Everspring Indonesia dengan kapasitas 30.000 Ton/Tahun, Nopec Yangzi Petrochemical, China 210.000 ton/tahun, Shanghai Jiulin Chemical, China 95.000 ton/tahun. Sedangkan udara diperoleh dari udara bebas.

1.1.2 Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas pabrik Asam Asetat ini didasarkan dari beberapa pertimbangan, yaitu :

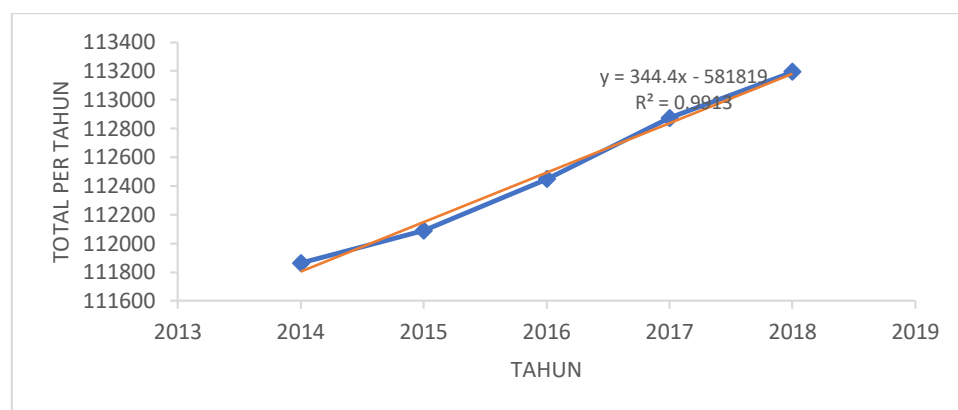
1. Proyeksi kebutuhan Asam Asetat dari tahun ke tahun.
2. Ketersediaan bahan baku.
3. Kapasitas pabrik yang beroperasi.

Kebutuhan Asam Asetat di Indonesia terus meningkat dari tahun ke tahun. Hal ini dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 1.1. Data Impor Asam Asetat

Tahun	Jumlah Ton/Tahun
2014	111863
2015	112090
2016	112447
2017	112872
2018	113194

Sumber: Badan Pusat Statistik Nasional

**Gambar 1.1** Grafik Impor Asam Asetat

Setelah didapatkan data dan diolah ke excel garis linear menunjukkan rumus $y = 344,4x - 581819$ dengan x pada tahun 2022, didapatkan hasil 114558 ton. Dari segi realita atau kenyataan, kebutuhan Asam Asetat selalu meningkat, dikarenakan penambahan penduduk di Indonesia semakin banyak, sehingga akan meningkatnya kebutuhan Asam Asetat setiap tahunnya. Dan didapatkan data kapasitas pabrik Asam Asetat yang berada di Indonesia yaitu PT. Indo Acidatama Chemical Industry dengan kapasitas 7.500 ton/tahun.

Berdasarkan latar belakang yang ada maka dipilih kapasitas produksi 100.000 ton/tahun. Kapasitas ini ditetapkan dengan pertimbangan antara lain:

1. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga tidak usah Import lagi.
2. Dapat membuka kesempatan berdirinya lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat.
3. Bisa dieksport ke luar negeri sehingga menghasilkan devisa bagi Negara.
4. Dapat menambah devisa negara.

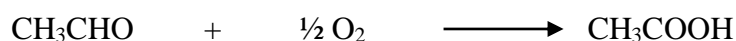
1.2 Tinjauan Pustaka

Asam Asetat (*Acetic Acid*) adalah senyawa kimia dengan rumus molekul CH_3COOH , berupa cairan jernih tak berwarna, berbau tajam dan berbau asam, larut dalam air, alkohol, dan eter. Bahan kimia ini memiliki titik didih $117,9^\circ\text{C}$ pada tekanan 1 atm, dan pada konsentrasi tinggi akan menimbulkan korosi pada beberapa jenis logam.

Ada beberapa macam proses yang telah dikembangkan untuk pembuatan Asam Asetat dalam industri dengan cara sebagai berikut :

1. Asam Asetat dari Asetaldehid dan Udara

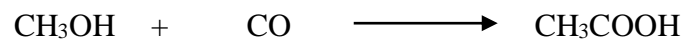
Pembuatan Asam Asetat dari Asetaldehid dan Udara dilakukan pada suhu $60 - 80^\circ\text{C}$ dan tekanan 3 - 10 bar (Ullmann, 1962) Pada kisaran suhu tersebut 4 mol udara masuk ke dalam reaktor untuk setiap 1 mol Asetaldehid. Sebagai katalis adalah Mangan Asetat. Dengan konversi 18% diperoleh kemurnian Asam Asetat 99 % (Faith , K., 1975). Reaksi yang terjadi :



2. Asam Asetat dari Metanol dan Karbon Monoksida

Asam Asetat dibuat dengan mereaksikan CH_3OH dan CO . Perbandingan bahan baku masuk reaktor adalah 90 – 95 % Karbon Monoksida, 0 – 5% Hidrogen dan 5 % Metanol. Katalis yang digunakan adalah Rhodium dan Iodin. Reaksi berlangsung pada suhu $350\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan 700 atm. Reaksi umumnya berlangsung selama 1,5 – 2 jam.

Reaksi yang terjadi :



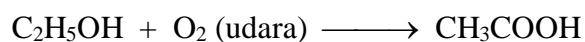
3. Oksidasi Senyawa Hidrokarbon (n-Butana)

n-Butana (Secara komersial terdiri dari 95 % n-Butana, 2,5 % Isobutana, 2,5 % Pentana) dioksidasikan dengan katalis Cobalt atau Mangan Asetat. Udara digelembungkan melalui larutan pada tekanan 850 psi dan pada suhu $800\text{-}1475^\circ\text{F}$. Nitrogen yang tidak bereaksi meninggalkan reaktor membawa bermacam-macam produk oksidasi (Formiat, Aseton, Metil Etil Keton, Metana dan lain-lain) dan produk buatan yang tidak bereaksi. Uap yang meninggalkan reaktor diembunkan dan dipisahkan.

4. Proses dari alkohol dengan *Quick-Vinegar fermentation*

Asam Asetat dibuat dengan mereaksikan $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ dan O_2 .

Reaksi yang terjadi adalah :



Bahan baku yang masuk reaktor berupa campuran yang mengandung alkohol 10,5 % dan Asam Asetat 1 %. Proses ini berjalan dengan bantuan

bakteri pada suhu 30 – 35°C dan tingkat keasaman 12 – 14 %. Asam Asetat bisa dihasilkan dalam waktu 8 – 10 jam untuk sekali proses.

Tabel 1.2. Perbandingan Proses Pembuatan Asam Asetat

NO.	Proses	Yield (%)	Tekanan (atm)	Suhu (°C)	Keuntungan (\$)
1	Oksidasi Asetaldehid	88 - 95	3 - 10	60 - 80	0.7
2	Karbonilasi Metanol (Monsanto)	90 - 99	30	350	-0.57
3	Oksidasi n-Butana	60 - 70	54	426 - 801	-0.6
4	Oksidasi Alkohol Quick - Vinegar Alkohol	10 - 10,5	-	30 - 35	-0.2

Dari proses - proses diatas, dipilih proses 1 yaitu Asam Asetat dari Asetaldehid dan Udara dengan katalis Mangan Asetat, dengan alasan sebagai berikut :

- a. Memiliki kondisi operasi tidak terlalu tinggi.
- b. Proses reaksinya cepat.
- c. Bahan baku murah dan mudah didapat.
- d. Proses lainnya memilki resiko tinggi dalam pengoperasiannya.
- e. Tidak perlu bahan pembantu yang banyak

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Asam Asetat

Rumus molekul	: CH_3COOH
Kenampakan	: cairan tak berwarna
Berat molekul	: 60 kg/kgmol
Titik didih, pada 1 atm	: 117,9 °C
Titik leleh	: 16,7 °C
Suhu kritis	: 318,8 °C
Tekanan kritis	: 57,86 atm
Densitas, pada 20 °C	: $1049 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
Viskositas, pada 20 °C	: 1,22 cP
110 °C	: 0,42 cP
Konsentrasi	: 99%

2.2 Spesifikasi Bahan

Bahan Utama

2.2.1 Asetaldehid

Rumus molekul	: CH_3CHO
Kenampakan	: cairan tak berwarna
Berat molekul	: 44,05 kg/kgmol
Titik didih, pada 1 atm	: 20,85 °C

Titik leleh	: -123 °C
Suhu kritis	: 192,85 °C
Tekanan kritis	: 55 atm
Densitas, pada 20 °C	: 778 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
Viskositas, pada 20 °C	: 0,22 cP
Kemurnian	: 99%

2.2.2 Udara

Komponen	: O ₂ , N ₂ (21% O ₂ , 79% N ₂)
Kenampakan	: gas tak berwarna
Berat molekul	: 28,95 kg/kgmol
Titik didih, pada 1 atm	: -194,48 °C
Titik leleh	: -214 °C
Suhu kritis	: -140,7 °C
Tekanan kritis	: 37,74 atm
Densitas, pada -200 °C	: 910 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
Viskositas, pada -200 °C	: 0,195 cP

Bahan Pembantu

2.2.3 Mangan Asetat

Rumus molekul	: Mn(C ₃ H ₃ O ₂) ₂
Kenampakan	: berwarna
Berat molekul	: 173,02 kg/kgmol
Titik didih, pada 1 atm	: - (Terdekomposisi menjadi Mn ₂ O ₃ pada

suhu 350 °C)

Densitas : $1589 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

2.3 Pengendalian Kualitas

Kualitas merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produksi. Oleh sebab itu mempertahankan membutuhkan salah satu hal yang terpenting yang memerlukan perhatian khusus dari perusahaan.

Untuk mempertahankan dan menjaga mutu produk agar sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan maka perlu dilakukan :

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku berupa Asetaldehid serta bahan baku (katalis) yaitu Mangan Asetat dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik. Uji yang dilakukan antara lain uji densitas, viskositas, volalitas, kadar komposisi komponen, kemurnian bahan baku.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan alat system kontrol.

2.3.2.1 Alat Sistem Kontrol

- a. Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliranfluida, tekanan dan level, *thermocouple* untuk sensor suhu.
- b. *Controller* dan Indikator, meliputi level indicator dan *control*, *temperature indicator control*, *pressure control*, *flow control*.
- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabelnya sama dengan variable *controller*. Alat yang digunakan *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2.3.2.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatis* (aliran udara tekan) digunakan untuk *valve* dari *controller* ke *actuator*.
- b. Aliran *electric* (aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke *controller*.
- c. Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dengan kemurnian 99% dan dapat dipasarkan. Untuk mengetahui produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka di lakukan uji densitas, viskositas, volatilitas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Bahan baku Asetaldehid dengan konsentrasi 99% yang disimpan di dalam Tangki (T-01) dialirkan menuju ke Reaktor (R-01) sebagai umpan. Sebelum masuk ke reaktor, Asetaldehid ditambahkan katalis Mangan Asetat sebanyak 1%. Setelah mengandung katalis maka umpan dimasukkan ke reaktor untuk direaksikan dengan Oksigen.

Oksigen yang direaksikan diperoleh dari udara bebas dengan cara mengompresikan udara ke reaktor pada tekanan kompresi sebesar 10 atm. Kondisi operasi di dalam reaktor adalah suhu 65°C dan tekanan 10 atm dengan perbandingan mol Asetaldehid dan Oksigen dalam reaktor adalah 1 : 2. Konversi pada reaktor sebesar 18%. Reaktor yang dipakai adalah reaktor gelembung dan reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis. Untuk menjaga suhunya tetap 65°C, panas reaksi yang timbul diambil coil dengan media air pendingin dalam reaktor.

Produk bawah reaktor dilewatkan ke Vaporizer (VP-01) untuk menguapkan Asam Asetat dari suhu 65°C menjadi 189,17°C tekanan 10 atm. Selanjutnya dimasukkan kedalam separator (SP-01) untuk dipisahkan antara fase uap dan fase cairnya. Campuran fase cair direcycle ke reaktor sedangkan campuran fase uap bersama produk atas dari reaktor yang berupa gas dikompresi di dalam kompresor (C-02) pada suhu 152,05°C tekanan 20 atm dialirkan menuju cooler (CL-03) sehingga suhunya menjadi 105,57°C lalu

diembunkan dengan condensor parsial (CDP-01) dari suhu $105,57^{\circ}\text{C}$ menjadi $100,23^{\circ}\text{C}$ tekanan 20 atm sehingga komponen yang mengembun hanya Asetaldehid, Asam Asetat, dan air, selanjutnya dimasukkan kedalam separator (SP-02) dan dipisahkan antara fase uap dan fase cairnya.

Campuran fase uap dialirkan ke Unit Pengolahan Limbah sementara fase cairnya dialirkan menuju cooler (CL-04) sehingga suhunya menjadi $54,23^{\circ}\text{C}$ kemudian masuk Menara Distilasi I (MD-01) pada suhu $54,23^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 2,0 atm untuk memisahkan produk (Asam Asetat) dengan bahan baku (Asetaldehid) yang tidak bereaksi. Hasil atas berupa Asetaldehid dengan kemurnian 99% dan air yang kemudian direcycle kembali sebagai umpan reaktor. Hasil bawah selanjutnya dialirkan ke cooler (CL-05) sehingga suhunya menjadi $63,23^{\circ}\text{C}$ kemudian diumpankan ke Menara Distilasi II (MD-02) pada suhu $63,23^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 2 atm.

Menara Distilasi II (MD-02) berfungsi untuk memurnikan produk yaitu Asam Asetat. Hasil atas berupa 96,33% Asetaldehid, 1,97% air, dan 1,70% Asam Asetat yang kemudian direcycle kembali sebagai umpan reaktor. Hasil bawah berupa Asam Asetat dengan kemurnian 99% dan air 1% yang merupakan produk dari pabrik ini kemudian disimpan di dalam Tangki (T-02) untuk persiapan pendistribusian.

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produksi

3.2.1 Tangki Penyimpanan Asetaldehid (T-01)

Tugas : Menyimpan Asetaldehid untuk kebutuhan proses selama 7 hari.

Jenis : Tangki Silinder Horisontal

Kondisi : 30 °C, 2,7 atm

Spesifikasi :

- Kapasitas : 6204,0391 m³
- Bahan : Stainless Steel SA 203
- Diameter : 15,54 m
- Panjang : 31,07 m
- Tebal shell : 1 in
- Tebal head : 1 in

Jumlah : 1

Harga : US\$ 826.200

3.2.2 Tangki Asam Asetat (T-02)

Tugas : Menyimpan Asam Asetat selama 7 hari

Jenis : Silinder Vertikal

Kondisi : 30 °C, 1 atm

Spesifikasi :

- Kapasitas : 2022,1279 m³
- Bahan : Stainless Steel SA-203 grade C
- Diameter : 18,3534 m
- Tinggi : 9,1767 m
- Tebal shell : 1/4 in
- Tebal head : 7/16 in

Jumlah : 1

Harga : US\$ 618.700

3.2.3 Reaktor (R-01)

Tugas : Mereaksikan Asetaldehid dengan Udara menjadi Asam
Asetat

Jenis : Reaktor Gelembung

Tekanan : 10 atm

Suhu : 65 °C

Diameter : 4,19 m

Tinggi : 8,82 m

Volume Cairan di Badan Reaktor : 93,13 m³

Tinggi Cairan di Dalam Reaktor (tanpa coil) : 6,74 m

Waktu tinggal gelembung : 0,73 menit

Tebal shell : 1 in

Tebal head : 15/16 in

Jumlah Coil : 16 lilitan

Diamter Coil : 0.02 m

Jarak antar Coil : 10,16 cm

Tinggi Coil : 4,30 m

Jenis Bahan Reaktor : Stainless Steel

Harga : US\$ 516.900

Jumlah : 1

3.2.4 Separator I (SP-01)

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk di dalam

VP-01

Jenis : Vertical Drum Separator
Tekanan : 10 atm
Suhu : 189,17 °C
Tinggi : 3,97 m
Diameter : 4,53 m
Tebal shell : 0,5 in
Tebal head : 0,75 in
Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C
Harga Satuan : US\$ 27.300
Jumlah : 1

3.2.5 Separator II (SP-02)

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk di dalam

Condensor Parsial (CDP-01)

Jenis : Vertical Drum Separator
Tekanan : 20 atm
Suhu : 100,23 °C
Tinggi : 6,91 m
Diameter : 7,16 m
Tebal shell : 1 in
Tebal head : 0,75 in
Bahan : Carbon Steel SA 283 Grade C
Harga Satuan : US\$ 81.000

Jumlah : 1

3.2.6 Menara Distilasi I (MD-01)

Tugas : Memisahkan Asam Asetat dari campuran keluaran Separator II
(SP-02)

Jenis : Sieve Plate Distillation Tower

Kondisi Operasi Puncak Menara

Suhu : 87,46 °C

Tekanan : 6 atm

Kondisi Operasi Dasar Menara

Suhu : 159,56 °C

Tekanan : 3 atm

Kondisi Operasi Umpan Menara

Suhu : 54,23 °C

Tekanan : 2 atm

Jumlah Plate : 12 plate

Tinggi menara : 9,89 m

Diameter menara : 1,96 m

Tebal Shell : 0,75 in

Tebal Head : 0,5 in

Bahan : Stainless Steel SA-203 Grade C

Harga : US\$ 19.100

Jumlah : 1

3.2.7 Menara Distilasi II (MD-02)

Tugas : Memisahkan Asam Asetat dari hasil bawah MD-02

Jenis : Sieve Plate Distillation Tower

Kondisi Operasi Puncak Menara

Suhu : 124,76 °C

Tekanan : 6 atm

Kondisi Operasi Dasar Menara

Suhu : 157,55 °C

Tekanan : 2 atm

Kondisi Operasi Umpan Menara

Suhu : 68,24 °C

Tekanan : 2 atm

Jumlah Plate : 7 plate

Tinggi menara : 8,66 m

Diameter menara : 1,11 m

Tebal Shell : 0,75 in

Tebal Head : 0,5 in

Bahan : Stainless Steel SA-203 Grade C

Harga : US\$ 18.600

Jumlah : 1

3.2.8 Compressor I (C-01)

Tugas : Menaikkan tekanan gas dari tekanan 1 atm menjadi 10 atm

Type : Centrifugal Compressor

Jumlah stage : 2

Head compressor : 41.057,2752 ft

Whell selection :

Intake volume : 25.186, ft^3/menit

Nominal speed : 9.800 rpm

Maximum speed : 10.870 rpm

Nominal Polytrophic Head: 8.200 ft

Jumlah Wheel per stage : 5 wheel per stage

Kecepatan spesifik : 9.800 rpm

Horse Power

Mechanical Hp Loss : 3 %

BHP : 27,412 hp

BHP shaft : 28,259 hp

BHP total : 56,519 hp

Daya motor standar "NEMA" : 60 hp

Harga Satuan : US\$ 315.200

Jumlah : 1

3.2.9 Compressor II (C-02)

Tugas : Menaikkan tekanan gas keluar hasil atas Reaktor dan hasil atas Separator I dari 10 atm menjadi 20 atm

Type : Centrifugal Compressor

Jumlah stage : 1

Head compressor : 11137,28 ft

Wheel selection	:	
Intake volume	:	5237,04 ft ³ /menit
Nominal speed	:	9.800 rpm
Maximum speed	:	10.870 rpm
Nominal Polytrophic Head	:	8.200 ft
Jumlah Wheel per stage	:	2 wheel per stage
Kecepatan spesifik	:	9.800 rpm
Horse Power	:	
Mechanical Hp Loss	:	3 %
BHP	:	12,7338 hp
BHP shaft	:	13,1277 hp
BHP total	:	13,1277 hp
Daya motor standar "NEMA"	:	15 hp
Harga Satuan	:	US\$ 446.800
Jumlah	:	1

3.2.10 Vaporizer (VP-01)

Tugas : Menguapkan hasil bawah keluar reaktor dari suhu 75°C menjadi 189,17°C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 200°C

Type : Termosiphon Vaporizer

Beban Panas	:	3370125,37 kkal/jam
Luas Transfer Panas (A)	:	1005,78 ft ²

Shell :

ID shell	: 23 1/4 inch
Jumlah pipa	: 285
Pass	: 1
Pressure Drop	: 0,225 psia
Tube :	
OD, BWG	: 3/4 inch ; 10
Pitch	: 1 in square pitch
Panjang	: 18 ft
Pass	: 1
Pressure Drop	: 0,005 psia
Harga Satuan	: US\$ 180.900
Jumlah	: 1

3.2.11 Condensor Parsial (CDP-01)

Tugas : Mengembunkan hasil atas reaktor dan separator I (SP-01) dari suhu 105,57°C menjadi 100,23°C dengan air pendingin masuk pada suhu 30°C dan keluar 50°C

Type : Shell and Tube Desuperheater Condensor

Beban Panas : 453030,13 kkal/jam

Luas Transfer Panas (A) : 145,54 ft²

Shell :

ID shell : 33 inch

Jumlah pipa : 28

Pass : 1

Pressure Drop	: 0,1967 psia
Tube :	
OD, BWG	: 1 inch ; 8
Pitch	: 1 in square pitch
Panjang	: 20 ft
Pass	: 4
Pressure Drop	: 0,0713 psia
Harga Satuan	: US\$ 8.500
Jumlah	: 1

3.2.12 Condensor Total I (CD-01)

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak MD-01 pada suhu 87,46 °C menjadi 75,34 °C dengan air pendingin masuk pada suhu 30°C dan keluar 60°C

Type : Double Pipe Condensor

Beban Panas : 5367,59 kkal/jam

Luas Transfer Panas (A) : 2,33 ft²

Annulus :

ID Annulus : 2,067 inch

OD Annulus : 2,38 inch

Pressure Drop : 0,245 psia

Inner Pipe :

ID Inner Pipe : 1,38 inch

OD Inner Pipe : 1,66 inch

Pressure Drop	: 0,164 psia
Panjang Pipa	: 12 ft
Harga Satuan	: US\$ 3.700
Jumlah	: 1

3.2.13 Condensor Total II (CD-02)

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak MD-02 pada suhu 124,76 °C menjadi 110,78 °C dengan air pendingin masuk pada suhu 30°C dan keluar 60°C

Type : Double Pipe Condensor

Beban Panas : 5854,81 kkal/jam

Luas Transfer Panas (A) : 1,25 ft²

Annulus :

ID Annulus : 2,67 inch

OD Annulus : 2,38 inch

Pressure Drop : 0,301 psia

Inner Pipe :

ID Inner Pipe : 1,38 inch

OD Inner Pipe : 1,66 inch

Pressure Drop : 0,193 psia

Panjang Pipa : 12 ft

Harga Satuan : US\$ 2,600

Jumlah : 1

3.2.14 Reboiler I (RB-01)

Tugas : Menguapkan sebagian hasil bawah MD-01 pada suhu 159,55°C menjadi suhu 163,26 °C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 200°C

Type : Double Pipe Reboiler

Beban Panas : 15.228,94 kkal/jam

Luas Transfer Panas (A) : 74,89 ft²

Annulus :

ID Annulus : 2,067 inch

OD Annulus : 2,38 inch

Pressure Drop : 0,00175 psia

Inner Pipe :

ID Inner Pipe : 1,38 inch

OD Inner Pipe : 1,66 inch

Pressure Drop : 4,08 psia

Panjang : 120 lin ft

Harga Satuan : US\$ 18.200

Jumlah : 1

3.2.15 Reboiler II (RB-02)

Tugas : Menguapkan sebagian hasil bawah MD-02 pada suhu 154,77°C menjadi suhu 157,39 °C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 200°C

Type : Double Pipe Reboiler

Beban Panas : 13.294,77 kkal/jam

Luas Transfer Panas (A) : 141 ft²

Annulus :

ID Annulus : 2,067 inch

OD Annulus : 2,38 inch

Pressure Drop : 0,00232 psia

Inner Pipe :

ID Inner Pipe : 1,38 inch

OD Inner Pipe : 1,66 inch

Pressure Drop : 2,84 psia

Panjang : 228 lin ft

Harga Satuan : US\$ 18.200

Jumlah : 1

3.2.16 Cooler I (CL-01)

Tugas : Mendinginkan udara keluar C-01 dari suhu 159,95 °C menjadi suhu 65°C dengan air pendingin masuk pada suhu 30°C dan keluar 50°C

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Beban Panas : 1.459.023,37 kkal/jam

Luas Transfer Panas (A) : 982,48 ft²

Shell :

ID shell : 23 1/4 inch

Jumlah pipa	: 308
Pass	: 1
Pressure Drop	: 0,000212 psia
Tube :	
OD, BWG	: 3/4 inch ; 16
ID	: 0,62 inch
Pitch	: 1 in square pitch
Panjang	: 16 ft
Pass	: 2
Pressure Drop	: 0,0048 psia
Harga Satuan	: US\$ 23.100
Jumlah	: 1

3.2.17 Cooler II (CL-02)

Tugas : Mendinginkan udara keluar Mixer 2 dari suhu 80,95 °C menjadi suhu 65°C dengan air pendingin masuk pada suhu 30°C dan keluar 50°C

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Beban Panas : 204.639 kkal/jam

Luas Transfer Panas (A) : 342,42 ft²

Shell :

ID shell : 12 inch

Jumlah pipa : 109

Pass : 1

Pressure Drop : 0,247 psia

Tube :

OD, BWG : 3/4 inch ; 16

ID : 0,62 inch

Pitch : 1 in square pitch

Panjang : 16 ft

Pass : 1

Pressure Drop : 0,000147 psia

Harga Satuan : US\$ 1.400

Jumlah : 1

3.2.18 Cooler III (CL-03)

Tugas : Mendinginkan Campuran uap keluar Compresor 2 (C-02) dari suhu 152,05 °C menjadi suhu 105,57 °C dengan pendingin air masuk pada suhu 30 °C dan keluar pada suhu 50 °C

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Beban Panas : 1.377.803,08 kkal/jam

Luas Transfer Panas (A) : 861,49 ft²

Shell :

ID shell : 21 1/4 inch

Jumlah pipa : 277

Pass : 1

Pressure Drop : 0,109 psia

Tube :	
OD, BWG	: 3/4 inch ; 16
ID	: 0,62 inch
Pitch	: 1 in square pitch
Panjang	: 16 ft
Pass	: 1
Pressure Drop	: 0,000907 psia
Harga Satuan	: US\$ 21.800
Jumlah	: 1

3.2.19 Cooler IV (CL-04)

Tugas : Mendinginkan Campuran hasil bawah Separator II (SP-02) dari suhu 100,23 °C menjadi suhu 54,23 °C dengan pendingin air masuk pada suhu 30 °C dan keluar pada suhu 50 °C

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Beban Panas : 411.635,17 kkal/jam

Luas Transfer Panas (A) : 212,02 ft²

Shell :

ID shell : 12 inch

Jumlah pipa : 78

Pass : 4

Pressure Drop : 0,47 psia

Tube :

OD, BWG : 3/4 inch ; 16

ID	: 0,62 inch
Pitch	: 1 in square pitch
Panjang	: 16 ft
Pass	: 4
Pressure Drop	: 0,00516 psia
Harga Satuan	: US\$ 1.600
Jumlah	: 1

3.2.20 Cooler V (CL-05)

Tugas : Mendinginkan Campuran keluar hasil bawah Reboiler I (RB-01)

163,2568 °C menjadi suhu 68,2355 °C dengan pendingin air masuk pada suhu 30 °C dan keluar pada suhu 50 °C

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Beban Panas : 551.232,5972 kkal/jam

Luas Transfer Panas (A) : 164,1054 ft²

Shell :

ID shell : 10 inch

Jumlah pipa : 56

Pass : 2

Pressure Drop : 0,0547 psia

Tube :

OD, BWG : 3/4 inch ; 16

ID : 0,62 inch

Pitch : 1 in square pitch

Panjang	: 16 ft
Pass	: 4
Pressure Drop	: 0,0043 psia
Harga Satuan	: US\$ 7.100
Jumlah	: 1

3.2.21 Cooler VI (CL-06)

Tugas : Mendinginkan Campuran keluar hasil bawah Reboiler II (RB-02)
 157,55 °C menjadi suhu 35 °C dengan pendingin air masuk pada
 suhu 30 °C dan keluar pada suhu 50 °C

Type : Shell and Tube Heat Exchanger

Beban Panas : 410.504,24 kkal/jam

Luas Transfer Panas (A) : 270,79 ft²

Shell :

ID shell : 12 inch

Jumlah pipa : 98

Pass : 2

Pressure Drop : 4,97 psia

Tube :

OD, BWG : 3/4 inch ; 16

ID : 0,62 inch

Pitch : 1 in square pitch

Panjang : 16 ft

Pass : 4

Pressure Drop	: 0,25 psia
Harga Satuan	: US\$ 6.500
Jumlah	: 1

3.2.22 Pompa I (P-01)

Tugas : Mengalirkan Asetaldehid (CH_3CHO) dari produsen menuju
Tangki (T-01)

Type : Pompa Centrifugal

Jenis impeller : Radial-Vane Field

Head pompa : 40,86 m

Kecepatan putaran pompa : 1750 rpm

Kecepatan spesifik : 517,45

BHP : 6,36 hp

Efisiensi motor : 0,75

Daya motor standar : 7 1/2 hp

Harga Satuan : US\$ 13.600

Jumlah : 1

3.2.23 Pompa II (P-02)

Tugas : Mengalirkan Asetaldehid (CH_3CHO) dari Tangki (T-01) menuju
Reaktor

Type : Pompa Centrifugal

Jenis impeller : Radial-Vane Field

Head pompa : 57,97 m

Kecepatan putaran pompa : 1750 rpm

Kecepatan spesifik	: 398,02
BHP	: 9,02 hp
Efisiensi motor	: 0,75
Daya motor standar	: 15 hp
Harga Satuan	: US\$ 13.600
Jumlah	: 1

3.2.24 Pompa III (P-03)

Tugas : Mengalirkan hasil dari Accumulator (ACC-01) menuju MD-01

Type : Pompa Centrifugal

Jenis impeller : Radial-Vane Field

Head pompa : 25,31 m

Kecepatan putaran pompa : 300 rpm

Kecepatan spesifik : 148,49

BHP : 5,97 hp

Efisiensi motor : 0,75

Daya motor standar : 7 1/2 hp

Harga Satuan : US\$ 13.600

Jumlah : 1

3.2.25 Pompa IV (P-04)

Tugas : Mengalirkan campuran hasil atas MD-01 menuju Reflukls

Type : Pompa Centrifugal

Jenis impeller : Radial-Vane Field

Head pompa : 25,89 m

Kecepatan putaran pompa	: 1750 rpm
Kecepatan spesifik	: 228,88
BHP	: 0,39 hp
Efisiensi motor	: 0,75
Daya motor standar	: 1/2 hp
Harga Satuan	: US\$ 8.900
Jumlah	: 1

3.2.26 Pompa V (P-05)

Tugas : Mengalirkan campuran hasil atas MD-01 dari Accumulator (ACC-02) menuju Reaktor sebagai Recycle

Type : Pompa Centrifugal

Jenis impeller : Radial-Vane Field

Head pompa : 34,89 m

Kecepatan putaran pompa : 1750 rpm

Kecepatan spesifik : 480,72

BHP : 3,69 hp

Efisiensi motor : 0,75

Daya motor standar : 4 hp

Harga Satuan : US\$ 8.900

Jumlah : 1

3.2.27 Pompa VI (P-06)

Tugas : Mengalirkan campuran hasil atas MD-02 menuju Refluks

Type : Pompa Centrifugal

Jenis impeller	: Radial-Vane Field
Head pompa	: 14,75 m
Kecepatan putaran pompa	: 300 rpm
Kecepatan spesifik	: 63,87
BHP	: 0,32 hp
Efisiensi motor	: 0,75
Daya motor standar	: 1/2 hp
Harga Satuan	: US\$ 5.800
Jumlah	: 1

3.2.28 Pompa VII (P-07)

Tugas : Mengalirkan campuran hasil bawah MD-02 menuju Tangki (T-02)

Type : Pompa Centrifugal

Jenis impeller	: Radial-Vane Field
Head pompa	: 16,70 m
Kecepatan putaran pompa	: 300 rpm
Kecepatan spesifik	: 108,48
BHP	: 1,36 hp
Efisiensi motor	: 0,75
Daya motor standar	: 1 1/2 hp
Harga Satuan	: US\$ 8.900
Jumlah	: 1

3.2.29 Pompa VIII (P-08)

Tugas : Mengalirkan campuran hasil atas MD-02 dari Accumulator (ACC-

03) menuju Reaktor sebagai Recycle

Type	: Pompa Centrifugal
Jenis impeller	: Radial-Vane Field
Head pompa	: 33,89 m
Kecepatan putaran pompa	: 1750 rpm
Kecepatan spesifik	: 332,16
BHP	: 1,64 hp
Efisiensi motor	: 0,75
Daya motor standar	: 2 hp
Harga Satuan	: US\$ 8.900
Jumlah	: 1

3.2.30 Pompa IX (P-09)

Tugas : Mengalirkan campuran hasil dari Tangki (T-02) menuju Produsen

Type	: Pompa Centrifugal
Jenis impeller	: Radial-Vane Field
Head pompa	: 15,54 m
Kecepatan putaran pompa	: 1750 rpm
Kecepatan spesifik	: 667,98
BHP	: 1,27 hp
Efisiensi motor	: 0,75
Daya motor standar	: 1 1/2 hp
Harga Satuan	: US\$ 8.900
Jumlah	: 1

3.2.31 Accumulator I (ACC-01)

Tugas : Menampung sementara hasil bawah SP-02 yang akan disalurkan menuju MD-01 dengan waktu tinggal 10 menit

Type : Tangki silinder horisontal dengan atap elliptical dished

Suhu : 54,23 °C

Tekanan : 2,05 atm

Diameter : 1,86 m

Panjang : 5,58 m

Tebal Shell : 1/4 inch

Tebal Head : 1/4 inch

Bahan : Stainless Steel SA-203 Grade C

Harga Satuan : US\$ 18,000

Jumlah : 1

3.2.32 Accumulator II (ACC-02)

Tugas : Menampung sementara hasil atas MD-01 yang akan di recycle ke Reaktor dengan waktu tinggal 10 menit

Type : Tangki silinder horisontal dengan atap elliptical dished

Suhu : 87,46 °C

Tekanan : 6 atm

Diameter : 1,44 m

Panjang : 4,32 m

Tebal Shell : 1/4 inch

Tebal Head : 1/4 inch

Bahan	: Stainless Steel SA-203 Grade C
Harga Satuan	: US\$ 11,600
Jumlah	: 1

3.2.33 Accumulator III (ACC-03)

Tugas : Menampung sementara hasil atas MD-02 yang akan di salurkan ke Reaktor dengan waktu tinggal 10 menit

Type : Tangki silinder horisontal dengan atap elliptical dished

Suhu	: 124,76 °C
Tekanan	: 6 atm
Diameter	: 1,12 m
Panjang	: 3,37 m
Tebal Shell	: 1/4 inch
Tebal Head	: 1/4 inch
Bahan	: Stainless Steel SA-203 Grade C
Harga Satuan	: US\$ 7.600
Jumlah	: 1

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Bahan baku Asetaldehid diperoleh dari PT. Indo Acidatama Chemical Industry dengan kapasitas 65.000 Ton/Tahun, PT. Inti Everspring Indonesia dengan kapasitas 30.000

Ton/Tahun, Nopec Yangzi Petrochemical, China 210.000 ton/tahun,
Shanghai Jiulin Chemical , China 95.000 ton/tahun.

Tabel 3.1. Kebutuhan Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan bahan baku (ton/tahun)	Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
Asetaldehid Kebutuhan = 23883,7042 kg/jam	189.158,9370	400.000

Dari tabel di atas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku acetone dapat memenuhi kebutuhan pabrik, atau dengan kata lain ketersediaan bahan baku aman untuk proses produksi.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya. Dengan adanya analisis kebutuhan peralatan proses maka akan dapat diketahui anggaran yang diperlukan untuk peralatan proses, baik pembelian maupun perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Ketepatan pemilihan lokasi suatu pabrik harus direncanakan dengan baik dan tepat. Kemudahan dalam pengoperasian pabrik dan perencanaan di masa depan merupakan faktor – faktor yang perlu mendapat perhatian dalam penetapan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut faktor produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan. Lokasi pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi yang seminimal mungkin, disamping beberapa faktor lain yang mesti dipertimbangkan misalnya pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain – lain. Oleh karena itu pemilihan dan penentuan lokasi pabrik yang tepat merupakan salah satu faktor yang sangat penting dalam suatu perencanaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan diatas, maka ditentukan rencana pendirian pabrik Asam Asetat ini berlokasi di daerah Solo, Jawa Tengah. Faktor – faktor yang menjadi dasar pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

4.1.1 Kemudahan Transportasi

Sarana transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Pelabuhan di Semarang yang cukup dekat dari Kota Solo dapat dijadikan tempat berlabuh untuk kapal yang mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran

kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran baik pemasaran domestik maupun internasional.

4.1.2 Pemasaran Produk

Daerah Solo yang akan didirikan pabrik ini merupakan daerah industri kimia dan terus berkembang dengan pesat. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalur darat dan laut. Asam Asetat yang dihasilkan dapat dipasarkan untuk industri dalam produksi *polimer* seperti *polietilena teraftalat*, *selulosa asetat* dan *polivinil asetat*.

4.1.3 Ketersediaan Bahan Baku/Pembantu

Sumber bahan baku merupakan salah satu faktor penting yang mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik. Untuk menekan biaya penyediaan bahan baku, maka pabrik Asam Asetat didirikan di Solo, Jawa Tengah karena dekat dengan salah satu pabrik penghasil Asetaldehid yaitu PT. Indo Acidatam Chemical Industry dengan kapasitas 65.000 ton/tahun dan cukup dekat dengan pelabuhan di kota Semarang untuk memenuhi kebutuhan impor bahan baku dari Nopec Yangzi Petrochemical, China dengan kapasitas 210.000 ton/tahun.

4.1.4 Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan pada pabrik ini meliputi tenaga kerja terdidik, terampil maupun tenaga kasar. Tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik dan luar daerah.

4.1.5 Kondisi Iklim

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar 20 – 30 °C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4.1.6 Lingkungan dan Masyarakat

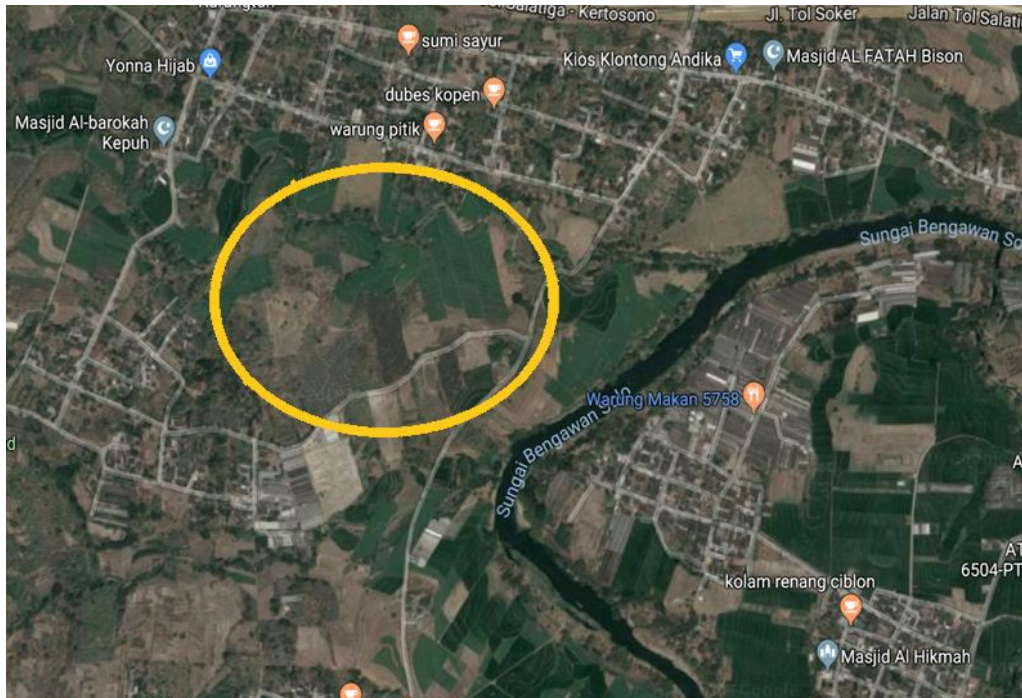
Lokasi pabrik sebaiknya terletak di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dan lain-lain). Kebijakan pemerintah setempat juga turut mempengaruhi lokasi pabrik yang akan dipilih. Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik.

4.1.7 Sumber air

Penyedia air untuk utilitas mudah dan murah karena kawasan ini dekat dengan sungai Bengawan Solo yang tentunya dapat memenuhi kebutuhan air dalam proses produksi.

4.1.8 Listrik

Penyedia tenaga listrik dipenuhi dari PLN dan akses cukup dekat dari pembangkit listrik PLN.



Gambar 4.1. *Google earth* lokasi pendirian pabrik Asam Asetat

4.2 Tata Letak Pabrik (*Layout Plant*)

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, dan sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Secara garis besar *lay out* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

4.2.1 Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang *control* sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Merupakan daerah perbaikan dan peletakan mesin-mesin yang mengalami kerusakan.

4.2.4 Daerah Utilitas dan *Power Station*

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

Adapun perincian luas tanah sebagai bagian pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini :

Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan Pabrik

No.	lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Area Proses	250	100	25000
2	Area Utilitas	150	100	15000
3	Bengkel	45	20	900
4	Gudang Peralatan	25	40	1000
5	Kantin	20	20	400
6	Kantor Teknik dan Produksi	15	20	300
7	Kantor Utama	40	50	2000
8	Laboratorium	20	20	400
9	Parkir Utama	20	50	1000
10	Parkir Truk	60	40	2400
11	litbang	20	25	500
12	Poliklinik	20	25	500
13	Pos Keamanan 1	6	6	36
14	Pos Keamanan 2	6	6	36
15	Pos Keamanan 3	6	6	36

Lanjutan Tabel 4.1.				
16	Control Room	20	25	500
17	Control Utilitas	20	20	400
18	Jembatan Timbang	50	30	1500
19	Masjid	20	20	400
20	Unit Pemadam Kebakaran	14	25	350
21	Unit Pengolahan Limbah	20	20	400
22	Taman 1	13.5	42	1701
23	Taman 2	5	30	450
24	Taman 3	20	15	900
25	Jalan	530	8	4400
26	Daerah Perluasan	60	50	3000
	Luas Tanah			63509
	Luas Bangunan			53058
	Total	1475.5	813	116567

4.3 Tata Letak Mesin/Alat (*Machines*)

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

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

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

4.3.2 Aliran Udara

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

4.3.3 Pencahayaan

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

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

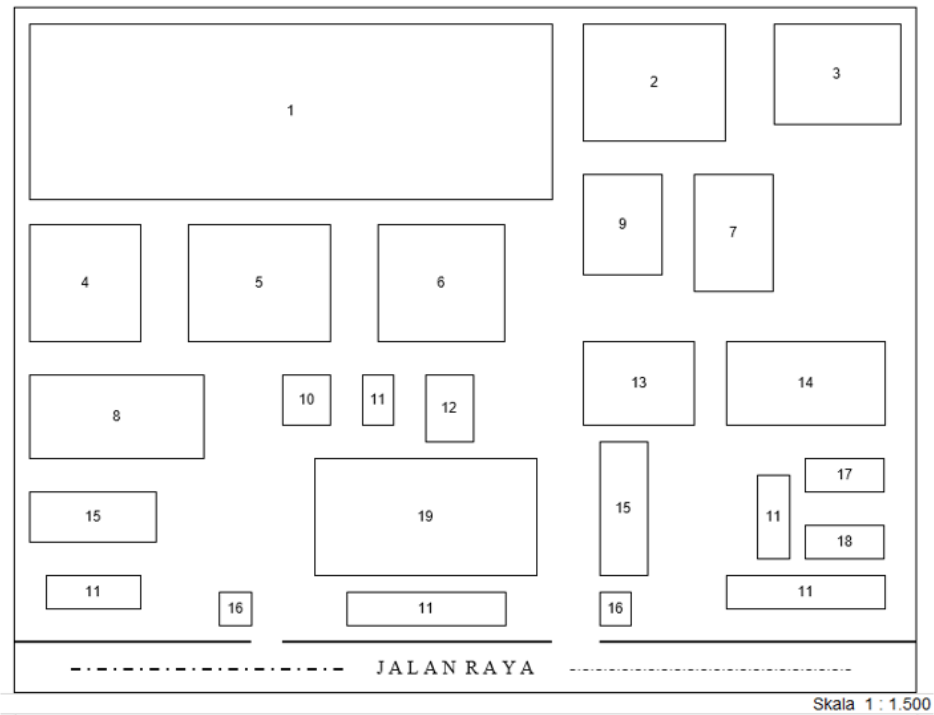
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

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

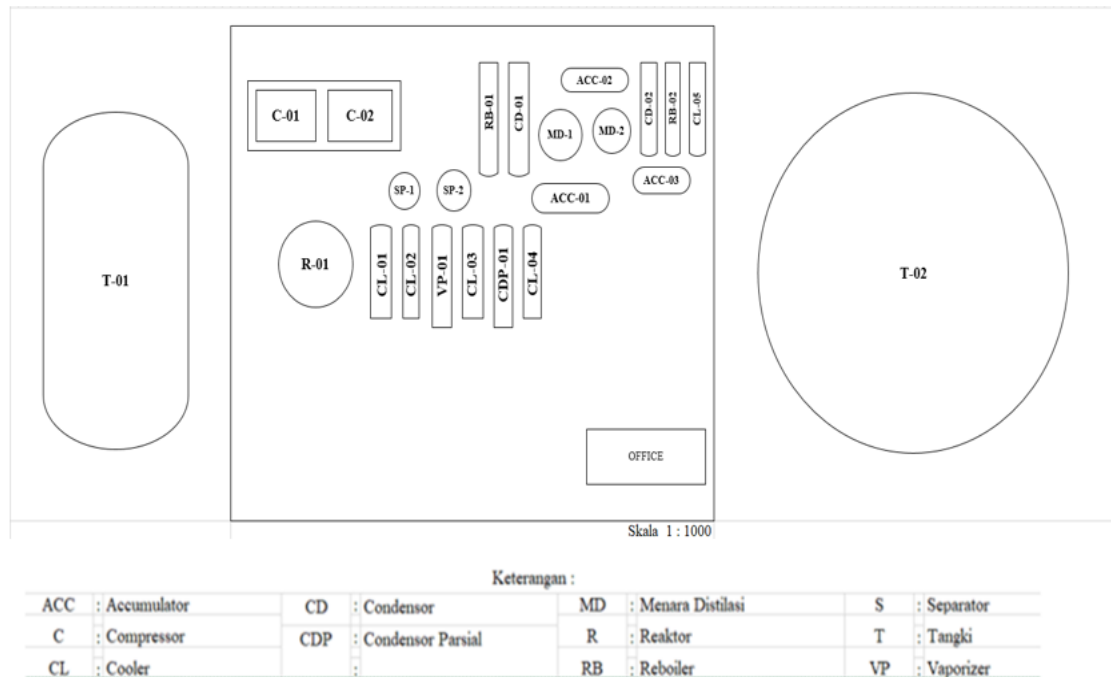
4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

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



Keterangan :			
1. Area <u>Perluasan Pabrik</u>	5. Area Proses	10. <u>Kantin</u>	15. <u>Tempat Parkir</u>
2. Area <u>Utilitas</u>	6. Area <u>Bahan Baku</u>	11. <u>Taman</u>	16. <u>Pos Penjagaan</u>
3. Area <u>Limbah</u>	7. <u>Gedung Pemadam Kebakaran</u>	12. <u>Laboratorium</u>	17. <u>Gedung Klinik</u>
4. Area <u>Produk</u>	8. <u>Gudang</u>	13. <u>Masjid / Tempat Ibadah</u>	18. <u>Perpustakaan</u>
	9. <u>Bengkel</u>	14. <u>Gedung Pertemuan</u>	19. <u>Gedung Kantor</u>

Gambar 4.2. *Lay Out* Tata Letak Pabrik



Gambar 4.3. Tata Letak Alat Proses Pabrik

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.2. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk kg/jam	Keluar kg/jam
O ₂	13.002,7266	11.451,0560
N ₂	49.520,1001	47.972,9846
CH ₃ CHO	23.883,7042	14.374,9011
H ₂ O	268,3246	352,8089
CH ₃ COOH	-	12.500,0000
Mn Asetat	-	-
Jumlah	86.674,8472	86.674,8472

4.4.1.2 Neraca Massa per Alat

4.4.1.2.1 Reaktor Gelembung (R-01)

Tabel 4.3. Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk Arus 1 & 3	Keluar kg/jam	
		Arus 4	Arus 5
O ₂	13.002,7266	11.451,0560	-
N ₂	49.520,1001	47.972,9846	-
CH ₃ CHO	47.712,7333	34.180,7296	4.943,7117
H ₂ O	421,0080	122,2759	298,6001
CH ₃ COOH	4.960,8519	3.483,5189	13.164,5431
Mn Asetat	477,1273	-	477,1273
Jumlah	116.094,5472	97.210,5650	18.883,9823

4.4.1.2.2 Vaporizer (VP-01)**Tabel 4.4.** Neraca Massa Vaporizer

Komponen	Masuk Arus 5	Keluar kg/jam	
		Arus 7	Arus 6
O ₂	-	-	-
N ₂	-	-	-
CH ₃ CHO	4.943,7117	4.736,6833	357,5477
H ₂ O	298,6001	256,6983	70,9039
CH ₃ COOH	13.164,5431	8.267,3371	4.687,6763
Mn Asetat	477,1273	-	477,1273
Jumlah	18.883,9823	13.260,7187	5.623,2552

4.4.1.2.3 Condensor Parsial (CDP-01)**Tabel 4.5.** Neraca Massa Condensor Parsial

Komponen	Masuk Arus 8	Keluar kg/jam	
		Arus 9	Arus 10
O ₂	11.451,0560	11.451,0560	0,0000
N ₂	47.972,9846	47.972,9846	0,0000
CH ₃ CHO	38.917,4129	14.374,9011	23.441,5178
H ₂ O	378,9742	79,6382	354,9187
CH ₃ COOH	11.750,8560	17,0046	12.626,2626
Mn Asetat	-	-	-
Jumlah	110.471,2837	74.048,5845	36.422,6991

4.4.1.2.4 Menara Destilasi (MD-01)

Tabel 4.6. Neraca Massa Menara Distilasi-01

Komponen	Masuk Arus 10	Keluar kg/jam	
		Arus 13	Arus 16
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000
CH ₃ CHO	23.435,2314	16.267,8520	7.167,3794
H ₂ O	354,9187	81,7480	273,1707
CH ₃ COOH	12.626,2626	0,0000	12.626,2626
Mn Asetat	-	-	-
Jumlah	36.416,4127	16.349,6000	20.066,8127

4.4.1.2.5 Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4.7. Menara Distilasi-02

Komponen	Masuk Arus 16	Keluar kg/jam	
		Arus 19	Arus 22
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000
CH ₃ CHO	7.167,3794	7.167,3794	0,0000
H ₂ O	273,1707	146,9080	126,2626
CH ₃ COOH	12.626,2626	126,2626	12.500,0000
Mn Asetat	-	-	-
Jumlah	20.066,8127	7.440,5501	12.626,2626

4.4.2 Neraca Panas

Suhu referensi = 25 °C

Satuan : kkal/jam

4.4.2.1 Reaktor (R-01)

Tabel 4.8. Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk Arus 1 & 3	Keluar Arus 4 & 5
O ₂	112.713,7695	99.263,15686
N ₂	490.420,5208	475.098,7184
CH ₃ CHO	869.728,2617	736.848,4925

Lanjutan Tabel 4.8.		
H ₂ O	18.588,3592	19.479,69282
CH ₃ COOH	172.533,5553	179.972,9006
Mn Asetat	1.960,60171	119.516,301
Panas Reaksi	12.305.996,89	-
Panas Yang Dibuang	-	12.341.762,7
Jumlah	13.971.941,96	13.971.941,96

4.4.2.2 Vaporizer (VP-01)

Tabel 4.9. Neraca Panas Vaporizer

Komponen	Masuk Arus 5	Keluar Arus 6 & 7
CH ₃ CHO	295.001,24	1.210.758,84
H ₂ O	12.961,004	53.195,2007
CH ₃ COOH	260.720,036	1.070.060,21
Mn Asetat	3.968,836	16.289,0952
Panas Penguapan	-	1.592.456,9740
Beban Panas	3.370.126,3747	-
Jumlah	3.942.777,49	3.942.777,49

4.4.2.3 Condensor Parsial (CDP-01)

Tabel 4.10. Neraca Panas Condensor Parsial

Komponen	Masuk Arus 8	Keluar Arus 9 & 10
O ₂	365.169,1056	341.972,096
N ₂	1.721.430,017	1.609.297,619
CH ₃ CHO	1.502.662,916	1.392.139,144
H ₂ O	24.381,90173	22.822,06789
CH ₃ COOH	366.445,287	339.884,9493
Panas Pengembunan	179.056,7763	-
Beban Panas	-	453.030,1277
Jumlah	4.159.146,0037	4.159.146,0037

4.4.2.4 Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.11. Neraca Panas Menara Distilasi-01

Komponen	Masuk Arus 10	Keluar Arus 13 & 16
CH ₃ CHO	11.481,5740	117.535,6590

Lanjutan Tabel 4.11.		
H ₂ O	303,2820	5795,4267
CH ₃ COOH	29.941,6270	837.273,6543
Panas Pengembunan	-	1.130.123,205
Q Reboiler	2.049.001,462	-
Jumlah	2.090.727,9451	2.090.727,9451

4.4.2.5 Menara Distilasi (MD-02)

Tabel 4.12. Neraca Panas Menara Distilasi-02

Komponen	Masuk Arus 16	Keluar Arus 19 & 22
CH ₃ CHO	7.791,8273	6942,4789
H ₂ O	510,0762	279,8915
CH ₃ COOH	68.032,6388	775.014,4019
Panas Pengembunan	-	502.252,0701
Q Reboiler	1.208.154,3	-
Jumlah	1.284.488,8426	1.284.488,8426

4.4.2.6 Mixer (Mix-01)

Tabel 4.13. Neraca Panas Mixer-01

Komponen	Masuk Arus 4 & 7	Keluar Arus 8
O ₂	100.952,9599	150.149,4216
N ₂	477.513,0014	708.425,9187
CH ₃ CHO	699.530,8133	720.051,4576
H ₂ O	22.249,3644	10.109,7780
CH ₃ COOH	486.193,2546	197.702,7310
Jumlah	1.786.439,3069	1.786.439,3069

4.4.2.7 Mixer (Mix-02)

Tabel 4.14. Neraca Panas Mixer-02

Komponen	Masu Arus 6, 13 & 19	Keluar Arus 3
CH ₃ CHO	846.722,7503	829.550,8575
H ₂ O	12.342,8070	6.858,1734
CH ₃ COOH	55.771,5040	78.428,0221
Jumlah	914.837,0530	914.837,0530

4.4.2.8 Cooler (CL-01)

Tabel 4.15. Neraca Panas Cooler-01

Komponen	Masuk Arus 1	Masuk Arus 1
O ₂	405.505,5896	120.189,9839
N ₂	1.659.078,0148	491.743,061
H ₂ O	9.057,3829	2.684,5664
Beban Panas	-	1.459.023,376
Jumlah	2.073.640,9872	2.073.640,9872

4.4.2.9 Cooler (CL-02)

Tabel 4.16. Neraca Panas Cooler-02

Komponen	Masuk Arus 3	Keluar Arus 3
CH ₃ CHO	656.790,7791	469.470,7530
H ₂ O	6.746,8523	4.822,6161
CH ₃ COOH	53.979,5855	38.584,3368
Beban Panas	-	204.639,5109
Jumlah	717.517,2168	717.517,2168

4.4.2.10 Cooler (CL-03)

Tabel 4.17. Neraca Panas Cooler-03

Komponen	Masuk Arus 8	Keluar Arus 8
O ₂	332.842,1488	211.068,3349
N ₂	1.511.393,819	958.434,4351
CH ₃ CHO	1.521.221,133	964.666,3227
H ₂ O	23.547,96163	14.932,69128
CH ₃ COOH	376.919,0297	239.019,2237
Beban Panas	-	1.377.803,0852
Jumlah	3.765.924,0928	3.765.924,0928

4.4.2.11 Cooler (CL-04)

Tabel 4.18. Neraca Panas Cooler-04

Komponen	Masuk Arus 10	Keluar Arus 10
CH ₃ CHO	461.573,551	179.371,303
H ₂ O	11.833,347	4.598,5366
CH ₃ COOH	199.868,782	77.670,6634
Beban Panas	-	411.635,1771
Jumlah	673.275,6805	673.275,6805

4.4.2.12 Cooler (CL-05)

Tabel 4.19. Neraca Panas Cooler-05

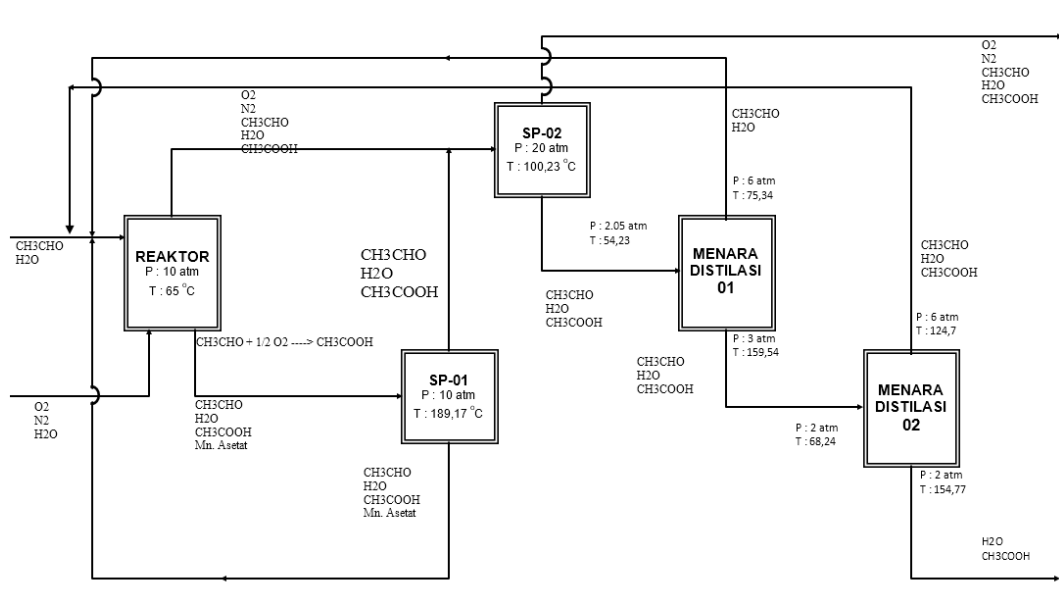
Komponen	Masuk Arus 16	Keluar Arus 16
CH ₃ CHO	315.354,9317	98.617,4807
H ₂ O	17122,0038	5.354,3760
CH ₃ COOH	469.571,4288	146.843,9104
Beban Panas	-	551.232,5972
Jumlah	802.048,3643	802.048,3643

4.4.2.13 Cooler (CL-06)

Tabel 4.19. Neraca Panas Cooler-06

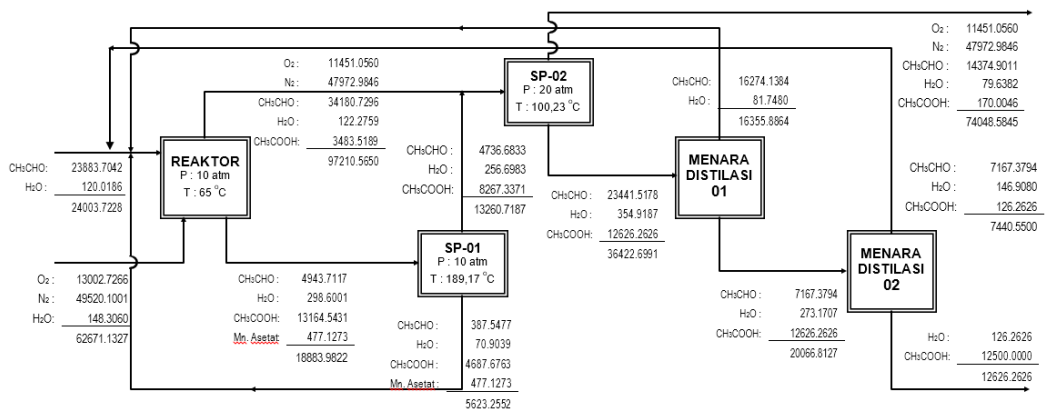
Komponen	Masuk Arus 22	Keluar Arus 22
CH ₃ CHO	0	0
H ₂ O	7.564,1739	570,6667
CH ₃ COOH	436.437,013	32.926,2807
Beban Panas	-	410.504,2391
Jumlah	444.001,1865	444.001,1865

4.4.3 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4. Diagram Alir Kualitatif

4.4.4 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 4.5. Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau 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 produk yang diharapkan.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

1. Over head 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang sudah rusak, kemudian kondisi alat dikembalikan seperti kondisi semula.

2. Repairing

Merupakan kegiatan maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Faktor-faktor yang mempengaruhi maintenance:

- a. Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

- b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

c. Tenaga manusia

Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas)

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

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi :

4.6.1 Kebutuhan dan Distribusi Air untuk Produksi dan Konsumsi

4.6.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik diacetone alcohol, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Cidanau. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

2. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
3. Jumlah air sungai lebih banyak dibanding dari air sumur.
4. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

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

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

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .

O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

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

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

c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

3. Air sanitasi.

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi.

Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, konsumsi, perkantoran laboratorium dan masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:

- 1) Suhu : Di bawah suhu udara
- 2) Warna : Jernih
- 3) Rasa : Tidak berasa
- 4) Bau : Tidak berbau

b. Syarat biologi, meliputi:

- 1) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- 2) Tidak mengandung bakteri.

c. Syarat kimia, meliputi:

- 1) Tidak mengandung minyak

2) Tidak menimbulkan korosi

4.6.1.2 Unit Pengolahan Air

Tahapan - tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

1. *Clarifier*

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

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

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

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan *agitator*. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai

turbidity sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*-nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/ menyaring partikel - partikel *solid* yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira - kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit reboiler.

Sand filter akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

4.6.1.3 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air

Tabel 4.20. Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor	R-01	6.111,51
Condensor Parsial	CDP-01	12.593,7887
Cooler-01	CL-01	7.2951,17
Cooler-02	CL-02	8.856,94
Cooler-03	CL-03	68.890,15
Cooler-04	CL-04	9.918,51
Cooler-05	CL-05	13.780,81
Cooler-06	CL-05	20.525,21
Condensor MD-01	CD-01	3.320,14
Condensor MD-02	CD-02	3.621,50
Total		220.569,75

Tabel 4.21. Kebutuhan Air Untuk Steam

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Vaporizer	VP-01	7.277,00
Reboiler MD-01	RB-01	1,52
Reboiler MD-02	RB-02	1,32
Total		7.279,84

2. Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 4,26 kg/jam

Jumlah karyawan + Keluarga = ± 250 orang

Tabel 4.22. Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Nama Alat	Jumlah (kg/jam)
Air Domestik	7.476,56
<i>Service Water</i>	1.000
Total	8.476,56

Kebutuhan air Total

$$= (220.569,75 + 7.279,84 + 8.476,56) \text{ kg/jam}$$

$$= 281.896,06 \text{ kg/jam}$$

4.6.2 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa Utilitas

Tabel 4.23. Spesifikasi Pompa Utilitas PU-01 – PU-05

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari screening menuju Bak Pengendap sebanyak 309.492 kg/jam	Mengalirkan air dari Bak Pengendap menuju Bak Flokulator sebanyak 309.492 kg/jam	Mengalirkan air Bak Flokulator menuju ke Clarifier sebanyak 294.017 kg/jam	Mengalirkan air dari Clarifier menuju ke Sand Filter sebanyak 294.017 kg/jam	Mengalirkan air dari sand filter ke bak air bersih sebanyak 279.316 kg/jam
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	1.599,3836	1.599,3836	1519,4145	1519,4145	1443,4437
Jumlah	2	2	2	2	2
Spesifikasi					
Head pompa (m)	3,6135	3,6135	3,5537	3,5537	3,4238

Lanjutan Tabel 4.23					
Tenaga pompa (Hp)	5,7686	5,7686	5,5866	5,5866	5,1134
Tenaga motor (Hp)	7,5	7,5	7,5	7,5	7,5
Putaran standar	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000

Tabel 4.24. Spesifikasi Pompa Utilitas PU-06 – PU-10

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09	PU-10
Fungsi	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju area kebutuhan air sebanyak 265.351 kg/jam	Mengalirkan air dari bak air bersih ke bak air pendingin sebanyak 248.138 kg/jam	Mengalirkan air dari bak air pendingin ke bak cooling tower sebanyak 248.138 kg/jam	Mengalirkan air dari cooling tower menuju unit peralatan proses sebanyak 248.138 kg/jam	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju tangki klorinasi sebanyak 7.476,56 kg/jam
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				

Lanjutan Tabel 4.24					
Kapasitas (gpm)	1.371,2715	1.282,3219	1.282,3219	1.282,3219	38,6372
Jumlah	2	2	2	2	2
Spesifikasi					
Head pompa (m)	3,3825	3,3345	3,3345	3,3345	4,5794
Tenaga pompa (Hp)	4,7991	4,4241	4,4241	4,4241	1,0008
Tenaga motor (Hp)	7,5	7,5	7,5	7,5	1,5
Putaran standar	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000

Tabel 4.25. Spesifikasi Pompa Utilitas PU-11 – PU-015

Spesifikasi	Pompa Utilitas				
	Kode	PU-11	PU-12	PU-13	PU-14
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih sebanyak 7476,56 kg/jam	Mengalirkan air dari tangki air bersih menuju area kebutuhan domestik sebanyak 7.476,56 kg/jam	Mengalirkan air dari bak air bersih pendingin menuju tangki service water sebanyak 1000 kg/jam	Mengalirkan air dari tangki service water pendingin menuju area kebutuhan service water sebanyak 1000 kg/jam	Mengalirkan air dari tangki kation Exchanger sebanyak 8.736 kg/jam

Lanjutan Tabel 4.25.

Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>				
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>				
Bahan	<i>Commercial Steel</i>				
Kapasitas (gpm)	38,6372	38,6372	5,1678	5,1678	45,1447
Jumlah	2	2	2	2	2
Spesifikasi					
Head pompa (m)	4,5794	4,5794	3,7697	3,7697	3,8938
Tenaga pompa (Hp)	1,0008	1,0008	1,1653	1,1653	1,4914
Tenaga motor (Hp)	1,5	1,5	0,5	0,5	2
Putaran standar	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000

Tabel 4.26. Spesifikasi Pompa Utilitas PU-16 – PU-18

Spesifikasi	Pompa Utilitas		
Kode	PU-16	PU-17	PU-18
Fungsi	Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari TU-07 ke Tangki Kation Exchanger (TU-04) sebanyak 52,3 kg/jam	Mengalirkan air dari Tangki kation Exchanger (TU-04) ke Tangki Anion Exchanger (TU-05) sebanyak 8.736 kg/jam	Mengalirkan NaOH dari TU-08 ke Tangki Anion Exchanger (TU-05) sebanyak 34,9 kg/jam
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>		
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>		
Bahan	<i>Commercial Steel</i>		
Kapasitas (gpm)	0,1584	45,1447	0,0866
Jumlah	2	2	2
Spesifikasi			
Head pompa (m)	3,1416	3,8938	3,0423
Tenaga pompa (Hp)	0,0144	1,4914	0,000931
Tenaga motor (Hp)	0,25	2	0,25
Putaran standar	3.000	3.000	3.000

Tabel 4.27. Spesifikasi Pompa Utilitas PU-19 – PU-21

Spesifikasi	Pompa Utilitas		
Kode	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki anion exchanger (TU-05) ke tangki deaerator (De-01) sebanyak 8736 kg/jam	Mengalirkan N2H4 dari TU-09 ke Daerator sebanyak 0,262 kg/jam	Mengalirkan air dari tangki deaerator (De-01) menuju Boiler (BO-01) sebanyak 8736 kg/jam
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>		
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>		
Bahan	<i>Commercial Steel</i>		
Kapasitas (gpm)	45,1447	0,0014	45,1447
Jumlah	2	2	2
Spesifikasi			
Head pompa (m)	3,8938	3	3,8938
Tenaga pompa (Hp)	1,4914	0,0000689	1,4914
Tenaga motor (Hp)	2	0,05	2
Putaran standar	3.000	3.000	3.000

4. Bak Pengendapan Awal/Sedimentasi (BU-01)

Tabel 4.28. Spesifikasi Bak Pengendapan

Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan waktu tinggal 4 jam.
Jenis	Bak Persegi
Bahan	Beton Bertulang
Spesifikasi	
Panjang (m)	14,3801
Lebar (m)	14,3801
Tinggi (m)	7,1901
Volume (m ³)	1486,8234
Jumlah	1

5. Bak Flokulator

Tabel 4.29. Spesifikasi Bak Flokulator

Fungsi	mengendapkan kotoran yang berupa 67isperse koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.
Jenis	Bak Silinder Tegak
Bahan	Beton Bertulang
Spesifikasi	
Diameter (m)	7,6600
Tinggi (m)	7,6600
Volume (m ³)	1411,2827
Jumlah	1

4. Clarifier (C-01)

Tabel 4.30. Spesifikasi Clarifier

Fungsi	Mengendapkan gumpalan-gumpalan yang terbentuk di bak flokulator
Jenis	Bak Silinder Tegak
Bahan	Beton Bertulang
Spesifikasi	
Diameter (m)	12,1595
Tinggi (m)	12,1595
Volume (m ³)	1411,2827
Jumlah	1

5. Sand Filter (Bak Penyaringan)

Tabel 4.31. Spesifikasi Sand Filter

Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Jenis	Bak Persegi
Bahan	Beton Bertulang
Spesifikasi	
Panjang (m)	3,6347
Lebar (m)	3,6347
Tinggi (m)	1,8173
Luas Permukaan Penyaringan (m ²)	22,8510
Volume (m ³)	24,0085
Jumlah	1

6. Bak Air Bersih

Tabel 4.32. Spesifikasi Bak Air Bersih

Fungsi	Menampung sementara <i>raw water</i> setelah disaring di <i>sand filter</i>	
Jenis	Bak Persegi	
Bahan	Beton Bertulang	
Spesifikasi		
Panjang (m)		8,6035
Lebar (m)		8,6035
Tinggi (m)		4,3018
Volume (m ³)		318,4207
Jumlah		1

7. Bak Air Pendingin

Tabel 4.33. Spesifikasi Bak Air Bersih

Fungsi	Menampung kebutuhan air pendingin	
Jenis	Bak Persegi	
Bahan	Beton Bertulang	
Spesifikasi		
Panjang (m)		8,4133
Lebar (m)		8,4133
Tinggi (m)		4,2067
Volume (m ³)		297,7658
Jumlah		1

8. *Cooling Tower***Tabel 4.34.** Spesifikasi *Cooling Tower*

Kode	CT-01	
Fungsi	Mendinginkan air pendingin yang telah dipakai dalam proses pabrik sebanyak 248138,18 kg/jam.	
Jenis	<i>Cooling Tower Induced Draft</i>	
Spesifikasi		
Panjang (m)		6,2439
Lebar (m)		6,2439
Tinggi (m)		3,4359
Jumlah		1

9. Tangki Klorinasi (TU-01)

Tabel 4.35. Spesifikasi Tangki Klorinasi

Fungsi	mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air	
Jenis	Tangki Silinder Berpengaduk	
Bahan	<i>Comercial Steel</i>	
Spesifikasi		
Diameter (m)		2,2525
Tinggi (m)		2,2525
Volume (m ³)		8,9719
Jumlah		1

10. Tangki Air Bersih (TU-02)

Tabel 4.36. Spesifikasi Tangki Air Bersih

Fungsi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga	
Jenis	Tangki Silinder Tegak	
Bahan	<i>Comercial Steel</i>	
Spesifikasi		
Diameter (m)		6,4974
Tinggi (m)		6,4974
Volume (m ³)		215,3249
Jumlah		1

11. Tangki Kation Exchanger (TU-03)

Tabel 4.37. Spesifikasi Tangki Kation Exchanger

Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.	
Jenis	Tangki Silinder Tegak	
Bahan	<i>Steanless Steel</i>	
Spesifikasi		
Diameter (m)		0,9541
Tinggi (m)		1,2192
Volume (m ³)		0,7261
Jumlah		1

12. Tangki Anion Exchanger (TU-04)

Tabel 4.38. Spesifikasi Tangki Anion Exchanger

Fungsi	Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion Cl, SO ₄ , dan NO ₃ .
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Bahan	<i>Steanless Steel</i>
Spesifikasi	
Diameter (m)	0,9541
Tinggi (m)	1,2192
Volume (m ³)	0,7261
Jumlah	1

13. Tangki H₂SO₄ (TU-05)**Tabel 4.39.** Spesifikasi Tangki H₂SO₄

Fungsi	Menampung/menyimpan larutan H ₂ SO ₄ yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.
Jenis	Tangki Silinder Tegak
Bahan	<i>Steanless Steel</i>
Spesifikasi	
Diameter (m)	1,9313
Tinggi (m)	1,9313
Volume (m ³)	5,6551
Jumlah	1

14. Tangki NaOH (TU-06)

Tabel 4.40. Spesifikasi Tangki NaOH

Fungsi	Menampung/ menyimpan larutan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi Anion Exchanger	
Jenis	Tangki Silinder Tegak	
Bahan	<i>Steanless Steel</i>	
Spesifikasi		
Diameter (m)		1,6508
Tinggi (m)		1,6508
Volume (m ³)		3,5313
Jumlah		1

15. Dearator (De)

Tabel 4.41. Spesifikasi Dearator

Fungsi	Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam feed water yang menyebabkan kerak pada reboiler.	
Jenis	Tangki Silinder Tegak	
Bahan	<i>Steanless Steel</i>	
Spesifikasi		
Diameter (m)		5,4317
Tinggi (m)		5,4317
Volume (m ³)		125,7956
Jumlah		1

16. Tangki N2H4 (TU-07)

Tabel 4.42. Spesifikasi Tangki N2H4

Fungsi	Menyimpan larutan N2H4	
Jenis	Tangki Silinder Tegak	
Bahan	<i>Steanless Steel</i>	
Spesifikasi		
Diameter (m)		2,3854
Tinggi (m)		2,3854
Volume (m ³)		10,6556
Jumlah		1

17. Tangki *Service Water***Tabel 4.43.** Spesifikasi Tangki *Service Water*

Fungsi	Menampung air untuk keperluan layanan umum	
Jenis	Tangki Silinder Tegak	
Bahan	<i>Steanless Steel</i>	
Spesifikasi		
Diameter (m)		3,3228
Tinggi (m)		3,3228
Volume (m ³)		28,80
Jumlah		1

18. Tangki Larutan Alum (TU-01)

Tabel 4.44. Spesifikasi Tangki Larutan Alum

Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu operasi	
Jenis	Tangki Silinder Tegak	
Bahan	<i>Steanless Steel</i>	
Spesifikasi		
Diameter (m)		0,7815
Tinggi (m)		1,5630
Volume (m ³)		0,7494
Jumlah		1

4.6.3 Unit Pembangkit *Steam*

Unit pembangkit *steam* berfungsi untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk *boiler* dengan spesifikasi sebagai berikut:

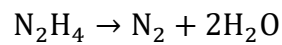
Kapasitas : 8.735,8063 kg/jam

Jenis : *packaged boiler*

Jumlah : 1 buah

Sistem penyedia steam terdiri dari deaerator dan *boiler*. Proses deaerasi terjadi dalam deaerator berfungsi untuk membebaskan air bebas mineral (*demin water*) dari komponen udara melalui *spray*, *sparger* yang berkontak secara *counter current* dengan steam. *Demin water* yang sudah bebas dari komponen udara ditampung dalam drum dari deaerator. Deaerator memiliki

waktu tinggal 12 jam. Larutan hidrazin diinjeksikan ke dalam deaerator untuk menghilangkan oksigen terlarut dalam air bebas mineral dengan reaksi:



Kandungan oksigen keluar dari deaerator didesain tidak lebih besar dari 0,007 ppm. Hidrazin (N_2H_4), yang berfungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi pada *boiler* dengan kadar 5 ppm. Air pendingin air harus mempunyai sifat-sifat yang tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal diatas, maka kedalam air pendingin diinjeksikan bahan kimia sebagai berikut:

1. Fosfat berguna mencegah timbulnya kerak
2. Chlorin untuk membunuh mikroorganisme
3. Zat dispersan untuk mencegah terjadinya penggumpalan.

4.6.4 Unit Penyedia Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik dalam pabrik, diambil dari PLN dan sebagai cadangan adalah generator set untuk menghindari gangguan-gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Kebutuhan listrik dapat dibagi:

1. Listrik untuk keperluan proses
2. Listrik untuk keperluan pengolahan air
3. Listrik untuk penerangan dan AC
4. Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi

Pada perancangan pabrik Asam Asetat ini kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan generator set sebagai cadangan

dengan total kebutuhan listrik sebesar 282,3678 kW. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik (AC) dengan pertimbangan:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap dijaga, tetapi biaya bahan bakar dan perawatannya harus diperhatikan. Generator ini berfungsi untuk menyediakan listrik bagi bahan-bahan yang tidak boleh berubah-ubah tenaganya. Generator yang digunakan arus bolak-balik (AC) sistem 3 *phase*.

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi:

1. Listrik untuk keperluan alat proses
2. Kebutuhan listrik untuk peralatan utilitas
3. Listrik untuk kantor dan mess
4. Alat kontrol

4.6.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatis*. Jumlah udara tekan yang dibutuhkan diperkirakan 52,34 m³/jam pada tekanan 5,92 atm. Udara instrumen bersumber dari udara di lingkungan pabrik, hanya saja udara tersebut harus dinaikkan tekanannya

dengan menggunakan *compresser*. Untuk memenuhi kebutuhan digunakan *compresser* dan didistribusikan melalui pipa-pipa.

4.6.6 Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada *boiler* dan generator. Pada perancangan ini digunakan bahan bakar jenis solar untuk generator sedangkan untuk *furnace* dan *boiler* digunakan bahan bakar jenis *fuel oil*. Untuk menjalankan generator digunakan bahan bakar:

- | | |
|--------------------------|---------------------|
| 1. Tipe bahan | : solar |
| 2. Total bahan bakar | : 39,4746 kg/jam |
| 3. <i>Heating value</i> | : 19.604 Btu/gallon |
| 4. Efisiensi bahan bakar | : 80% |
| 5. Sg solar | : 0,8691 |

4.7 Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Asam Asetat ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT), yang dirancang dengan kapasitas 100.000 ton/tahun dengan status perusahaan terbuka. Perseroan Terbatas merupakan perusahaan yang modalnya didapatkan dari penjualan saham dimana tiap sekutu mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih dan pemegang saham bertanggung jawab untuk menyetorkan secara penuh apa yang tersebut di dalam tiap saham. Terdapat beberapa alasan terpilihnya bentuk perusahaan ini, diantaranya:

1. Modal yang dengan mudah didapatkan dengan menjualkan saham di pasar modal atau peminjaman dana atau perjanjian tertutup yang dilakukan oleh pihak yang memiliki kepentingan
2. Sistem manajemen yang efisien dan mudah bergerak di pasar global
3. Pemegang saham bertanggung jawab secara terbatas dan dapat memilih orang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur
4. Lapangan usaha yang lebih luas karena dapat menarik modal dengan besar
5. Kelangsungan perusahaan terjamin karena tidak berpengaruh terhadap berhentinya pemegang saham dan seluruh jajarannya.

4.7.2 Struktur Perusahaan

Struktur organisasi memiliki peran penting dalam sebuah perusahaan karena dapat melalui struktur organisasi dapat menciptakan suatu hubungan komunikasi yang baik antar karyawan untuk kelangsungan dan kemajuan sebuah perusahaan. Menurut Widjaja (2003) terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan untuk memenuhi system organisasi yang baik, yaitu:

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi
3. Tujuan organisasi harus diterima setiap orang dalam organisasi
4. Adanya kesatuan arah (unity of direction)
5. Adanya kesatuan perintah
6. Pembagian tugas kerja yang jelas
7. Kesatuan perintah dan tanggung jawab

8. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan

Selain itu terdapat tiga bentuk struktur organisasi, diantaranya:

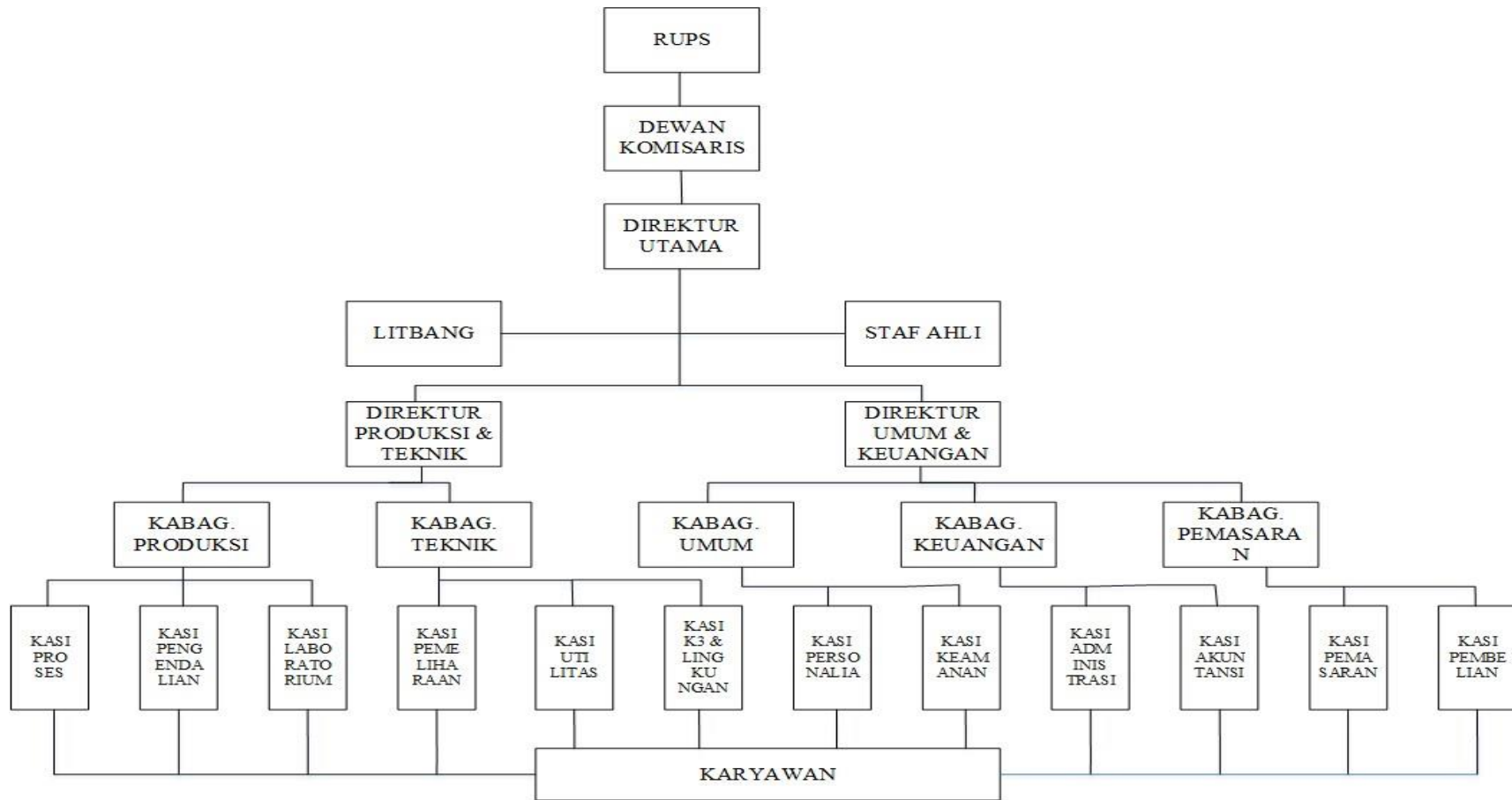
1. *Line system*, yaitu sistem yang digunakan pada perusahaan kecil. Pemegang komando tertinggi berada di pemilik perusahaan dan memberikan perintah langsung kepada bawahan.
2. *Line and staff system*, yaitu sistem yang digunakan pada sebagian besar perusahaan dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasannya saja.
3. *Functional system*, yaitu system yang digunakan pada perusahaan besar dan kompleks dengan menempatkan karyawan sesuai dengan bidang yang dimiliki dan wewenangnya hanya sebatas bidang keahliannya saja.

Dengan berpedoman pada pedoman tersebut maka diperoleh struktur organisasi yang baik yaitu Sistem Line and Staff. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staff ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan. Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris,

sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Produksi, Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Produksi membawahi bidang teknik dan produksi, sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi keuangan, umum dan pemasaran.

Direktur-direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing seksi (Gunawan W, 2003). Berikut ini adalah struktur organisasi perusahaan.



Gambar 4.6. Struktur Organisasi Pabrik Asam Asetat

4.7.3 Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan kumpulan dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pendirian suatu perusahaan. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) merupakan kekuasaan tertinggi yang dimiliki perusahaan jika berbentuk Perseroan Terbatas. Menurut Widjaja (2003) pemegang saham dalam RUPS memiliki wewenang yaitu:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung-rugi tahunan dari perusahaan.

4.7.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan orang yang bertanggung jawab kepada pemilik saham sehingga sehari-hari berfungsi sebagai pelaksana tugas. Dimana tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, alokasi sumber dana, target perusahaan dan pemasaran
2. Mengawasi dan membantu tugas Direksi

4.7.3.3 Dewan Direksi

Direksi Utama merupakan pimpinan tertinggi diperusahaan yang bertanggung jawab penuh atas seluruh perusahaan dan juga bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas kebijakan yang dipilih atau diambil.

Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Produksi:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik dan pemasaran.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya. (Gunawan W, 2003)

4.7.3.4 Staff Ahli dan Pusat Penelitian dan Pengemabangan

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

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

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari ahli-ahli atau sarjanasarjana sebagai pembantu direksi dan bertanggung jawab kepada direksi. Tugas dan Wewenang Litbang:

1. Mempertinggi mutu suatu produk
2. Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat untuk pengembangan produksi
3. Mempertinggi efisiensi kerja

4.7.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh perusahaan. Kepala bagian dapat pula bertindak sebagai staff direktur bersama-sama staff ahli. Kepala bagian bertanggung jawab kepada Direktur Utama yang terdiri dari:

1. Kepala bagian produksi.

Kepala bagian produksi bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala bagian produksi membawahi seksi proses, seksi pengendalian dan seksi laboratorium.

Tugas seksi proses, meliputi

- a. mengawasi jalannya proses produksi
- b. menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan dan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

Tugas seksi pengendalian, yaitu:

- a. Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

Tugas seksi laboratorium, meliputi:

- a. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan produk.
- b. Memberikan rekomendasi terhadap tindakan koreksi proses yang berjalan
- c. Mengawasi hal-hal tentang buangan pabrik

2. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang bahan baku, pemasaran hasil

produksi dan pembelian alat. Kepala bagian ini membawahi seksi penjualan dan seksi pembelian.

Tugas seksi pemasaran, meliputi:

- a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- b. Mengatur distribusi produk

Tugas seksi pembelian, meliputi:

- a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan dalam kaitannya dengan proses produksi
- b. Mengetahui pasar dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

3. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan, safety dan utilitas. Kepala bagian teknik membawahi seksi pemeliharaan, seksi utilitas dan seksi K3 dan lingkungan.

Tugas seksi pemeliharaan, meliputi:

- a. Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- b. Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

Tugas seksi utilitas, meliputi:

- a. Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan uap, air dan tenaga listrik.

Tugas seksi K3 dan Lingkungan, meliputi:

- a. Mengatur, menyediakan, dan mengawasi hal yang berhubungan dengan keselamatan kerja
- b. Melindungi pabrik dari resiko kecelakaan kerja.

4. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada Direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala bagian keuangan membawahi kepala seksi akuntansi dan kepala seksi administratif

Tugas kepala seksi administrasi, meliputi:

- a. Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat anggaran keuangan
- b. Mengadakan perhitungan gaji dan insentif karyawan

Tugas seksi akuntansi meliputi:

- a. Mencatat hutang piutang perusahaan
- b. Mengatur administrasi kantor dan pembukuan
- c. Mengaudit masalah perpajakan

5. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada Direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Kepala Bagian Umum membawahi seksi personalia, humas dan seksi keamanan.

Tugas seksi personalia, yaitu:

- a. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- b. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- c. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

Tugas seksi humas, yaitu:

- a. Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan
- b. Menjalin relasi atau kerja sama dengan instansi lain

Tugas seksi keamanan, meliputi:

- a. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- b. Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun yang bukan dari lingkungan perusahaan.
- c. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan. (M. Masud, 1989)

4.7.3.6 Kepala Seksi

Merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing, agar diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses

produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.7.4 Status Karyawan

Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan dan perawatan (*shutdown* pabrik). Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu:

1. Karyawan *nonshift*/harian adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Staff Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi serta bawahan yang ada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut:

Senin-Kamis : jam kerja : 07.00 s/d 17.00

Istirahat : 12.00 s/d 13.00

Jumat : Jam kerja : 07.00 s/d 16.00

Istirahat : 11.00 s/d 13.00

2. 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: bagian produksi, bagian teknik, dan bagian keamanan. Para

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

a. *Shift* operasi

- 1) *Shift* pagi : 07.00 s/d 15.00
- 2) *Shift* sore : 15.00 s/d 23.00
- 3) *Shift* malam : 23.00 s/d 07.00

b. *Shift* keamanan

- 1) *Shift* pagi : 06.00 s/d 14.00
- 2) *Shift* sore : 14.00 s/d 22.00
- 3) *Shift* malam : 22.00 s/d 06.00

Untuk karyawan *shift* ini dibagi dalam 4 regu (A, B, C, D) dimana 4 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Jadwal pembagian kerja *shift* selama 15 hari tersaji dalam Tabel 4.45.

Tabel 4.45. Pembagian Shift Kerja

Grub Hari	A	B	C	D
1	Shift I	-	Shift II	Shift III
2	Shift I	Shift II	-	Shift III
3	Shift I	Shift II	Shift III	-
4	-	Shift II	Shift III	Shift I
5	Shift II	-	Shift III	Shift I
6	Shift II	Shift III	-	Shift I
7	Shift II	Shift III	Shift I	-
8	-	Shift III	Shift I	Shift II
9	Shift III	-	Shift I	Shift II

Lanjutan Tabel 4.45				
10	Shift III	Shift I	-	Shift II
11	Shift III	Shift I	Shift II	-
12	-	Shift I	Shift II	Shift III
13	Shift I	-	Shift II	Shift III
14	Shift I	Shift II	-	Shift III
15	Shift I	Shift II	Shift III	-

4.7.5 Ketenagakerjaan

Menurut statusnya, karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut:

1. Karyawan tetap Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
2. Karyawan Kontrak Yaitu Karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi dengan surat kontrak kerja sama.
3. Karyawan Borongan Yaitu karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan. (M. Masud, 1989)

4.7.6 Fasilitas Karyawan

Kesejahteraan atau fasilitas yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain:

1. Tunjangan
 - a. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
 - b. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja

- c. Tunjangan lain yang besarnya ditentukan berdasarkan undang-undang yang berlaku
2. Cuti
 - a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun
 - b. Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan Dokter.
 - c. Cuti hamil bagi karyawan wanita.
 - d. Pakaian kerja, diberikan pada setiap karyawan sejumlah 1 pasang untuk setiap tahunnya
 3. Pengobatan
 - a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku
 - b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
 4. Kantin perusahaan menyediakan pelayanan makan siang bagi karyawan yang berada di lokasi pabrik.
 5. Transportasi perusahaan menyediakan sarana transportasi untuk antar jemput karyawan
 6. Asuransi perusahaan menjamin seluruh karyawan dengan mengasuransikan ke perusahaan asuransi setempat.

7. Tempat ibadah, perusahaan memberikan fasilitas tempat ibadah berupa masjid yang dipergunakan karyawan untuk beribadah.

4.7.7 Golongan dan Jabatan Karyawan

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga semua pekerjaan dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Berdasarkan peraturan Pemerintah No 78 Tahun 2015 tentang upah minimum kota Solo Jawa Tengah tahun 2018 didapatkan upah minimum sebesar Rp 1.668.700 berikut penggolongan jabatan, dan gaji sesuai Tabel 4.46.

Tabel 4.46. Penggolongan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 40,000,000	Rp 40,000,000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 30,000,000	Rp 30,000,000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 30,000,000	Rp 30,000,000
4	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000
5	Ka. Bag. Proses	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000
6	Ka. Bag. Utilitas	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000
7	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000
8	Ka. Bag. Administrasi dan Umum	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000
9	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000
10	Ka. Bag. Humas dan Keamanan	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000
11	Ka. Bag. K3	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000
12	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 20,000,000	Rp 20,000,000
13	Ka. Sek. UPL	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
14	Ka. Sek. Proses & utilitas	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
18	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
19	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
20	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000

Lanjutan Tabel 4.46				
23	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 15,000,000	Rp 15,000,000
25	Karyawan Personalia	7	Rp 8,000,000	Rp 56,000,000
26	Karyawan Humas	7	Rp 8,000,000	Rp 56,000,000
27	Karyawan Litbang	5	Rp 8,000,000	Rp 40,000,000
28	Karyawan Pembelian	6	Rp 8,000,000	Rp 48,000,000
29	Karyawan Pemasaran	6	Rp 8,000,000	Rp 48,000,000
30	Karyawan Administrasi	8	Rp 8,000,000	Rp 64,000,000
31	Karyawan Proses	8	Rp 8,500,000	Rp 68,000,000
32	Karyawan Laboratorium	5	Rp 8,000,000	Rp 40,000,000
33	Karyawan Pemeliharaan	8	Rp 8,000,000	Rp 64,000,000
34	Karyawan Utilitas	6	Rp 8,000,000	Rp 48,000,000
35	Karyawan K3	6	Rp 8,000,000	Rp 48,000,000
36	Operator proses	37	Rp 8,000,000	Rp 296,000,000
37	Operator utilitas	24	Rp 8,000,000	Rp 192,000,000
38	Karyawan Keamanan	8	Rp 3,850,000	Rp 30,800,000
39	Sekretaris	3	Rp 4,500,000	Rp 13,500,000
40	Dokter	2	Rp 7,000,000	Rp 14,000,000
41	Perawat	3	Rp 3,850,000	Rp 11,550,000
42	Paramedis (apoteker dan asisten apoteker)	3	Rp 4,000,000	Rp 12,000,000
43	Supir	4	Rp 5,850,000	Rp 15,400,000
44	<i>Cleaning Service</i>	10	Rp 1,850,000	Rp 38,500,000
Total		190	Rp 595,400,000	Rp 1,663,750,000

4.8 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dari segi ekonomi atau tidak dan layak atau tidak layak jika didirikan. Bagian terpenting dari prarancangan ini adalah estimasi harga dari alat-alat, karena harga digunakan sebagai dasar untuk estimasi analisis ekonomi, dimana analisis ekonomi dipakai untuk mendapatkan perkiraan atau estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi,

besarnya laba yang akan diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dalam titik impas. Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

1. Modal (*Capital Investment*)
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
4. Analisa Kelayakan Ekonomi
 - a. *Percent Return on investment* (ROI)
 - b. *Pay out time* (POT)
 - c. *Break event point* (BEP)
 - d. *Shut down point* (SDP)
 - e. *Discounted cash flow* (DCF)

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan. Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

1. *Percent Return on Investment* (ROI) merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

2. *Pay Out Time* (POT) adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
3. *Break Even Point* (BEP) adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan/kerugian.
4. *Shut Down Point* (SDP) adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).
5. *Discounted Cash Flow* merupakan Analisa kelayakan ekonomi yang memperkirakan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal di mana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

4.8.1 Harga Alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya dikalikan rasio indeks harga. Diasumsikan kenaikan harga setiap tahun adalah

linear, sehingga dapat ditentukan indeks nilai pada tahun tertentu sesuai Tabel 4.47.

Tabel 4.47. Indeks Nilai Setiap Tahun

No	(Xi)	Indeks (Yi)	XY	X2
1	1987	324.000	643788.000	3948169
2	1988	343.000	681884.000	3952144
3	1989	355.000	706095.000	3956121
4	1990	356.000	708440.000	3960100
5	1991	361.300	719348.300	3964081
6	1992	358.200	713534.400	3968064
7	1993	359.200	715885.600	3972049
8	1994	368.100	733991.400	3976036
9	1995	381.100	760294.500	3980025
10	1996	381.700	761873.200	3984016
11	1997	386.500	771840.500	3988009
12	1998	389.500	778221.000	3992004
13	1999	390.600	780809.400	3996001
14	2000	394.100	788200.000	4000000
15	2001	394.300	788994.300	4004001
16	2002	395.600	791991.200	4008004
17	2003	402.000	805206.000	4012009
18	2004	444.200	890176.800	4016016
19	2005	468.200	938741.000	4020025
20	2006	499.600	1002197.600	4024036
21	2007	525.400	1054477.800	4028049
22	2008	575.400	1155403.200	4032064
23	2009	521.900	1048497.100	4036081
24	2010	550.800	1107108.000	4040100
25	2011	585.700	1177842.700	4044121
26	2012	584.600	1176215.200	4048144
27	2013	567.300	1141974.900	4052169
28	2014	576.100	1160265.400	4056196
29	2015	556.800	1121952.000	4060225
30	58029	12796.200	25625248.500	116118059

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, maka didapatkan persamaan berikut:

$$y = 9.88x + (-19324.59)y$$

Dengan :

y = indeks harga

x = tahun pembelian

Dari persamaan di atas di dapat harga indeks pada tahun 2022 adalah 648.686. Untuk memperkirakan harga alat, terdapat dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga. (Aries and Newton, 1955)

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

Dimana:

E_x : Harga alat pada tahun x

E_y : Harga alat pada tahun y

N_x : Index harga pada tahun x

N_y : Index harga pada tahun y

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

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

Dimana:

E_a : Harga alat a

E_b : Harga alat b

C_a : Kapasitas alat a

Cb : Kapasitas alat b

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya.

Harga eksponen untuk berbagai macam jenis alat dapat dilihat pada *Peter & Timmerhaus, "Plant Design And Economic for Chemical Engineering", 3th edition*. Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga x sebesar 0,6.

Tabel 4.48. Harga Alat Proses

Nama Alat	Harga 2014	Harga 2022	jumlah alat	Harga Alat
Mixer-01	\$ 410,600.000	\$ 462,333.65	1	\$ 462,333.649
Mixer-02	\$ 658,000.000	\$ 740,904.87	1	\$ 740,904.873
Reaktor Bubble	\$ 516,900.000	\$ 582,026.943	1	\$ 582,026.943
Menara Destilasi-01	\$ 19,100.000	\$ 21,506.509	1	\$ 21,506.509
Menara Destilasi-02	\$ 18,600.000	\$ 20,943.512	1	\$ 20,943.512
Compressor - 01	\$ 315,200.000	\$ 354,913.702	1	\$ 354,913.702
Comperssor - 02	\$ 446,800.000	\$ 503,094.677	1	\$ 503,094.677
Tangki Asam asetat	\$ 618,700.000	\$ 696,653.260	1	\$ 696,653.260
Tangki Asetaldehyde	\$ 826,200.000	\$ 930,297.273	1	\$ 930,297.273
Tangki Accumulator 1	\$ 18,000.000	\$ 20,267.914	1	\$ 20,267.914
Tangki Accumulator 2	\$ 11,600.000	\$ 13,061.545	1	\$ 13,061.545
Tangki Accumulator 3	\$ 7,600.000	\$ 8,557.564	1	\$ 8,557.564
Pompa 1	\$ 13,600.000	\$ 15,313.535	1	\$ 15,313.535
Pompa 2	\$ 13,600.000	\$ 15,313.535	1	\$ 15,313.535
Pompa 3	\$ 13,600.000	\$ 15,313.535	1	\$ 15,313.535
Pompa 4	\$ 8,900.000	\$ 10,021.358	1	\$ 10,021.358
Pompa 5	\$ 8,900.000	\$ 10,021.358	1	\$ 10,021.358
Pompa 6	\$ 5,800.000	\$ 6,530.772	1	\$ 6,530.772
Pompa 7	\$ 8,900.000	\$ 10,021.358	1	\$ 10,021.358
Pompa 8	\$ 8,900.000	\$ 10,021.358	1	\$ 10,021.358
Pompa 9	\$ 8,900.000	\$ 10,021.358	1	\$ 10,021.36
Kondensor Parsial	\$ 8,500.000	\$ 9,570.960	1	\$ 9,570.960
Kondensor-01	\$ 3,700.000	\$ 4,166.182	1	\$ 4,166.182
Kondensor-02	\$ 2,600.000	\$ 2,927.588	1	\$ 2,927.588
Vaporizer	\$ 180,900.000	\$ 203,692.540	1	\$ 203,692.540
Separator 1	\$ 27,300.000	\$ 30,739.670	1	\$ 30,739.670
Separator 2	\$ 81,000.000	\$ 91,205.615	1	\$ 91,205.615
Reboiler	\$ 18,200.000	\$ 20,493.114	2	\$ 40,986.227
Cooler-01	\$ 23,100.000	\$ 26,010.490	1	\$ 26,010.490

Lanjutan Tabel 4.48				
Cooler-02	\$ 1,400.000	\$ 1,576.393	1	\$ 1,576.393
Cooler-03	\$ 21,800.000	\$ 24,546.696	1	\$ 24,546.696
Cooler-04	\$ 1,600.000	\$ 1,801.592	1	\$ 1,801.592
Cooler-05	\$ 7,100.000	\$ 7,994.566	1	\$ 7,944.566
Cooler-06	\$ 6,500.000	\$ 7,318.969	1	\$ 7,318.969
Total				\$ 4,909,677.078

Tabel 4.49. Harga Alat Tilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga	Harga Total
Pompa 1	PU-01	2	\$ 24,400	\$ 188,454
Pompa 2	PU-02	2	\$ 24,400	\$ 188,454
Pompa 3	PU-03	2	\$ 24,400	\$ 188,454
Pompa 4	PU-04	2	\$ 24,400	\$ 188,454
Pompa 5	PU-05	2	\$ 24,400	\$ 167,437
Pompa 6	PU-06	2	\$ 24,400	\$ 167,437
Pompa 7	PU-07	2	\$ 24,400	\$ 167,437
Pompa 8	PU-08	2	\$ 24,400	\$ 167,437
Pompa 9	PU-09	2	\$ 24,400	\$ 77,764
Pompa 10	PU-10	2	\$ 7,000	\$ 77,764
Pompa 11	PU-11	2	\$ 7,000	\$ 77,764
Pompa 12	PU-12	2	\$ 7,000	\$ 77,764
Pompa 13	PU-13	2	\$ 5,800	\$ 52,543
Pompa 14	PU-14	2	\$ 5,800	\$ 52,543
Pompa 15	PU-15	2	\$ 10,200	\$ 77,764
Pompa 16	PU-16	2	\$ 2,800	\$ 51,142
Pompa 17	PU-17	2	\$ 10,200	\$ 77,764
Pompa 18	PU-18	2	\$ 2,500	\$ 51,142
Pompa 19	PU-19	2	\$ 10,200	\$ 77,764
Pompa 20	PU-20	2	\$ 1,700	\$ 39,232
Pompa 21	PU-21	2	\$ 10,200	\$ 77,063
Bak Sedimentasi	BS	1	\$ 1,300	\$ 4,554
Bak Penggumpal	BP	1	\$ 1,300	\$ 4,554
Bak Air Pendingin	BAP	1	\$ 1,500	\$ 5,254
Tangki Alum	TU-01	1	\$ 6,939	\$ 24,306
Tangki Klorin	TU-02	1	\$ 7,500	\$ 26,271
Tangki Asam Sulfat	TU-03	1	\$ 1,300	\$ 4,554
Tangki Natrium Hidroksida	TU-04	1	\$ 1,300	\$ 4,554

Tangki Hydrazine	TU-05	1	\$ 1,300	\$ 4,554
Tangki Air Filter	TU-06	1	\$ 60,900	\$ 213,324
Tangki Air Bersih	TU-07	1	\$ 83,884	\$ 293,834
Tangki Penampung Sementara Air Proses	TU-08	1	\$ 25,343	\$ 88,773
Tangki Umpan Boiler	TU-09	1	\$ 83,884	\$ 293,834
Clarifier	CLU	1	\$ 79,425	\$ 278,215
Sand Filter	SFU	1	\$ 42,233	\$ 147,936
Kation Exchanger	KEU	2	\$ 58,174	\$ 407,551
Anion Exchanger	AEU	2	\$ 58,174	\$ 407,551
Deaerator	DAU	1	\$ 21,238	\$ 74,394
Cooling Tower	CTU	1	\$ 43,254	\$ 151,513
Generator	GU	1	\$ 170,296	\$ 596,524
Tangki Bahan Bakar generator	TU-10	1	\$ 55,000	\$ 192,658
Tangki Bahan Bakar boiler	TU-11	1	\$ 25,343	\$ 88,773
Total		65		\$ 5,364,889

4.8.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi adalah:

1. Kapasitas produksi : 100.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330 hari
3. Pabrik didirikan tahun : 2022
4. Nilai kurs dollar 2018 : \$ 1 = Rp 14.604 (Bank BI per 27 Desember 2018)
5. Umur alat : 10 tahun

4.8.3 Perhitungan Biaya

4.8.3.1 Modal (*Capital Investment*)

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment Adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik Asam Asetat ini memerlukan rencana *physical plant cost, direct plant cost, fixed capital instrument* seperti pada Tabel 4.50 sampai Tabel 4.52

Tabel 4.50. *Physical Plant Cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 152.143.958.686	\$ 10,417,965
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 38.035.989.672	\$ 2,604,491
3	<i>Instalation Cost</i>	Rp 23.920.730.767	\$ 1,637,957
4	<i>Piping Cost</i>	Rp 35.318.151.001	\$ 2,418,389
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp 37.861.717.956	\$ 2,592,558
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp 5.686.958.653	\$ 389,411
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp 15.214.395.869	\$ 1,041,796
8	<i>Building Cost</i>	Rp 238.761.000.000	\$ 16,349,014
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 317.545.000.000	\$ 21,743,700
	Total	Rp 864.487.902.603	\$ 59,195,282

Tabel 4.51. *Direct Plant Cost*

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Engineering and Construstion</i>	Rp 172.897.580.521	\$ 11,839,056
2	<i>Physical Plant Cost</i>	Rp 864.487.902.603	\$ 59,195,282
	Total Direct Plant Cost	Rp 1.037.385.483.123	\$ 71,034,339

Tabel 4.52. Fixed Capital Investment

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya, \$
1	Direct Plant Cost	Rp 1.037.385.483.123	\$ 71,034,339
2	Cotractor's fee	Rp 41.495.419.325	\$ 2,841,374
3	Contingency	Rp 103.738.548.312	\$ 7,103,434
	Jumlah	Rp 1.182.619.450.761	\$ 80,979,146

2. Working Capital Investment

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu seperti pada Tabel 4.53.

Tabel 4.53. Working Capital Investment

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp 6.000.274.185	\$ 410,865
2	Inproses Onventory	Rp 1.004.960.667	\$ 68,814
3	Product Inventory	Rp 14.069.449.338	\$ 963,397
4	Extended Credit	Rp 24.782.545.454,55	\$ 1,696,970
5	Available Cash	Rp 60.297.640.019	\$ 4,128,844
	Total Working Capital	Rp 106.154.869.663	\$ 7,268,890

4.8.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

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

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran langsung dalam pembuatan suatu produk.

Tabel 4.54. Direct Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 282.870.068.720	\$ 19,369,356
2	<i>Labor</i>	Rp 27.309.000.000	\$ 1,869,967
3	<i>Supervision</i>	Rp 6.827.250.000	\$ 467,492
4	<i>Maintenance</i>	Rp 47.304,778,030	\$ 3,239,166
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 7.095.716.705	\$ 485,875
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 58.416.000.000	\$ 4,000,000
7	<i>Utilities</i>	Rp 12.639.142.659	\$ 865,458
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 442.461.956.115	\$ 30,297,313

2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

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

Tabel 4.55. Indirect Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 4.096.350.000	\$ 280,495
2	<i>Laboratory</i>	Rp 2.730.900.000	\$ 186,997
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 13.654.500.000	\$ 934,984
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 58.416.000.000	\$ 4,000,000
	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 78,897,750,000	\$ 5,402,475

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

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

Tabel 4.56. Fixed Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 118.261.945.076	\$ 8,097,915
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 11.826.194.508	\$ 809,791
3	<i>Insurance</i>	Rp 11.826.194.508	\$ 809,791
	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 141.914.334.091	\$ 9,717,498

Tabel 4.57. Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 442.461.956.115	\$ 30,297,313
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 78.897.750.000	\$ 5,402,475
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 141.914.334.091	\$ 9,717,498
	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 663.274.040.206	\$ 45,417,286

4.8.3.3 Pengeluaran Umum (*General Expense*)

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

Tabel 4.58. General Expense

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 39.782.386.679	\$ 2,724,075
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 99.455.966.698	\$ 6,810,187
3	<i>Research</i>	Rp 53.043.182.239	\$ 3,632,100
4	<i>Finance</i>	Rp 51.562.848.911	\$ 3,530,735
	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 243.844.384.528	\$ 16,697,096

Tabel 4.59. Total Production Cost

Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 663.274.040.205,950	\$ 45,401,245
<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 243.844.384.848,878	\$ 16,697,096
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	Rp 906.884.162.516,211	\$ 62,098,340

4.8.4 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 1.168.320.000.000

Total biaya produksi : Rp 906.884.162.516,211

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi
: Rp 261.435.837.484

2. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak : 52 % x Rp 261.435.837.484
: Rp 135.946.635.491

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak
: Rp 125.489.201.992

4.8.5 Analisa Kelayakan

4.8.5.1 Return on Investment (ROI)

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

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

1. ROI sebelum pajak (ROI_b)

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

$$ROI_b = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% = 24,2\%$$

2. ROI setelah pajak (ROI_a)

$$ROI_a = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% = 16,94\%$$

4.8.5.2 Pay Out Time

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

$$POT_b = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})} = 4,1 \text{ tahun}$$

$$POT_a = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})} = 5,9 \text{ tahun}$$

4.8.5.3 Break Event Point

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

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

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

Dalam hal ini:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = Annual Sales Value pada produksi maksimum

Tabel 4.60. Annual Fixed Manufacturing Cost

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Depreciation</i>	Rp 118.261.945.076	\$ 8,097,915
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 11.826.194.508	\$ 809,791
3	<i>Insurance</i>	Rp 11.826.194.508	\$ 809,791
Total Fixed Cost		Rp 141.914.334.091	\$ 9,717,498

Tabel 4.61. Annual Regulated Cost

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	Gaji Karyawan	Rp 27.309.000.000	\$ 1,869,967
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 4.096.350.000	\$ 280,495
3	<i>Supervision</i>	Rp 6.827.250.000	\$ 467,492
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp 13.654.500.000	\$ 934,984
5	Laboratorium	Rp 2.730.900.000	\$ 186,997
6	<i>General Expense</i>	Rp 127.827.487.441	\$ 8,752,909
7	<i>Maintenance</i>	Rp 47.304.778.030	\$ 3,239,166
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp 7.095.716.705	\$ 485,875
Total Regulated Cost		Rp 236.845.982.176	\$ 16,217,884

Tabel 4.62. Annual Variable Cost

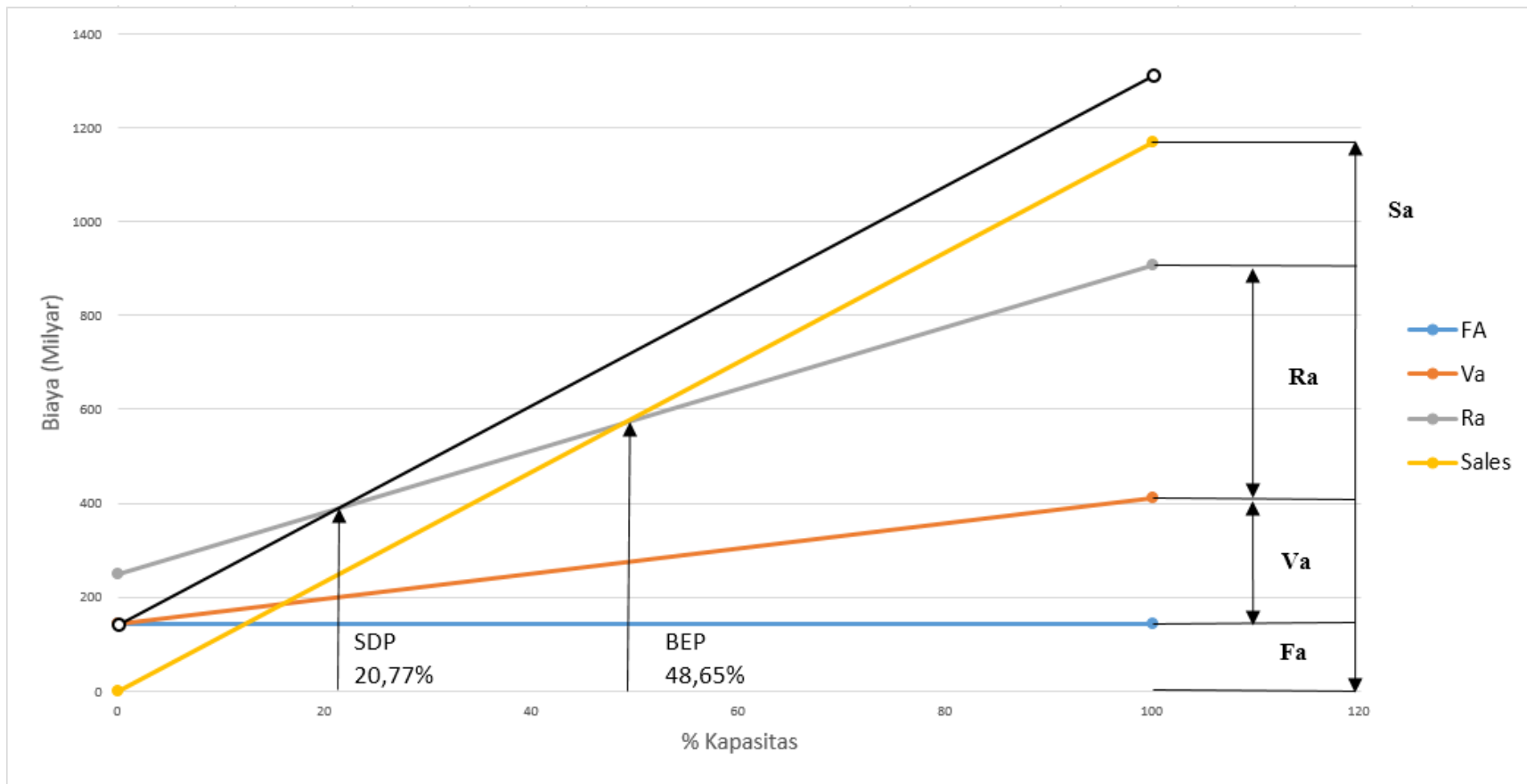
No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Raw Material</i>	Rp 282.870.068.720	\$ 19,369,356
2	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 58.416.000.000	\$ 4,000,000
3	<i>Utilities</i>	Rp 12.639.142.659	\$ 865,458
4	<i>Royalty & Patent</i>	Rp 58.416.000.000	\$ 4,000,000
Total Variable Cost		Rp 412.341.211.380	\$ 28,234,813

Tabel 4.63. Annual Sales Cost

No	Jenis Biaya	Biaya	Biaya
1	<i>Annual Sales Cost</i>	Rp 1.168.320.000.000	\$ 80,000,000.00
Total Annual Sales Cost		Rp 1.168.320.000.000	\$ 80,000,000.00

Sesuai dengan data yang terdapat pada Tabel 4.60 - 4.63, maka didapatkan BEP sebesar

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + (0,3 \times \text{Ra})}{\text{Sa} - \text{Va} - (0,7 \times \text{Ra})} = 48,65\%$$



Gambar 4.7. Grafik *Break Even Point*

4.8.5.4 *Shut Down Point*

Shut Down Point dapat dinyatakan dalam beberapa pengertian, yaitu:

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

$$SDP = \left(\frac{(0,3Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\% \right) = 20,77\%$$

4.8.5.5 *Discount Cash Flow Rate*

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

Sebagai perhitungan maka dapat diperoleh:

Umur pabrik (n) : 10 tahun

Fixed Capital Investment (FCI) : Rp 1.182.619.450.761

Working Capital Investment (WCI) : Rp 106.154.869.663

Salvage value (SV) = Depresiasi : Rp 118.261.945.076

Cash flow (CF) : Rp 169.812.917.893

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i : 0,1909

DCFR : 9,674 %

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

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

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

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

Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar $1.5 \times$ suku bunga pinjaman bank ($1.5 \times 5,00\% = 7,50\%$).

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Kesimpulan Prarancangan pabrik pembuatan Asam Asetat ini, adalah sebagai berikut :

- 1) Dengan meningkatnya kebutuhan Asam Asetat setiap tahunnya, maka direncanakan pabrik pembuatan Asam Asetat dengan kapasitas 100.000 ton/tahun.
- 2) Ditinjau dari segi pengadaan bahan baku, pemasaran produk, penyerapan tenaga kerja, transportasi, iklim dan letak geografi, maka pabrik ini direncanakan akan didirikan di daerah Solo, Jawa Tengah.
- 3) Perusahaan ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem *Line and Staff* yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama dengan jumlah karyawan 190 orang.
- 4) Berdasarkan analisa ekonomi, maka pabrik ini layak didirikan dengan unsur analisa sebagai berikut :
 - a. Keuntungan pabrik sebelum pajak diperoleh sebesar Rp 261.435.837.484 sedangkan keuntungan pabrik setelah pajak diperoleh sebesar Rp 125.489.201.992
 - b. Nilai ROI sebelum pajak sebesar 24,21% dan nilai ROI sesudah pajak sebesar 16,94%. Menurut Aris Newton (1955), untuk pabrik kimia beresiko rendah harga ROI sebelum pajak minimum sebesar 11%, sehingga memenuhi syarat.

- c. *Pay Out Time* sebelum pajak adalah 4,13 tahun dan sesudah pajak adalah 5,9 tahun. Nilai ini berada dibawah POT maksimum yang besarnya 5 tahun untuk pabrik beresiko rendah.
 - d. Diperoleh nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 48,65%. Untuk pabrik di Indonesia nilai BEP sekitar 40% sampai 60%.
 - e. Diperoleh nilai *shut down point* (SDP) sebesar 20,77%
 - f. Nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) diperoleh sebesar 9,674%.
- 5) Dengan mempertimbangkan hasil perhitungan evaluasi ekonomi diatas maka pabrik Asam Asetat dengan kapasitas 100.000 ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

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

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

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1954, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Book Company, New York.
- Biro Pusat Statistik, 1999, *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*, Jakarta.
- Brown, G.G., 1978, "Unit Operation", 4th ed., Modern Asia Edition, John Willey and Sons Inc., New York.
- Brownell, L.E., and Young, E.N., 1983, *Process Equipment Design*, 3rded., Wiley Eastern Ltd., New Delhi.
- Coulson, J.H., and Richardson, J.F., 1989, *Chemical Engineering*, vol. 6, Pergamon Press, Oxford.
- Evans, F.L., 1980, *Equipment Design Handbook For Refineries and Chemical Plant*, Vol. 2, Gulf Publishing, Houston, Texas
- Faith, W.L., Keyes, D.B., Clark, R.L., 1975, *Industrial Chemical*, 4th ed., John Willey and Sons Inc., New York.
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, International Student Edition, Mc Graw hill Book Company, Tokyo.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1978, *Encyclopedia of Chemical Technology*, Vol. 1, 3rded., John Wiley and sons, New York
- Laporan Bisnis Indochemichal, 16 November 2001 no 319-342, hal 3 - 23Capricorn Indonesia Consult, no.100 – 205, 1989-1996.
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants*, vol. 1,2 and 3, 2nded., Gulf Publishing Company, Houston.
- Perry, R.H., and Green, D., 1984 , *Perry's Chemical Engineering Handbook*, 6thed., Mc graw Hill Book Company, New York.
- Peter, M.S., and Timmerhaus, E.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rded., Mc Graw Hill Book Company, Singapore.
- Ulrich, G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons, New York

LAMPIRAN

Lampiran 1. Perhitungan Lengkap Reaktor (R-01)

REAKTOR (R-01)

Tugas : Mereaksikan CH_3CHO dan Udara menjadi CH_3COOH

Jenis : Reaktor Gelembung

Kondisi Operasi :

Tekanan : 10 atm

Suhu : 65 °C

1. NERACA MASSA :

Dari perhitungan neraca massa awal diketahui bahwa umpan masuk terdiri dari :

a. Umpan CH_3CHO

$$\text{CH}_3\text{CHO} = 1084,3803 \text{ kgmol/jam} = 47712,7333 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 15,1501 \text{ kgmol/jam} = 272,7020 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 550,0930 \text{ kgmol/jam} = 31190,2967 \text{ kg/jam}$$

b. Umpan Udara :

$$\text{O}_2 = 406,3352 \text{ kgmol/jam} = 13002,7266 \text{ kg/jam}$$

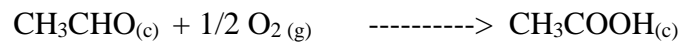
$$\text{N}_2 = 1768,5750 \text{ kgmol/jam} = 49520,1001 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 8,2392 \text{ kgmol/jam} = 148,3060 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 2183,1494 \text{ kgmol/jam} = 62671,1327 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total Umpan} = 3368,1187 \text{ kgmol/jam} = 93861,4294 \text{ kg/jam}$$

Reaksi yang terjadi :



Hasil reaksi :

1. Fase gas :

$$\text{O}_2 = 357,8455 \text{ kgmol/jam} = 11451,0560 \text{ kg/jam}$$

$$\text{N}_2 = 1713,3208 \text{ kgmol/jam} = 47972,9846 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 6,7931 \text{ kgmol/jam} = 122,2758 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{CHO} = 776,8347 \text{ kgmol/jam} = 34180,7296 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{COOH} = 58,0586 \text{ kgmol/jam} = 3483,5188 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 2912,8529 \text{ kgmol/jam} = 97210,5650 \text{ kg/jam}$$

2. Fase Cair :

$$\text{CH}_3\text{CHO} = 112,3871 \text{ kgmol/jam} = 4943,7117 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 16,5888 \text{ kgmol/jam} = 298,6000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{COOH} = 219,4090 \text{ kgmol/jam} = 13164,5431 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mn Asetat} = 2,7579 \text{ kgmol/jam} = 477,1273 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 351,1129 \text{ kgmol/jam} = 18883,9823 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total Hasil} = 3263,97 \text{ kgmol/jam} = 116094,55 \text{ kg/jam}$$

2. NERACA PANAS

Diketahui Cp rata-rata untuk masing-masing komponen sebagai berikut (Robert C. Reid, 1987):

$$\text{cp O}_2 \text{ (g)} = 6,9348 \text{ kal/gmol}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{cp N}_2 \text{ (g)} = 6,9324 \text{ kal/gmol}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{cp CH}_3\text{CHO (g)} = 10,2833 \text{ kal/gmol}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{cp H}_2\text{O (g)} = 7,9541 \text{ kal/gmol}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{cp CH}_3\text{COOH (g)} = 10,9320 \text{ kal/gmol}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{cp CH}_3\text{CHO (l)} = 20,0513 \text{ kal/gmol}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{cp H}_2\text{O (l)} = 19,8684 \text{ kal/gmol}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{cp CH}_3\text{COOH (l)} = 52,1685 \text{ kal/gmol}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{cp Mn Asetat} = 17,7722 \text{ kal/gmol}^{\circ}\text{F}$$

a. Panas massa masuk fase gas :

$$\text{Suhu umpan masuk Reaktor} = 65 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	$m(\text{kgmol}/\text{jam})$	cp	mcp
O ₂	406,3352	6,9347	2817,8442
N ₂	1768,5750	6,9324	12260,5130
H ₂ O	8,2392	19,8684	163,7002
Jumlah	2183,1494		15242,0575

$$\begin{aligned} \text{Panas massa masuk (Q1)} &= 15242,0575 \times (65 - 25) \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 609682,302 \text{ kkal}/\text{Jam} \end{aligned}$$

b. Panas massa masuk fase cair :

$$\text{Suhu umpan masuk Reaktor} = 65 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	$m(\text{kgmol}/\text{jam})$	cp	mcp
CH ₃ CHO	1084,3803	20,0513	21743,2065
H ₂ O	15,1501	19,8684	301,0087
CH ₃ COOH	82,6808	52,1685	4313,3388
Mn Asetat	2,7579	17,7722	49,0150
Jumlah	1184,9692		26406,5692

$$\text{Panas massa masuk (Q1)} = 26406,5692 \times (65 - 25) \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 1056262,766 \text{ kkal/Jam}$$

c. Panas massa keluar fase gas :

Suhu hasil reaksi keluar Reaktor = 65 °C

Suhu referensi = 25 °C

Komponen	$m(\text{kgmol}/\text{jam})$	cp	mcp
O ₂	357,8455	6,9347	2481,5789
N ₂	1713,3208	6,9324	11877,4679
CH ₃ CHO	889,1918	10,2832	9143,7838
H ₂ O	23,3819	7,9541	185,9836
CH ₃ COOH	273,3164	10,9320	2987,9075
Jumlah	3257,0566		26676,7219

$$\text{Panas massa keluar (Q}_2) = 26676,7219 \times (65 - 25) \text{ °C}$$

$$= 1067068,877 \text{ kkal/Jam}$$

d. Panas massa keluar fase cair :

Suhu hasil reaksi keluar Reaktor = 65 °C

Suhu referensi = 25 °C

Komponen	$m(\text{kgmol}/\text{jam})$	cp	mcp
CH ₃ CHO	112,3571	20,0513	2252,9027

H ₂ O	16,5889	19,8684	329,5950
CH ₃ COOH	219,4090	52,1685	11446,2468
Mn Asetat	2,7579	17,7722	49,0150
Jumlah	351,1129		14077,7596

$$\begin{aligned} \text{Panas massa keluar (Q2)} &= 14077,7596 \times (65 - 25) ^\circ\text{C} \\ &= 563110,3855 \text{ kkal/Jam} \end{aligned}$$

e. Panas Reaksi :

Dari data Literatur diperoleh :

$$\text{Panas Pembentukan CH}_3\text{CHO} = -40,0658 \text{ kkal/gmol}$$

$$\text{Panas Pembentukan CH}_3\text{COOH} = -104,2827 \text{ kkal/gmol}$$

$$\begin{aligned} \text{DHr}_0 &= \text{DHf produk} - \text{DHf reaktan} \\ &= (\text{DHf CH}_3\text{COOH}) - (\text{DHf CH}_3\text{CHO} + 1/2 \times \text{DHf O}_2) \\ &= (-104,2827) - (-40,0658 + 1/2 \times 0,0000) \text{ kkal/gmol} \\ &= -64,2169 \text{ kkal/gmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{dCp} &= \text{Cp produk} - \text{Cp reaktan} \\ &= (\text{Cp CH}_3\text{COOH}) - (\text{Cp CH}_3\text{CHO} + 1/2 \times \text{Cp O}_2) \\ &= (52,1685) - (20,0513 + 1/2 \times 6,9348) \text{ kJoule/kmol} \\ &= -0,0286 \text{ kkal/gmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas reaksi pada suhu } 65 \text{ C} &= \text{DHr}_0 + \int_{298}^T \text{dCp } dT \\
 &= -64,2169 + \int_{298}^T -0,0395 \text{ dT} \quad \text{kkal/gmol} \\
 &= -63,0709 \text{ kkal/gmol}
 \end{aligned}$$

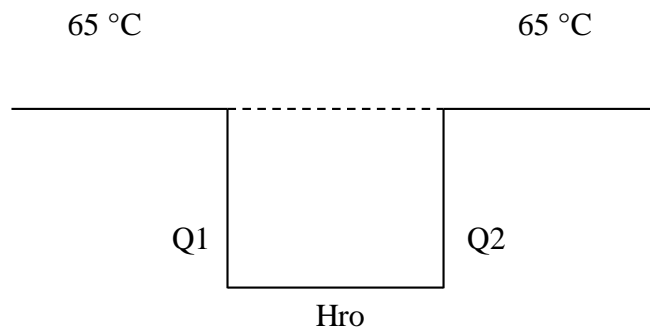
$$\begin{aligned}
 \text{Panas reaksi total (Qr)} &= \text{DHr}_0 \cdot \text{N}_{\text{Bo}} \cdot \text{X}_B \\
 &= -63,0709 \text{ kkal/gmol} \times (1084,3803 \times 1000) \text{ gmol/jam} \\
 &\quad \times 0,18 \\
 &= -12310728,58 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned}
 \text{Panas Masuk (Q1)} &= 609682,302 \text{ kkal/jam} + 1056262,766 \text{ kkal/jam} \\
 &= 1665945,068 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas Keluar (Q2)} &= 1067068,877 \text{ kkal/jam} + 563110,3855 \text{ kkal/jam} \\
 &= 1630179,262 \text{ kkal/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Panas Reaksi (Qr)} = -12310728,58 \text{ kkal/jam}$$



Neraca Panas disekitar reaktor :

$$\text{Input} - \text{Output} = \text{Accumulation}$$

$$\text{Panas masuk} + \text{Panas reaksi} - \text{Panas keluar} - \text{Panas dibuang} = 0$$

$$Q1 + Qr - Q2 - QL = 0$$

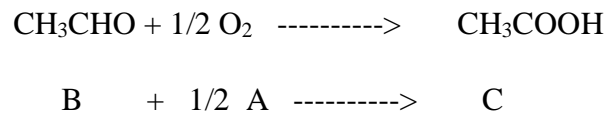
$$\begin{aligned} \text{Panas yang dibuang (QL)} &= (Q1 + Qr) - Q2 \\ &= 1665945,068 + 12310728,58 - 1630179,262 \\ &= 12346494,38 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas yang hilang (Qloss)} &= 1\% \text{ Panas yang dibuang} \\ &= 0,01 \times 12346494,38 \text{ kkal/jam} \\ &= 123464,9438 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas yang dibawa pendingin} &= 99\% \text{ Panas yang dibuang} \\ &= 0,99 \times 12346494,38 \text{ kkal/jam} \\ &= 12223029,44 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

3. Konstanta Kecepatan Reaksi

Persamaan reaksi :



Konversi yang terjadi = 25 % dengan persamaan kecepatan reaksi :

$$r_B = k \cdot C_A \cdot C_B$$

Harga Konstanta kecepatan reaksi (k) :

$$k = 3,02\text{E}+03 \exp(-3980 / RT) \text{ } \frac{\text{gmol}}{\text{lt.detik}}$$

$$k = 0,000134416 \text{ } \frac{\text{gmol}}{\text{lt.detik}}$$

4. Diffusivitas gas dalam cairan

Diffusivitas gas dalam cairan dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$D_{AL} = 117,3 \times 10^{-18} \frac{(\Phi \cdot M_B)^{0.5} T}{V_A^{0.6} \cdot \mu}$$

(Pers. 2-44, Treyball)

Dengan :

D_{AL} = Diffusivitas solut A (O_2) melalui Solvent B (CH_3CHO)

Φ = Parameter asosiasi solvent B = 1

μ = Viscositas solvent B = $0,0002 \frac{\text{kg}}{\text{m det ik}}$

V_A = Volume molekular udara = $0,0256 \frac{\text{m}^3}{\text{det ik}}$

T = Temperatur = $338 \text{ } ^0\text{K}$

$$D_{AL} = 117,3 \times 10^{-18} \frac{(1 \cdot 32)^{0.5} \cdot 338}{0,0256^{0.6} \cdot 0,0002}$$

$$= 0,000101115 \text{ cm}^2 / \text{detik}$$

5. Menentukan Diameter Gelembung

Hubungan antara diameter gelembung dengan diameter orifice :

$$D_b = \left[\frac{6 \cdot D_o \cdot \sigma}{g \cdot \rho} \right]^{1/3} \quad (\text{Pers.18-128, Perry ed.5})$$

Untuk keadaan gelembung yang stabil berlaku syarat :

$$D_b < 0,078 \left[\frac{\sigma}{\rho L - \rho g} \right]^{1/2} \quad (\text{Pers. 18-68, Perry ed.5})$$

Dengan :

D_b = Diameter gelembung, cm

D_o = Diameter orifice, cm

σ = Tegangan muka = 21,3016 dyne/cm

ρ_l = Densitas cairan = 0,7780 gr/cm³

ρ_g = Densitas Gas = 0,0101 gr/cm³

g = Konstanta gravitasi = 980 cm/detik²

Range D_o : 0,004 cm < D_o < 0,95 cm (Perry ed.5,p.18-68)

Bila diambil $D_o = 0,1500$ cm

$$D_b = \left[\frac{6 \cdot D_o \cdot \sigma}{g \cdot \rho} \right]^{1/3}$$

$$= \left[\frac{(6)(0,150)(21,3016)}{(980)(0,778)} \right]^{1/3}$$

$$= 0,2929 \text{ cm}$$

Chek Stabilitas gelembung

Stabil bila :

$$Db < 0,078 \left[\frac{\sigma}{\rho L - \rho g} \right]^{1/2}$$

$$Db < 0,078 \left[\frac{21,30}{(0,78) - (0,0101)} \right]^{1/2}$$

$$Db < 0,4108$$

Jadi diameter orifice yang diambil memenuhi

diperoleh : D orifice = 0,1500 cm

D gelembung = 0,2929 cm

6. Menentukan Koeffisien Transfer massa cairan (K_{AL})

Dari persamaan Calderbank & M.Young, Perry ed 5 :

1. Untuk $Db < 1 \text{ mm}$, pers. 18-144

$$\frac{K_{AL} \cdot Db}{D_{AL}} = 2,0 + 0,31 \left[\frac{Db^3 \cdot \rho L \cdot g}{\mu L \cdot D_{AL}} \right]^{1/3}$$

2. Untuk $Db > 2,5 \text{ mm}$, pers. 18-145

$$\frac{K_{AL} \cdot Db}{D_{AL}} = 0,42 \left[\frac{\mu L}{\rho L \cdot D_{AL}} \right]^{1/2} \left[\frac{Db^3 \cdot \rho \cdot g}{\mu L^2} \right]^{1/3}$$

Maka untuk diameter gelembung = 0,1 cm

$$\begin{aligned}\frac{K_{AL} \cdot Db}{D_{AL}} &= 2.0 + 0.31 \left[\frac{Db^3 \cdot \rho L \cdot g}{\mu L \cdot D_{AL}} \right]^{1/3} \\ &= 2.0 + 0.31 \left[\frac{(0,1)^3 \cdot (0,7780)(980)}{(0,0002)(0,000101115)} \right]^{1/3}\end{aligned}$$

$$\frac{K_{AL} \cdot Db}{D_{AL}} = 105,9477$$

$$\begin{aligned}K_{AL} &= (104,9424) \times \frac{(0,0000946424)}{01} \\ &= 0,1071 \text{ cm}^2/\text{detik}\end{aligned}$$

Maka untuk diameter gelembung = 0.25 cm

$$\begin{aligned}\frac{K_{AL} \cdot Db}{D_{AL}} &= 0.42 \left[\frac{\mu L}{\rho L \cdot D_{AL}} \right]^{1/2} \left[\frac{Db^3 \cdot \rho \cdot g}{\mu L^2} \right]^{1/3} \\ &= 0,42 \left[\frac{0,0002}{(0,778)(0,000101115)} \right]^{1/2} \left[\frac{(0,25)^3 (0,778)(980)}{(0,0002)^2} \right]^{1/3}\end{aligned}$$

$$\frac{K_{AL} \cdot Db}{D_{AL}} = 447,2207$$

$$\begin{aligned}K_{AL} &= (447,2207) \times \frac{(0,000101115)}{0,25} \\ &= 0,1809 \text{ cm}^2/\text{detik}\end{aligned}$$

Dengan cara Interpolasi diperoleh K_{AL} untuk diameter gelembung = 0,2929 cm

$$\begin{aligned}K_{AL} &= 0,0993 + \frac{(0,2929 - 0,1)}{(0,25 - 0,1)} (0,1809 - 0,1071) \\ &= 0,202 \text{ cm}^2/\text{detik}\end{aligned}$$

7. Film Conversion Parameter

Untuk menentukan faktor yang berpengaruh dalam reaksi yang terjadi adalah menggunakan parameter M (Levenspiel, p-418).

$$M = \frac{\text{Konversi max. yang terjadi dalam film}}{\text{Diffusivitas max. melalui film}}$$

$$M = \frac{k \cdot C_B \cdot D_{AL}}{K_{AL}^2}$$

dengan :

M = parameter

k = Konstanta kecepatan reaksi

C_B = Konsentrasi B (CH_3CHO) = $0,02217 \frac{\text{gmol}}{\text{cm}^3}$

D_{AL} = Diffusivitas gas A dalam cairan

K_{AL} = Koeffisien transfer massa

Jika :

$M \gg 1$ ----> maka reaksi keseluruhan terjadi pada lapisan film dan luas transfer massa adalah faktor pengendali kecepatan reaksi.

$M \ll 1$ ----> maka tidak ada reaksi yang terjadi pada lapisan film dan volume keseluruhan menjadi faktor pengendali kecepatan reaksi.

Atau jika :

$M > 4$ -----> Diffusi gas adalah faktor yang berpengaruh.

$0,0004 < M < 4$ -----> Diffusi gas dan kecepatan reaksi kimia sama-sama berpengaruh.

$M < 0,0004$ -----> Reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh.

maka :

$$M = \frac{(0,000134416)(0,02217)(0,000101115)}{(0,202)^2}$$

$$= 1,4922 \times 10^{-9}$$

Karena $M < 0,0004$ maka reaksi kimia adalah faktor yang berpengaruh

8. Laju alir volumetris gas yang keluar dari tiap lubang orifice digunakan persamaan 18-131 Perry ed.5 :

$$Db^3 = 1.378 \frac{6 \cdot Q^{6/5}}{\pi \cdot g^{3/5}}$$

atau

$$Q^{6/5} = \frac{Db^3 \pi \cdot g^{3/5}}{6 \cdot 1.378}$$

$$Q^{6/5} = \frac{(0,2929)^3 \pi \cdot (980)^{3/5}}{(6)(1,378)}$$

Sehingga diperoleh :

$$Q = 0,6487 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

$$= 0,00002292 \text{ cuft}/\text{detik}$$

Volume satu gelembung :

$$V_o = 1/6 \cdot 3,14 \cdot Db^3$$

$$= 1/6 \cdot 3,14 \cdot 0,2929^3$$

$$= 0,0131591 \text{ cm}^3$$

$$= 0,0000004647 \text{ cuft}$$

Frekuensi gelembung :

$$\begin{aligned}
 f_b &= \frac{\text{Kec. volume gas satu lubang}}{\text{Volume satu gelembung}} \\
 &= \frac{0,00002292 \text{ cuft/detik}}{0,00000046 \text{ cuft/detik}} \\
 &= 49,3038 \text{ gelembung/detik}
 \end{aligned}$$

9. Jumlah lubang orifice

Kecepatan Volume gas masuk :

$$\begin{aligned}
 V_g &= \frac{\text{Kec. umpan gas masuk, G (gr/dt)}}{\rho_g \text{ (gr/cc)}} \\
 &= \frac{17408,6479 \text{ gr/detik}}{0,0101 \text{ gr/cc}} \\
 &= 1723628,511 \text{ cc/detik} \\
 &= 60,8690 \text{ cuft/detik}
 \end{aligned}$$

Jumlah gelembung :

$$\begin{aligned}
 N_{\text{gel.}} &= \frac{\text{Kec. Volume gas}}{\text{Volume gelembung}} \\
 &= \frac{60,8690 \text{ cuft/detik}}{0,00000046 \text{ cuft}} \\
 &= 130983385 \text{ gelembung/detik}
 \end{aligned}$$

Jumlah lubang orifice:

$$\begin{aligned}
 N_{\text{hole}} &= \frac{\text{Kecepatan volume gas}}{\text{Laju alir volumetris gas}} \\
 &= \frac{60,8690 \text{ cuft/detik}}{0,00002292 \text{ cuft/detik}} \\
 &= 2656655 \text{ lubang}
 \end{aligned}$$

10. Kecepatan Terminal gas

Kecepatan terminal gas untuk $Db : 1,4 \text{ mm} < Db < 6 \text{ mm}$ berlaku pers. 6-7 Treyball.

$$V_t = \left[\frac{2 \cdot \sigma}{Db \cdot \rho L} + \frac{Db \cdot g}{2} \right]^{1/2}$$

$$V_t = \left[\frac{(2)(21,3)}{(0,2930)(0,7780)} + \frac{(0,293)(980)}{2} \right]^{1/2}$$

$$= 18,1788 \text{ cm/detik}$$

Menurut Smith (1981), $V_t = 17 - 23 \text{ cm/dt}$, jadi V_t memenuhi

11. Diameter Perforated plate

Diameter Orifice = 0,1500 cm

Luas lubang orifice = 0,01766 cm²

Jumlah Lubang orifice = 2656655 lubang

Susunan lubang dirancang square pitch, agar tidak terjadi tumbukan antar gelembung yaitu dengan syarat $1,5 Db < C < 2 Db$ (Ludwig,1964)

Bila $C =$ Jarak center to center dari lubang

$$= 1,5 \times D \text{ gelembung}$$

$$= 0,4394 \text{ cm}$$

maka luas yang dibutuhkan untuk tiap satu lubang orifice untuk square pitch, dengan sudut $\alpha = 90^\circ$:

$$A \text{ hole} = C^2 \times \sin 90$$

$$A \text{ hole} = (0,4394^2 \times 1) \text{ cm}^2$$

$$= 0,1931 \text{ cm}^2$$

untuk 2479818 lubang orifice dibutuhkan luas perforated plate

$$\begin{aligned} A_{\text{plate}} &= 0,1931 \times 2656655 \text{ cm}^2 \\ &= 513039,0066 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

Digunakan 4 plate paralel maka luas untuk satu plate :

$$\begin{aligned} A_{\text{plate}} &= A_{\text{total}} / 4 \\ &= 513039,0066 \text{ cm}^2 / 4 \\ &= 128259,7516 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

maka diameter Perforated plate :

$$\begin{aligned} D_{\text{plate}} &= \left[\frac{4 \cdot A_{\text{plate}}}{\pi} \right]^{1/2} \\ &= \left[\frac{(4)(128259,7516)}{3,14} \right]^{1/2} \\ &= 404,2131 \text{ cm} \\ &= 4,0421 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi plate} &= 0,5 \cdot 4,0421 \text{ m} \\ &= 2,02 \text{ m} \end{aligned}$$

12. Diameter Reaktor :

Untuk daerah diluar plate 4 - 6 in (Ludwig,1964), bila dalam perancangan diambil 6 in, maka diameter Reaktor :

$$\begin{aligned} D_r &= D_p + (6 \times 0,0254) \\ &= 4,0421 + (6 \times 0,0254) \\ &= 4,1945 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas penampang reaktor (A_r) :

$$\begin{aligned}
 A_r &= 3,14 D_r^2 / 4 \\
 &= 3,14 \times 4,1945^2 / 4 \text{ m}^2 \\
 &= 13,8114 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

13. Kecepatan superficial gas dalam reaktor :

(p.143, Treyball,1981)

$$\begin{aligned}
 V_{gs} &= \frac{\text{Kec. Volumetris gas (Vg)}}{\text{Luas penampang reaktor}} \\
 &= \frac{1723628,511 \text{ cc/detik}}{138113,5995 \text{ cm}^2} \\
 &= 12,4797 \text{ cm/detik}
 \end{aligned}$$

Hold Up gas :

$$\begin{aligned}
 H_g &= \frac{V_{gs}}{(V_t + V_{gs})} \\
 &= \frac{(12,4797)}{(18,1788) + (12,4797)} \\
 &= 0,4070
 \end{aligned}$$

14. Perhitungan Volume dan ukuran reaktor

Anggapan :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki mixed flow
- Reaksi sederhana orde dua

$$\text{Dengan : } -r_B = -\frac{dC_B}{dt} = k.C_A.C_B$$

Kondisi Awal :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Volume umpan (Fv)} &= 11,1362 \text{ lt/detik} \\ &= 11136,2009 \text{ cc/detik} \end{aligned}$$

$$\text{Konsentrasi awal CH}_3\text{CHO (C}_{B_0}\text{)} = 27,0484 \text{ gmol/liter}$$

$$\text{Konsentrasi CH}_3\text{CHO (C}_B\text{)} = 22,1797 \text{ gmol/liter}$$

$$\begin{aligned} m = \text{mol umpan O}_2 / \text{mol umpan CH}_3\text{CHO} \\ &= (406,3352)/(1084,3803) \\ &= 0,3747 \end{aligned}$$

$$\text{Konversi Reaktor (X}_B\text{)} = 0,18$$

Volume cairan dalam reaktor :

$$\begin{aligned} V &= \frac{F_V(C_{B_0} - C_B)}{k \cdot C_{B_0}^2 (1 - X_B)(m - 1/2 X_B)} \\ &= \frac{(11,1362) \text{ lt/dtk} (27,0484 - 22,1797)}{(0,00013442) \text{ lt/gmoldtk} (27,0484^2) \text{ gmol/lt} (1 - 0,18)(0,3747 - 1/2 \cdot 0,18)} \\ &= 59038,0754 \text{ lt} \end{aligned}$$

$$\text{Hold Up gas} = 0,4070$$

maka :

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan + gas} &= \text{Volume cairan} / (1 - Hg) \\ &= 59038,0754 / (1 - 0,4070) \\ &= 99567,8392 \text{ lt} \end{aligned}$$

Over Design : 25 %

$$\text{Volume reaktor} = 1,25 \times 99567,8392 \text{ lt}$$

$$= 109524,6236 \text{ lt}$$

$$= 109,5246 \text{ m}^3$$

Volume total reaktor :

$$V_t = \text{Volume reaktor} + (V_{\text{Head}}) \quad (\text{pers. 5.11 Brownell})$$

$$V_t = \text{Volume reaktor} + (0.1694 \cdot D_r^2 \cdot D_r)$$

$$V_t = 109,5246 + (0,694 \cdot 4,1945^3)$$

$$V_t = 122,0262 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \frac{\text{Vol total reaktor}}{\text{Luas reaktor}} \\ &= \frac{122,0262}{13,8114} \\ &= 8,8352 \text{ m} \end{aligned}$$

diperoleh ukuran Reaktor :

$$\text{Diameter (Dr)} = 4,1945 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (Hr)} = 8,8352 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam head} &= 0,084672 \times D_r^3 \\ &= 0,084672 \times 4,1945^3 \\ &= 6,2487 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dibadan Reaktor} &= V_{\text{cairan+gas}} - V_{\text{cairan dalam head}} \\ &= 99567,8396 - 6,2487 \\ &= 93,3191 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi cairan dibadan Reaktor tanpa coil} = \frac{\text{volume Cairan Dibadan Reaktor}}{(3,14 \times D_r^2) / 4}$$

$$= \frac{93,3191m^3}{(3,14 \times (4,1945)^2 / 4)}$$

$$= 6,7567 \text{ m}$$

Waktu Reaksi :

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

$$\frac{dC_B}{dt} = k(C_{Ao} - 1/2 C_{Bo} \cdot X_B) \cdot C_B (1 - X_B)$$

$$\frac{dC_B (1 - X_B)}{C_{Bo} (1 - X_B)} = k(C_{Ao} - 1/2 C_{Bo} X_B) dt$$

$$\int \frac{1}{(1 - X_B)} d(1 - X_B) = k(C_{Ao} - 1/2 C_{Bo} X_B) \int dt$$

$$t = \frac{\ln(1 - X_B)}{k(C_{Ao} - 1/2 C_{Bo} X_B)}$$

$$t = \frac{\ln(1 - 0,18)}{(0,00013442) \frac{gmol}{lt \cdot dt} ((0,032) - 0,5(27,048)(0,18)) \frac{lt}{gmol}}$$

$$= 6,1449 \text{ detik}$$

$$= 0,1024 \text{ menit}$$

15. Menghitung tebal shell dan head

Tekanan design (p)	= 161,70 psi
Allowable stress (f)	= 18750 psi
Efisiensi sambungan (e)	= 0,85
Faktor korosi (c)	= 0,125 in
Jari-jari Reaktor (R)	= 82,5695 in
Diameter Reaktor (D)	= 165,1390 in

Tebal shell :

$$\begin{aligned}
 t_{\text{shell}} &= \frac{p \cdot R}{f \cdot e - 0.4 \cdot p} + c \\
 &= \frac{(161,70)(82,5695)}{(18750)(0,85) - (0,4)(161,7)} + 0,125 \\
 &= 0,9661 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal shell 1 in

Tebal Head :

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0.885 \cdot p \cdot D_r}{2 \cdot f \cdot e - 0.2 \cdot p} + c \\
 &= \frac{(0,885)(161,7)(165,1390)}{2(18750)(0,85) - (0,2)(161,7)} + 0,125 \\
 &= 0,8671 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal head 15/16 in

16. Menghitung perpindahan panas :

Dalam Reaktor terjadi reaksi eksotermis, untuk menjaga suhu dalam Reaktor tetap terjaga maka dipilih pendingin coil dengan media pendingin air

Kebutuhan pendingin :

$$W_a = \frac{Q_p}{C_p (t_2 - t_1)}$$

dengan :

$$Q_p : \text{Jumlah panas yang dibuang} = 12223029,44 \text{ kkal/jam}$$

$$C_p : \text{Spesific Heat pendingin} = 1 \text{ kkal/kg}^{\circ}\text{C}$$

$$t_1 : \text{Suhu pendingin masuk} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 : \text{Suhu pendingin keluar} = 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$W_a = \frac{12223029}{1 \cdot (50 - 30)}$$

$$= 611151,4719 \text{ kg/jam}$$

Pemilihan Diameter pipa Coil

Kecepatan massa pendingin = $611151,4719 \text{ kg/jam}$

Densitas pendingin = 1000 kg/m^3

$$Q_v = \frac{611151,4719 \text{ kg/jam}}{1000,0000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 611,1515 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,1697 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Dari tabel : hal 159 Coulson & Richardson,1987

dipilih kecepatan linier pendingin dalam pipa = 6 m/detik

Luas Penampang :

$$A = \frac{0,1697 \text{ m}^3/\text{detik}}{6 \text{ m/detik}}$$

$$= 0.0283 \text{ m}^2$$

Diameter pipa coil :

$$D_i = \left[\frac{(4)(0,0283)}{\pi} \right]^{1/2}$$

$$= 0,1898 \text{ m}$$

$$= 7,4744 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter lilitan Coil} &= \frac{2}{3} \times \text{Diameter reaktor} \\ &= \left(\frac{2}{3} \times 4,1945\right) \text{ m} \\ &= 2,7963 \text{ m} \\ &= 9,1744 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipilih diameter pipa coil 10 inches, 40 NPS.

$$\begin{aligned} \text{Dari tabel 11. Kern : OD} &= 10,75 \text{ in} \\ \text{ID} &= 10,02 \text{ in} \\ \text{At} &= 78,8 \text{ in}^2 \\ \text{At}' &= 2,62 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

a. Menghitung koefisien transfer panas :

- Untuk cairan dalam reaktor dipakai persamaan 20.4 Kern.

$$h_o = \frac{0,87 \cdot k}{D} \left[\frac{D \cdot G}{\mu L} \right]^{2/3} \left[\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

dengan :

$$h_c = \text{Koeff. transfer panas cairan, } \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$D_r = \text{Diameter reaktor} = 13,7616 \text{ ft}$$

$$k = \text{Konduktivitas panas} = 0,387 \frac{\text{Btu}}{\text{ft} \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$\rho = \text{Densitas larutan} = 48,57054 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$C_p = \text{Panas jenis} = 0,9396 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = \text{Viskositas cairan} = 0,5324 \text{ lb/jamft}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{shell}} &= (3,14 \times D_r^2) / 4 \\ &= (3,14 \times 4,1945^2) / 4 \\ &= 13,8114 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_{\text{shell}} &= \frac{31190,2967}{13,8114} \\ &= 2258,3074 \text{ kg/m}^3 \text{ jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{(D_r \cdot G)}{\mu L} &= \frac{(4,1945)(2258,3074)}{0,0002} \\ &= 47362700,85 \end{aligned}$$

$$h_o = \frac{(0,87)(0,3870)}{13,7616} [47362700,85]^{2/3} \left[\frac{(0,9396)(0,5324)}{0,3870} \right]^{1/3}$$

$$h_o = 3488,8003 \text{ Btu/jamft}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

- Untuk pemanas dalam coil

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{D \cdot w_a}{\mu \cdot A_t} \\ &= \frac{(0,8349)(611151,4719)(2,205)}{(1,5004)(0,5472)} \\ &= 1370476,81 \end{aligned}$$

Dari fig. 24 Kern, diperoleh $j_H = 5686,2714$

$$h_i = jH \frac{k}{D} \left[\frac{cp \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.14}$$

dengan :

$$h_i = \text{Koeff. transfer panas pipa, } \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}^0 \text{F}}$$

$$D_i = \text{Diameter dalam pipa} = 0,6228 \text{ ft}$$

$$k = \text{Konduktivitas panas} = 0,387 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot 0 \text{F}}$$

$$C_p = \text{Panas jenis pendingin} = 1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^0 \text{F}}$$

$$\mu = \text{Viskositas cairan} = 0,5324 \frac{\text{lb}}{\text{jamft}}$$

$$\mu_w = \text{Viskositas air} = 1,5004 \frac{\text{lb}}{\text{jamft}}$$

$$\begin{aligned} h_i &= 5686,2714 \frac{0,387}{0,6228} \left[\frac{1,0000 \cdot 1,5004}{0,387} \right]^{1/3} \left[\frac{0,5324}{1,5004} \right]^{0.14} \\ &= 3398,8984 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}^0 \text{F}} \end{aligned}$$

b. Overroll heat transfer

Overroll transfer panas saat start up

$$h_{io} = \frac{ID}{OD} \times h_i = 3168,0895 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}^0 \text{F}}$$

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{(3168,0895)(3488,8003)}{(3168,0895 + 3488,8003)} \end{aligned}$$

$$= 1660,3597 \text{ Btu/ft}^2\text{jam}^0\text{F}$$

Dari Kern p.846 untuk Steam $R_d = 0,0005$ dan untuk bahan organik $R_d = 0,0001$

Jadi R_d total = 0,0006

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{U_c}{U_c \cdot R_d + 1} \\ &= \frac{1660,3597}{(1660,3597)(0,0006) + (1)} \\ &= 831,7536 \text{ Btu/ft}^2\text{jam}^0\text{F} \end{aligned}$$

c. Menghitung Luas transfer panas :

Luas perpindahan panas yang diperlukan :

Beda suhu :

$$\begin{aligned} \Delta \text{LMTD} &= \frac{(35 - 25)}{\text{Ln}(35/25)} = 29,7201 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 85,4962 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

maka luas perpindahan panas :

$$\begin{aligned} A_o &= \frac{Q}{U_d \cdot \text{LMTD}} \\ &= \frac{(48472501,1527)}{(831,7536)(85,4962)} \\ &= 859,614 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter lilitan = 9,1744 ft

$$= 2,7963 \text{ m}$$

Luas perpindahan panas per coil :

$$\begin{aligned} A' &= A_t' \cdot \pi \cdot D_c \\ &= 2,62 \cdot \pi \cdot 9,1744 \end{aligned}$$

$$= 75,4758 \text{ ft}^2$$

Jumlah lilitan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A_o}{A'} \\ &= \frac{681,6378}{75,4758} \\ &= 9,0312 \end{aligned}$$

diambil jumlah lilitan (Nt)= 9

Panjang total coil :

$$\begin{aligned} L &= \frac{A_o}{A_t'} = \frac{681,6378}{2,62} \\ &= 260,1671 \text{ ft} \\ &= 79,3509 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi lilitan coil minimum yaitu jika coil disusun tanpa jarak yaitu :

$$\begin{aligned} H_{\min} &= N_t \cdot OD = (9) \times \left(10,75 \text{ in} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \right) \\ &= 8,0901 \text{ ft} \\ &= 2,4675 \text{ m} \end{aligned}$$

diambil jarak antar coil (pt) = 8 inchi

$$= 20,3200 \text{ cm}$$

Tinggi coil total :

$$\begin{aligned} H &= H_{\min} + (N_t - 1) \cdot \text{pt} / 12 = (8,0901) + (9 - 1) \cdot 8 / 12 \\ &= 13,4443 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$= 4,0978 \text{ m}$$

Volume coil :

$$\begin{aligned} \text{Volume coil} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \text{JumlahLilitan} \times OD \\ &= \left(\frac{\pi}{4} \times (2,7963)^2 \times 9 \times 0,27 \right) m^3 \\ &= 15,1371 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam reaktor:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan} &= \frac{V_{\text{cairan}} + V_{\text{coil}}}{\text{Luas Reaktor}} \\ &= \frac{(93,3191 + 15,1371) m^3}{\frac{\pi}{4} \times (4,1945)^2} \\ &= 7,8527 \text{ m} \end{aligned}$$

Jika tinggi cairan dalam reaktor = 7,8527 m, maka tinggi cairan lebih tinggi daripada tinggi coil. Sehingga coil tercelup dalam cairan reaktor.

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal gelembung} &= \frac{\text{tinggi cairan dibadan reaktor}}{\text{kecepatan terminal gas}} \\ &= \frac{785,2681 \text{ cm}}{18,1788 \text{ cm/detik}} \\ &= 43,1968 \text{ detik} \\ &= 0,7199 \text{ menit} \end{aligned}$$

17. Menghitung ukuran pipa

Diameter Optimum pipa berdasarkan Pers. 15 Peters, hal.525

a. Pipa pemasukan umpan cair Reaktor :

$$\text{Kecepatan umpan cair} = 68774,6042 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan cair} = 49,8498 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} Di &= 2,2 \frac{[L / 1000]^{0.45}}{\rho L^{0.31}} \\ &= 2,2 \frac{[68774,6042 / 1000]^{0.45}}{(49,8498)^{0.31}} \\ &= 4,3953 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran : 4 in

b. Pipa pemasukan umpan gas Reaktor :

$$\text{Kecepatan umpan gas} = 138189,8475 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas umpan gas} = 54,7186 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} Di &= 2,2 \frac{[G / 1000]^{0.45}}{\rho g^{0.31}} \\ &= 2,2 \frac{[138189,8475 / 1000]^{0.45}}{(54,7186)^{0.31}} \\ &= 5,84 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran : 6 in

c. Pipa pengeluaran hasil gas Reaktor :

$$\text{Kecepatan hasil gas} = 214349,2957 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas hasil gas} = 53,5392 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 Di &= 2,2 \frac{[G/1000]^{0.45}}{\rho g^{0.31}} \\
 &= 2,2 \frac{[214349,2957/1000]^{0.45}}{(53,5392)^{0.31}} \\
 &= 7,17 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran : 8 in

d. Pipa pengeluaran hasil cair Reaktor :

$$\text{Kecepatan hasil cair} = 41639,1809 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas hasil cair} = 58,8494 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 Di &= 2,2 \frac{[L/1000]^{0.45}}{\rho L^{0.31}} \\
 &= 2,2 \frac{[41639,1909/1000]^{0.45}}{(58,8494)^{0.31}} \\
 &= 3,33 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran : 4 in

18. Menentukan Tekanan Udara

Perhitungan tekanan udara diperlukan agar udara yang masuk ke Reaktor mampu mengalirkan udaranya (membuat gelembung) selama reaksi berlangsung hingga ke bagian atas Reaktor.

Volume umpan fase cair masuk Reaktor

$$\begin{aligned}
 &= V_{\text{CHCHO}} + V_{\text{H}_2\text{O}} + V_{\text{CH}_3\text{COOH}} + V_{\text{MnAs}} \\
 &= (47712,7333/778) + (272,7020/998) + (4960,8519/1049) + \\
 &\quad (477,1273/1589) \\
 &= 66,63 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho_{\text{cairan}} &= \frac{\text{massa umpan fase cair masuk reaktor}}{\text{vol umpan fase cair masuk reaktor}} \\ &= \frac{31190,2967 \text{ kg/jam}}{66,63 \text{ m}^3} \\ &= 468,1115 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho_{\text{g}} &= \frac{P \cdot \text{BM}}{R \cdot T} \\ &= \frac{(10) \text{ atm} (29) \text{ gr/gmol}}{(82,06) \text{ atm cm}^3 / \text{gmol}^{\circ} \text{K} (338)^{\circ} \text{K}} \\ &= 0,0105 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 10,4556 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho_{\text{camp}} &= \frac{\rho_{\text{L}} + \rho_{\text{g}}}{2} \\ &= \frac{(468,1115 + 10,4556)}{2} = 239,2835 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Pudara} &= \text{Poperasi} + \rho_{\text{camp}} \cdot g \cdot \text{tinggi cairan reaktor} \\ &= (10) \text{ atm} + (239,2835) \text{ kg/m}^3 (9,8) \text{ m/detik}^2 (7,8526) \text{ m} \\ &= 10 \text{ atm} + (34050,8219) \text{ kg/m detik}^2 \times \frac{1,01325 \times 10^{-5} \text{ atm}}{\text{kg/m detik}^2} \\ &= (10 + 0,1865) \text{ atm} \\ &= 10,1865 \text{ atm}\end{aligned}$$

Pudara perlu penambahan tekanan, bila dalam perancangan diambil $\Delta P = 2$ psi, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Pudara} &= \text{Pudara} + \Delta t P \\
 &= 10,1865 + (2/14,7) \text{ atm} \\
 &= 10,3226 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

RESUME

Nama Alat : Reaktor (R-01)

Tugas : Mereaksikan CH_3CHO dengan udara menjadi CH_3COOH dengan
kecepatan umpan $\text{CH}_3\text{CHO} = 47712,7333 \text{ kg/jam}$ dan kecepatan
umpan udara = $62671,1326 \text{ kg/jam}$

Jenis : Reaktor Gelembung

Katalis : Mangan Asetat (Mn Asetat)

Kondisi Operasi :

Tekanan : 10 atm

Suhu : 65 °C

Tekanan Udara : 10,32 atm

Waktu reaksi : 0,10 menit

Diperoleh ukuran Reaktor :

Diameter : 4,19 m

Tinggi : 8,84 m

Volume cairan dalam head : 6,25 m³

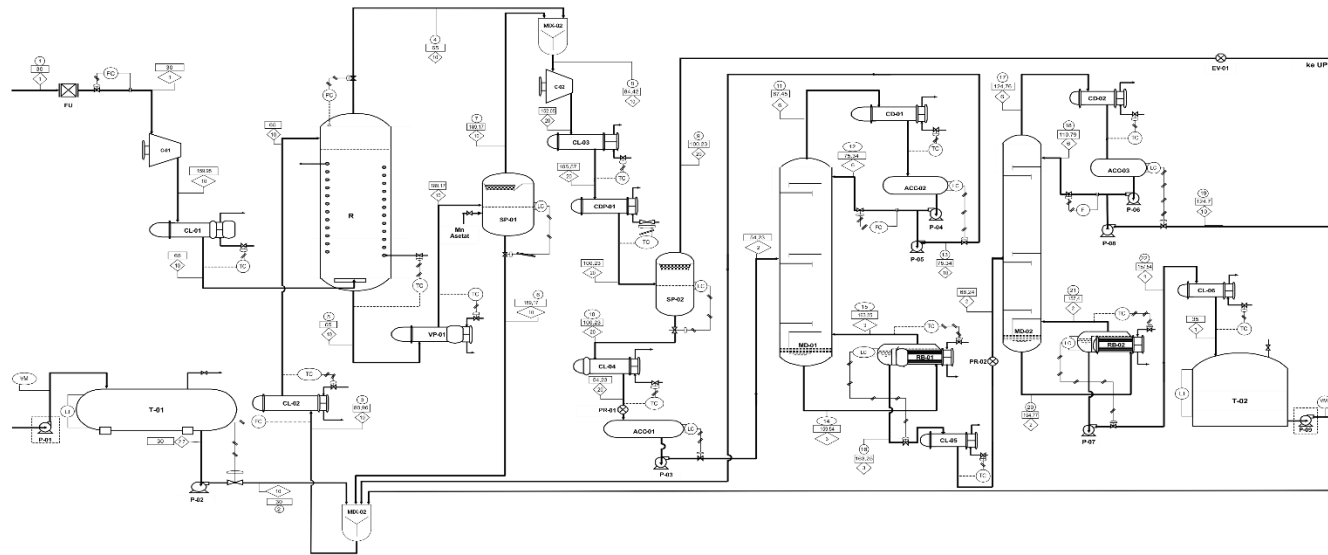
Volume cairan dibadan Reaktor : 93,32 m³

Tinggi cairan dibadan Reaktor : 6,76 m

Tebal shell	: 1 in
Tebal Head	: 15/16 in
Coil (Lilitan) :	
Luas perpindahan Panas (A)	: 74,48 ft ²
Jumlah Coil	: 9 Lilitan
Diameter Coil	: 0,19 m
Jarak antar Coil	: 20,32 cm
Tinggi Coil	: 4,10 m
Jenis Bahan Reaktor	: Baja Stainless Steel

Lampiran 2. Proses Engineering Flow Diagram Pabrik Asam Asetat

**PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETAL DEHID DAN UDARA
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**



KETERANGAN	
ACC	Accumulator
C	Compressor
CD	Condensor
CL	Cooler
EV	Expansion Valve
PR	Pressure Reducer
FU	Filter Udara
HE	Heater
MD	Menara Distilasi
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
SP	Separator
T	Tangki Penyimpan
VP	Vaporizer
MIX	Mixer
FC	Flow Controller
LC	Level Controller
LI	Level Indikator
PC	Pressure Controller
TC	Temperature Controller
VM	Volume Meter
○	Nomor Arus
°C	Temperatur (°C)
Atm	Tekanan (Atm)

NERACA MASSA (Kg/Jam)																								
NOMOR	KOMPONEN	N O M O R																						
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	
1	O ₂	3002,7268	0,0000	0,0000	1195,0558	0,0000	0,0000	0,0000	1195,0558	1195,0558	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
2	N ₂	4622,1201	0,0000	0,0000	4782,2496	0,0000	0,0000	0,0000	4782,2496	4782,2496	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
3	CH ₃ CHO	0,0000	23883,7038	47772,7327	34193,7332	4943,7295	392,5477	4736,9794	38917,4128	1474,8009	23441,5178	18983,8587	2987,7517	46274,1293	16488,3498	8307,4751	7187,3208	8078,8778	1826,9070	7187,3208	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
4	H ₂ O	148,3000	120,0186	222,6705	122,2088	298,0777	70,0000	250,8791	378,0459	79,0382	354,8021	250,2176	177,4596	81,7480	861,1759	588,0315	275,1441	688,7205	551,8452	148,8815	786,7287	872,4651	126,2632	0,0000
5	CH ₃ COOH	0,0000	0,0000	4960,8516	3483,5188	13154,5005	4987,8192	8267,3370	11750,8838	170,0046	12626,2626	0,0000	0,0000	0,0000	21857,8574	9231,8048	12526,2626	1781,8204	1850,3668	126,2626	23388,9677	10289,0677	12500,0002	0,0000
6	[CH ₃ COO] ₂ MN	0,0000	0,0000	477,1273	0,0000	477,1273	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
Jumlah :		6871,1327	2489,7225	53423,3824	97216,5587	18883,9532	5623,2591	13260,8954	116471,2541	74846,8936	36422,6723	19121,0763	2785,2213	16395,8580	39187,8889	19121,1113	20046,7776	11562,4337	4121,9198	7440,5149	24188,8994	11562,4338	12826,2626	0,0000

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS SEBELAS MARET
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM






PRARANC. PABRIK AS. ASETAT DARI ASETALDEHID & UDARA
KAPASITAS PRODUKSI: 100.000 TON/TAHUN

Dibuat oleh :	No. Mba :
NAMA :	14521331
DOSIR PEMBIMBING :	14521324

1. Dr. SUHARNO RUSDI
2. TINTIN MUTIARA S.T.,M.Eng.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

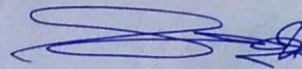
Nama Mahasiswa : Muhammad Gustav Irsack
 No. MHS : 14521324
 Nama Mahasiswa : Jefri Dimas Aziz
 No. MHS : 14521331
 Judul Prarancangan)* : PRA PERANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI
 ASETALDEHID DAN UDARA DENGAN KAPASITAS
 100.000 TON /TAHUN
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	21-0-2019	Perhitungan Evaluasi Ekonomi	
2.	30-01-2019	Revisi PEF D	
3.	31-01-2019	Menentukan ROI dan POT	
4.	1-02-2019	Revisi ROI dan POT	
5.	4-02-2019	Penyelesaian Evaluasi Ekonomi	
6.			
7.			
8.			
9.			
10.			
11.			
12.			

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 8 Februari 2019

Pembimbing,



Dr. Suharno Rusdi

-)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Muhammad Gustav Irsack
 No. MHS : 14521324
 Nama Mahasiswa : Jefri Dimas Aziz
 No. MHS : 14521331
 Judul Prarancangan)* : PRA PERANCANGAN PABRIK ASAM ASE TAT DARI ASETALDEHID
 DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 100 000 TON /TAHUN
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	17-09-2018	Menentukan Kapasitas Pabrik	
2.	27-09-2018	Perhitungan Neraca Massa	
3.	18-10-2018	Perhitungan Alat Proses	
4.	31-10-2018	Perbaikan Perhitungan Alat	
5.	19-12-2018	Revisi Perhitungan Alat	
6.	13-01-2019	Revisi Perhitungan Alat	
7.	20-01-2019	Penyelesaian Perhitungan Alat	
8.	10-01-2019	Perhitungan Utilitas	
9.	16-01-2019	Perbaikan Utilitas	
10.	23-01-2019	Rancangan PFD	
11.	29-01-2019	Penyusunan Naskah :	
12.	6-02-2019	Perbaikan dan Penyelesaian Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 8 Februari 2019

Pembimbing

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

-)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy