

No: TA/TK/2018/84

**PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHIDA DARI ETANOL DENGAN
PROSES DEHIDROGENASI
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama	: Muthia Fadhillah	Nama	: Fadila Oktafiani
No. Mahasiswa	: 14521309	No. Mahasiswa	: 14521317

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

2018

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHIDA DARI ETANOL DENGAN
PROSES DEHIDROGENASI
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama	: Muthia Fadhillah	Nama	: Fadila Oktafiani
No. Mahasiswa	: 14521309	No. Mahasiswa	: 14521317

Yogyakarta, 12 November 2018

Pembimbing,



Dr. Diana, S.T., M.Sc.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHIDA DARI ETANOL DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

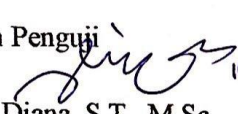
Oleh:

Nama : Muthia Fadhillah D.
No. Mahasiswa : 14521309

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, 12 November 2018

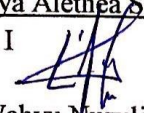
Tim Penguji

 10/12 18
Dr. Diana, S.T., M.Sc.

Ketua

 6/12 18
Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

Anggota I

 7/12 18
Lucky Wahyu Nuzulia S., S.T., M.Eng.

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia




Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHIDA DARI ETANOL DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Fadila Oktafiani
No. Mahasiswa : 14521317

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, 12 November 2018

Tim Penguji

Dr. Diana, S.T., M.Sc.

Ketua

Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.

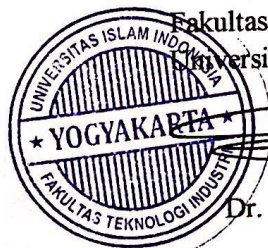
Anggota I

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

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK ASETALDEHIDA DARI ETANOL DENGAN PROSES DEHIDROGENASI KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Muthia Fadhillah D. Nama : Fadila Oktafiani
No. Mahasiswa : 14521309 No. Mahasiswa : 14521317

Yogyakarta, 12 November 2018

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


Muthia Fadhillah D.

Td. Tangan


Fadila Oktafiani

KATA PENGANTAR

Assalamu 'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Puji syukur atas kehadiran Allah Swt yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya, sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam juga penulis sampaikan kepada junjungan kita Rasullulah SAW beserta para sahabat, tabi'in dan keluarganya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “**PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHIDA DARI ETANOL DENGAN PROSES DEHIDROGENASI DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama masa perkuliahan dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelas Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dan kerjasama dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Hidayah dan Inayah-Nya
2. Kedua orangtua penulis yang selalu memberikan semangat, kasih sayang, dan motivasi serta doa yang tiada henti untuk penulis demi kelancaran penyelesaian Tugas Akhir ini
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo, M.T., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia
4. Bapak Dr. Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia

5. Dr. Diana, S.T., M.Sc. sebagai Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah bersedia memberikan pengarahannya, bimbingan, dan ilmunya dalam penyelesaian dan penulisan Tugas Akhir ini
6. Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng. dan Lucky Wahyu Nuzulia S., S.T., M.Eng. telah memberikan waktunya sebagai dosen penguji pendadaran
7. Seluruh civitas akademik di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Seluruh kakak angkatan yang telah menyemangati dan memberi bantuan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
9. Teman-teman Teknik Kimia 2014 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
10. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa masih banyak hal yang perlu diperbaiki dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini. Untuk itu, kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Yogyakarta, 12 November 2018

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	i
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAK	xiv
ABSTRACT.....	xv
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	2
1.3 Tinjauan Pustaka	6
BAB II.....	10
PERANCANGAN PRODUK	10
2.1 Spesifikasi Produk	10
2.2.1 Asetaldehida.....	10
2.1.2 Hidrogen (H ₂).....	11
2.2 Spesifikasi Bahan Baku	11
2.2.1 Etanol	11
2.3 Spesifikasi Katalis	12
2.4 Pengendalian Kualitas	13
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	13
2.4.2 Pengendalian Proses Produksi	13
2.4.2.1 Alat sistem kontrol.....	13
2.4.2.2 Aliran Sistem Kontrol.....	14
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk	14

BAB III	15
PERANCANGAN PROSES	15
3.1 Uraian Proses.....	15
3.2 Spesifikasi Alat.....	17
3.2.1 Pompa.....	17
3.2.2 Vaporizer (VP-01).....	19
3.2.3 Separator	21
3.2.4 Heater	22
3.2.5 Reaktor (R-01)	25
3.2.6 Cooler.....	27
3.2.7 Condenser Parsial.....	30
3.2.8 Menara Distilasi	32
3.2.9 Condenser.....	33
3.2.10 Accumulator (ACC-01).....	35
3.2.11 Reboiler.....	36
3.2.12 Tangki Penyimpanan.....	37
3.3 Perencanaan Produksi.....	40
3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku	40
3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	41
BAB IV	43
PERANCANGAN PABRIK.....	43
4.1 Lokasi Pabrik.....	43
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	45
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machine Layout</i>)	50
4.4 Alir Proses dan Material.....	53
4.4.1 Neraca Massa	53
4.4.1.1 Neraca Massa Total	53
4.4.1.2 Reaktor.....	54
4.4.1.3 Separator (SP-01).....	54
4.4.1.4 Menara Distilasi (MD-01)	55
4.4.2 Neraca Panas	56
4.4.2.1 Reaktor.....	56

4.4.2.2 Menara Distilasi-01.....	56
4.4.2.3 Heater-01	57
4.4.2.4 Heater-02	57
4.4.2.5 Cooler-01	58
4.4.2.6 Cooler-02	58
4.4.2.7 Cooler-03	59
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas).....	63
4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	63
4.5.1.1 Unit Penyediaan Air.....	63
4.5.1.2 Unit Pengolahan Air	65
4.5.2 Kebutuhan Air.....	68
4.5.3 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	70
4.5.4 Unit Penyediaan Listrik.....	71
4.5.5 Unit Penyedia Udara Tekan	71
4.6 Organisasi Perusahaan.....	73
4.6.1 Bentuk Perusahaan	73
4.6.2 Bentuk Organisasi	73
4.6.3 Tugas dan Wewenang	74
4.6.3.1 Pemegang Saham	74
4.6.3.2 Dewan Komisaris.....	74
4.6.3.3 Direktur Utama	75
4.6.3.4 Kepala Bagian.....	76
4.6.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji.....	80
4.6.4.1 Pembagian Jam Kerja Karyawan	80
4.6.4.2 Jumlah Karyawan dan Gaji.....	82
4.6.4.3 Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	83
4.7 Evaluasi Ekonomi.....	84
4.7.1 Harga Index.....	86
4.7.2 Harga Alat	88
PHYSICAL PLANT COST	91
4.7.3 Dasar Perhitungan	101
4.7.4 Perhitungan Biaya	101

4.7.3.1 <i>Capital Investment</i>	101
4.7.3.2 <i>Manufacturing Cost</i>	102
4.7.3.3 <i>General Expenses</i>	103
4.7.3.4 Analisa Kelayakan	104
4.7.3.5 Hasil Perhitungan.....	107
BAB V	115
PENUTUP	115
5.1 Kesimpulan.....	115
5.2 Saran	116
DAFTAR PUSTAKA	118
LAMPIRAN.....	120

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Asetaldehida di Indonesia pada Tahun 2013-2017.....	3
Tabel 1.2 Data Kapasitas Produksi Asetaldehida di Luar Negri.....	5
Tabel 1.3 Proses Pembuatan Asetaldehida.....	9
Tabel 3. 1 Spesifikasi Pompa	17
Tabel 3. 2 Spesifikasi Vaporizer (VP-01)	19
Tabel 3. 3 Spesifikasi Separator (SP).....	21
Tabel 3. 4 Spesifikasi Heater	22
Tabel 3. 5 Spesifikasi Reaktor (R-01).....	25
Tabel 3. 6 Spesifikasi Cooler (CL-01)	27
Tabel 3. 7 Spesifikasi Cooler (CL-02) dan (CL-03)	28
Tabel 3. 8 Spesifikasi Condenser Parsial	30
Tabel 3. 9 Spesifikasi Menara Distilasi.....	32
Tabel 3. 10 Spesifikasi Condenser	33
Tabel 3. 11 Spesifikasi Accumulator	35
Tabel 3. 12 Spesifikasi Reboiler (RB-01)	36
Tabel 3. 13 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Vertikal.....	37
Tabel 3. 14 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Horizontal.....	39
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	47
Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....	53
Tabel 4.3 Neraca Massa pada Reaktor	54
Tabel 4.4 Neraca Massa pada Separator	54
Tabel 4.5 Neraca Massa pada Menara Distilasi	55
Tabel 4.6 Neraca Panas pada Reaktor.....	56
Tabel 4.7 Neraca Panas pada Menara Distilasi	56
Tabel 4.8 Neraca Panas pada Heater-01	57
Tabel 4.9 Neraca Panas pada Heater-02	57
Tabel 4.10 Neraca Panas pada Cooler-01	58
Tabel 4.11 Neraca Panas pada Cooler-02	58
Tabel 4.12 Neraca Panas pada Cooler-03	59

Tabel 4.13 Kebutuhan Air Pendingin.....	68
Tabel 4.14 Kebutuhan Air Pembangkit Steam.....	69
Tabel 4.15 Jadwal Kerja Tiap Regu.....	81
Tabel 4.16 Gaji Karyawan	82
Tabel 4.17 Harga Index Chemical Engineering Progress	86
Tabel 4.18 Harga Alat-Alat Proses	90
Tabel 4.19 Luas Tiap Bangunan	95
Tabel 4.20 Harga Alat Utilitas	96
Tabel 4. 21 Harga Alat Lokal.....	98
Tabel 4.22 Physical Plant Cost.....	107
Tabel 4.23 Direct Plant Cost	107
Tabel 4.24 Fixed Capital Investment	108
Tabel 4.25 Direct Manufacturing Cost.....	108
Tabel 4.26 Indirect Manufacturing Cost	109
Tabel 4.27 Fixed Manufacturing Cost	109
Tabel 4.28 Total Manufacturing Cost	109
Tabel 4.29 Working Capital.....	110
Tabel 4.30 General Expenses.....	110
Tabel 4.31 Total Biaya Produksi.....	110
Tabel 4.32 Total Capital Investment.....	111
Tabel 5.1 Kesimpulan evaluasi ekonomi	115

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.0.1 Grafik Impor Asetaldehida ke Indonesia	3
Gambar 4.0.1 Lokasi Pendirian Pabrik	45
Gambar 4.0.2 Tata Letak Pabrik Skala 1:785	49
Gambar 4.0.3 Tata Letak Alat Proses	52
Gambar 4.0.4 Diagram Alir Kualitatif	61
Gambar 4.0.5 Diagram Alir Kuantitatif	62
Gambar 4.0.6 Skema Unit Pengolahan Air	72
Gambar 4.0.7 Tahun vs Indeks Harga.....	88
Gambar 4.0.8 Grafik Hubungan % Kapasitas vs Milyar Rupiah	114

ABSTRAK

Asetaldehida, atau juga dikenal sebagai etanal, adalah sebuah senyawa organik dari kelompok aldehida, dengan rumus kimia CH_3CHO atau MeCHO . Proses pembuatan asetaldehida dapat diperoleh dengan Proses Dehidrogenasi etanol dalam fase gas pada reaktor *fixed bed multitube* menggunakan katalis CuCr dengan konversi 50%. Reaksi berlangsung pada suhu 260°C dan tekanan 2,5 atm. Prarancangan pabrik Asetaldehida dari etanol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini direncanakan akan dibangun di Sroyo, Jaten, Karanganyar, Jawa Tengah. Pabrik ini direncanakan akan beroperasi selama 24 jam dalam sehari selama 330 hari dalam setahun dengan jumlah pekerja sebanyak 278 orang.

Untuk menghasilkan produk Asetaldehida yang diinginkan, proses membutuhkan etanol 95% sebesar 5.136,2456 kg/jam sebagai bahan baku. Bahan baku dipasok dari PT Indo Acidatama Tbk Karanganyar, Jawa Tengah tahun dan dari PT. Eterindo Wahanatama, Jawa Timur. Utilitas pendukung meliputi penyediaan air pendingin sebesar 218.501,5692 kg/jam, air untuk kebutuhan steam 18.352,2675 kg/jam, air untuk keperluan domestik 3.300 kg/jam, kebutuhan listrik sebesar 215,5 kW, dan kebutuhan bahan bakar berupa *fuel oil* sebesar 968,01 kg/jam.

Dari hasil analisis ekonomi diperoleh *Fixed Capital Investment* (FCI) sebesar Rp 344.946.014.985,85 dan *Working Capital Investment* (WCI) Rp 481.422.719.360,69. Dengan mengambil asumsi pajak sebesar 30%, didapatkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 115.998.725.911,21 dan keuntungan setelah pajak sebesar Rp 81.199.108.137,85. *Return on Investment* (ROI)_b sebelum pajak sebesar 33,6 % dan *Return on Investment* (ROI)_a setelah pajak sebesar 23,5 %. *Pay Out Time* (POT)_b sebelum pajak diperoleh selama 2,3 tahun dan *Pay Out Time* (POT)_a setelah pajak diperoleh selama 2,9 tahun. *Break Even Point* (BEP) diperoleh sebesar 48,16% (syarat BEP 40-60%) dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 26,58 % serta *Discounted Cash Flow Rates of Return* (DCFRR) diperoleh sebesar 17,35 %.

Dari tinjauan proses, pabrik ini tergolong pabrik beresiko rendah karena prosesnya berlangsung pada kondisi operasi (suhu dan tekanan) moderat dan menggunakan bahan yang tidak berbahaya, beracun, dan tidak memerlukan penanganan khusus. Dari hasil evaluasi ekonomi yang dilakukan, dapat disimpulkan bahwa semua parameter memenuhi persyaratan pabrik beresiko rendah. Sehingga dapat disimpulkan bahwa prarancangan pabrik Asetaldehida dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini layak dikaji lebih lanjut untuk didirikan.

Kata-kata kunci: Asetaldehida, Etanol, Dehidrogenasi, *Fixed Bed Multitube*

ABSTRACT

Acetaldehyde, or also known as ethanal, is an organic compound of an aldehyde group, with the chemical formula CH_3CHO or MeCHO . The process of making acetaldehyde can be obtained with the dehydrogenation process of ethanol in the gas phase in a fixed bed multitube reactor using a catalyst CuCr with a 50 % conversion. The reaction takes place at a temperature of 260°C and a pressure of 2.5 atm. The preliminary design of acetaldehyde from ethanol plant with 30,000 ton/year capacities is planned to be built in Sroyo, Jaten, Karanganyar, Central Java. The factory works continually for 24 hours/day and 330 days/year with the number of workers as many as 278 people.

To produce the desired Asteladehida, the process requires 5.406,5743 kg/hr ethanol as a raw material. Raw materials are supplied from PT Indo Acidatama Tbk Karanganyar, Central Java and from PT. Eterindo Wahanatama, East Java. Support utilities includes the supply of cooling water 218,501.5692 kg/jam kg / hr, Water for steam demand 18,352,2675 kg / hour, water for domestic purposes 3,300 kg / hr, The electricity needs of 215.5 kW, and the fuel needs of 968.01 kg / h.

From the results of the economic analysis, Fixed Capital Investment (FCI) amounted to Rp 344,946,014,985.85 and Working Capital Investment (WCI) Rp 481,422,719,360.69. By taking a tax assumption of 30%, a pre-tax profit is Rp 115,998,725,911.21 and a profit after tax is Rp 81,199,108,137.85 was obtained. Return on Investment (ROI)^b before tax was 33.6 % and Return on Investment (ROI)^a after tax was 23.5 %. Pay Out Time (POT)^b before tax is obtained for 2.3 years and Pay Out Time (POT) ^a after tax is obtained for 2.9 years. Break Even Point (BEP) was obtained at 48.16% (BEP requirement is about 40% - 60 %) and Shut Down Point (SDP) at 26.58 % and Discounted Cash Flow Rates of Return (DCFRR) were obtained at 17.35 %.

From a review of the process, this plant is classified as a low risk factory because the process takes place under moderate operating conditions (temperature and pressure) and uses materials that are not dangerous, poisonous, and do not require special handling. From the results of economic evaluations conducted, it can be concluded that all parameters meet the requirements of low-risk factories. So it can be concluded that this preliminary design of Acetaldehyde plant with 30,000 tons / year capacities is worth examining further established.

Keywords: Acetaldehyde, ethanol, Dehydrogenation, Fixed Bed Multitube

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pertumbuhan produksi bahan kimia di Indonesia meningkat dengan signifikan, baik dari segi kuantitas maupun segi kualitas. Seiring dengan pertumbuhan tersebut, maka semakin banyak bahan kimia yang diproduksi di dalam negeri baik itu merupakan produk *Up Stream* (hulu), produk *Mid Stream* (antara/intermediate) ataupun produk *Down Stream* (hilir) dapat mengurangi impor bahan kimia dari luar negeri. Salah satu bahan kimia yang cukup penting adalah Asetaldehida.

Asetaldehida dalam istilah IUPAC disebut *ethanal* atau biasa disebut dengan *acetic aldehyde*. Asetaldehid merupakan suatu senyawa aldehid dengan rumus kimia CH_3CHO atau dikenal dengan Methyl-CHO (MeCHO) yang mempunyai sifat cairan tak berwarna, mudah terbakar, dan mudah larut dalam air.

Asetaldehida merupakan bahan yang mempunyai kegunaan yang sangat luas dalam industri kimia. Produk ini digunakan dalam industri kimia sebagai bahan intermediate untuk menghasilkan bahan kimia yang lain, antara lain sebagai bahan baku pembuatan asam asetat, n-butanol, *2-hexyl ethanol*, *pentaerythritol*, *trimethylol propane*, *pyridine*, *pericetic acid*, *cratonaldehyde*, *asetat anhidrid*, *chloral*, *1,3-buthylene glycol*, dan asam laktat. (Mc Ketta, 1954)

Dari kegunaannya dapat dilihat bahwa asetaldehida merupakan senyawa penting dan selama ini kebutuhan asetaldehida harus dipenuhi melalui impor. Sehubungan dengan hal tersebut maka sangat tepat jika pemerintah mengambil kebijaksanaan yang bertujuan untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor dari negara lain yaitu dengan membangun industri-industri yang dapat mengganti peran bahan impor di Indonesia.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi pabrik tentunya akan berpengaruh pada perhitungan teknis maupun ekonomisnya. Terdapat beberapa pertimbangan dalam penentuan kapasitas produksi dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor, yaitu:

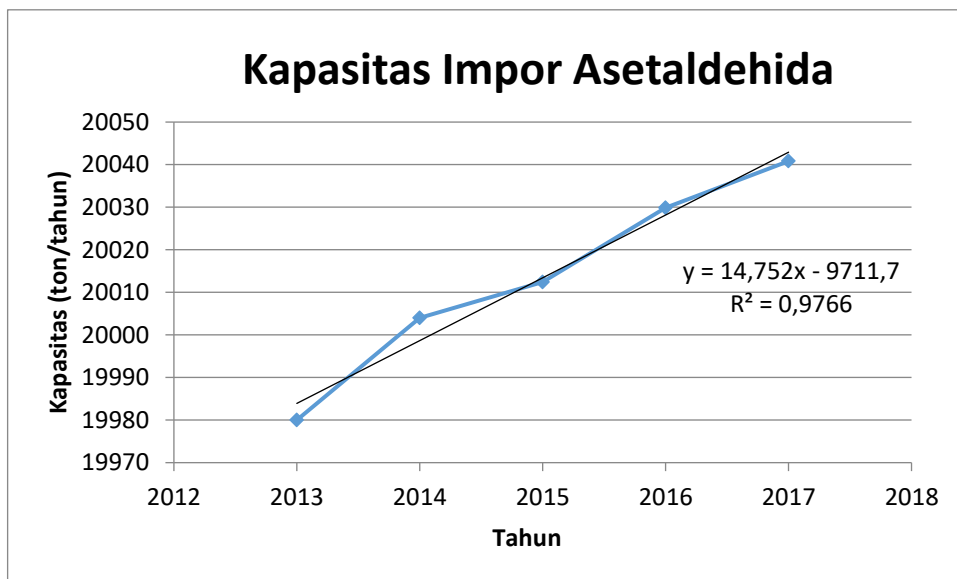
a. Kebutuhan/Pemasaran Produk di Indonesia

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, Indonesia masih mengimpor asetaldehida dari luar negeri. Pada saat ini, hanya ada satu pabrik asetaldehida di Indonesia yaitu PT. Indo Acidatama yang beroperasi di Solo, Jawa Tengah dengan kapasitas produksi yaitu 20.000 ton/tahun. Jumlah data impor asetaldehida dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 *Data Impor Asetaldehida di Indonesia pada Tahun 2013-2017*

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2013	19980
2014	20003,998
2015	20012,400
2016	20029,881
2017	20040,818

(Statistik, 2018)



Gambar 1.0.1 *Grafik Impor Asetaldehida ke Indonesia*

Dari perhitungan dengan persamaan di atas, maka diperoleh persamaan sebagai berikut:

$$Y = ax + b \quad \dots(1.1)$$

$$Y = 14,752x - 9711,7 \quad \dots(1.2)$$

Dengan Y adalah jumlah Asetaldehida yang diimpor pada tahun X, sehingga pada tahun 2020 diperkirakan Indonesia akan membutuhkan Asetaldehida sebesar 20.087,34 ton/tahun. Akan tetapi, sudah ada pabrik Asetaldehida di Indonesia yang beroperasi dengan kapasitas produksi sebesar 20.000 ton/tahun sehingga dipilih kapasitas pabrik 30.000 ton/tahun dengan harapan dapat memenuhi kebutuhan asetaldehida pada tahun 2020. Dari produksi asetaldehida yang telah ada, dapat dilihat pada tabel 1.2, kapasitas terkecil pabrik asetaldehida adalah sebesar 4.540 ton/tahun dan kapasitas terbesar pabrik asetaldehida adalah sebesar 295.100 ton/tahun. Berdasarkan faktor-faktor di atas, maka dapat dipilih kapasitas rancangan produksi pada tahun 2020 sebesar 30.000 ton/tahun dengan harapan:

1. Dapat memacu berdirinya pabrik-pabrik baru yang menggunakan bahan baku berupa asetaldehida.
2. Dapat menambah devisa negara dengan mengurangi impor asetaldehida dari luar negeri dan menambah ekspor asetaldehida ke luar negeri.
3. Dapat menciptakan lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat, sehingga dapat mengurangi pengangguran.

b. Ketersediaan Bahan Baku

Tersedianya bahan baku yang cukup akan memudahkan tercapainya produksi asetaldehida di dalam negeri. Dalam pembuatan asetaldehida ini diperlukan bahan baku berupa etanol sebanyak 40.679 ton/tahun. Bahan baku asetaldehida diperoleh dari PT. Indo Acidatama Chemical *Industry* yang berlokasi di Solo, Jawa Tengah dengan kapasitas

produksi etanol 39.000 ton/tahun dan dari PT. Eterindo Wahanatama yang berlokasi di Gresik, Jawa Timur dengan kapasitas produksi etanol sebesar 23.307 ton/tahun.

Bahan baku katalis Cr-Cu (*Chromium copper*) diperlukan sebanyak 9.640,8203 cm³ pertahun yang di impor dari perusahaan Qing Dao, China dengan kapasitas produksi sebanyak 1000 m³ perbulan.

c. Kapasitas Rancangan Minimum

Kapasitas pabrik harus disesuaikan dengan kapasitas minimum pabrik yang telah berdiri terlebih dahulu karena pabrik tersebut lebih dulu memiliki analisis ekonomi terkait dengan kapasitas yang sesuai dan memberikan keuntungan. Daftar pabrik asetaldehida yang telah berdiri di luar negri dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2 Data Kapasitas Produksi Asetaldehida di Luar Negri

Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
Celanese, Bay City, Texas	113.500
Celanese, Bishop, Texas	108.960
Celanese, Clear Lake City, Texas	227.00
Celanese, Pompa, Texas	4.540
Eastman, Longview, Texas	227.000
Publicker, Philadelphia, Pennsylvania	31.780
Unio Carbide, Texas	295.100

(Sumber: Mc Ketta, 1976)

1.3 Tinjauan Pustaka

Secara komersial asetaldehida dapat diproduksi dengan proses sebagai berikut:

1. Hidrasi Asetilen

Asetilen dengan kemurnian yang tinggi diumpankan ke dalam reaktor yang berisi katalis merkuri yang dilarutkan dalam asam sulfat, suhu reaksi dijaga 70-100°C dengan tekanan 15 psi. Konversi per pass 50-60%.



Asetilen yang tidak bereaksi dikompresi dan diserap untuk dipisahkan dengan asetaldehida sebelum di *recycle* ke dalam reaktor. Pemurnian asetaldehida dilakukan dengan cara distilasi. Proses ini dikenal dengan nama proses *German*. (Mc Ketta, 1976)

2. Oksidasi n-butana

n-Butana, udara dan gas *recycle* dicampur dan dikompresi pada tekanan 100 psig kemudian dipanaskan dalam *furnace* sampai suhu 370°C lalu dioksidasi dalam reaktor pada suhu 450°C. Konversi n-butana per pass 25- 35%. Gas hasil reaksi didinginkan dengan larutan formaldehid. Produk diserap dengan air dan n-butana yang tidak bereaksi di *recycle* ke dalam reaktor. Pemurnian dilakukan dengan distilasi. (Mc Ketta, 1976).

3. Proses dari etanol

Ada dua proses, yaitu:

a. Oksidasi Etanol



Campuran uap etanol dan oksigen dari udara dimasukkan dalam reaktor *Fixed Bed Multitube* yang berisi katalis silver pada suhu 450-500°C dan takanan 1 atm. Konversi alkohol per pass 25-35%. Alkohol yang tidak bereaksi dan asetaldehida diserap dari hasil gas dengan alkohol dingin. Asetaldehida dengan etanol dipisahkan dengan distilasi, alkohol direcycle kembali sebagai umpan reaktor. Hasil samping berupa asam asetat, etil asetat, *carbon oxides* dan metana. (Mc Ketta, 1976)

b. Dehidrogenasi Etanol



Etanol diuapkan dan direaksikan dengan kombinasi katalis tembaga, kobalt, dan krom pada tekanan atmosferis dan suhu 225-285°C. Konversi yang dihasilkan sebesar 30-50%. Gas hasil reaksi dikondensasi dan diserap menggunakan menara absorber untuk memisahkan gas H₂. Pemurnian dilakukan dengan menara distilasi. Etanol yang tidak bereaksi di *recycle* kedalam proses. (Mc Ketta, 1976).

4. Oksidasi Etilen

Proses ini dapat berlangsung dalam satu tahap (*one stage process*) atau dua tahap (*two stage process*).



a. Proses Satu Tahap (*one stage process*)

Oksigen segar dan etilen diumpankan secara terpisah ke dalam reactor Bubble yang berisi larutan katalis. Kandungan oksigen dalam recycle gas dibatasi maksimal 9 % mol. Reaktor beroperasi pada suhu 100-130°C dan tekanan sekitar 3 atm dengan katalis palladium. Panas reaksi dihilangkan dengan penguapan asetaldehid dan air dari larutan katalis. Konversi etilen per pass 75%.

Gas hasil diserap dengan air untuk mengondensasi dan menyerap asetaldehida. *Recycle* gas digunakan untuk mengambil kembali etilen, tetapi pembuangan gas digunakan untuk menghilangkan gas inert dari sistem. Karena alasan ini, maka dibutuhkan oksigen dan etilen dengan kemurnian yang tinggi untuk meminimumkan kehilangan etilen. Residu dari *scrubber* diumpankan ke dalam kolom distilasi. Pada kolom distilasi asetaldehida sebagai hasil atas dan residu kolom ini terdiri dari air dan asetaldehida. Proses ini dikenal dengan nama proses *Hoechst*.
(Mc Ketta, 1976)

b. Proses Dua Tahap (*two stage process*)

Pada proses ini etilen dan oksigen dari udara direaksikan dalam dua reaktor yang terpisah. Reaktor yang digunakan adalah *plug flow tubular reactor*. Reaksi dilakukan pada 125-130°C dan tekanan 10 atm dengan katalis palladium, asetaldehida yang

terbentuk dari reaktor pertama keluar dengan cara *adiabatic flashing* dan memanfaatkan panas reaksi. Larutan katalis di *recycle* ke reaktor kedua atau reaktor oksidasi untuk mengoksidasi garam cupro menjadi cupri. Jumlah cairan yang di *recycle* dibutuhkan dalam jumlah besar karena kelarutan katalis logam rendah dan hasil asetaldehida per pass dibatasi oleh konsentrasi garam. Konversi etilen per pass 99,5 %.(Mc Ketta, 1976)

Tabel 1.3 *Proses Pembuatan Asetaldehida*

	Proses				
	Hidrasi Asetilen	Oksidasi Etanol	Dehidrogenasi Etanol	Oksidasi Etilen (satu tahap)	Oksidasi Etilen (dua tahap)
Suhu Reaksi (°C)	70-100	450-500	225-285	100-130	125-130
Tekanan Reaksi	15 psi	atmosferik	atmosferik	3 atm	10 atm
Katalis	Merkuri	Silver	Cu-Cr	Palladium	Palladium
Konversi	50-60%	25-35%	30-50%	75%	99,5%

Dari berbagai uraian pembuatan asetaldehida diatas, proses yang dipilih adalah proses dehidrogenasi etanol dengan pertimbangan antara diantaranya adalah prosesnya yang cukup ekonomis karena harga etanol relatif murah dan beroperasi pada tekanan rendah.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.2.1 Asetaldehida

Sifat Fisis

Rumus Molekul	: CH_3CHO
Bentuk	: Cair (tekanan 1,95 atm)
Warna	: Jernih
Kemurnian	: 99,9 % berat
Berat Molekul	: 44 gr/mol
Titik Didik (1atm)	: 20,16 °C
Titik Lebur	: -125,5 °C
Densitas	: 0,778 gr/cm ³
Panas Peleburan	: 71129,552 KJ/Kg
Panas Penguapan	: 581588,692 KJ/Kg
Suhu Kritis	: 461 K
Tekanan Kritis	: 63,22 atm
Viskositas	: 0,12-0,16 Kg/L.det
Kelarutan	: larut dalam air
<i>Autoignition Temperature</i>	: 175 °C

Sifat Kimia:

1. Cairan dan uap mudah menyala, serta berbahaya jika tertelan.
2. Berbahaya jika terkena kulit, karena akan menyebabkan iritasi.

3. Dapat menyebabkan kerusakan genetik dan kanker.

2.1.2 Hidrogen (H₂)

Sifat Fisis

Rumus Molekul	: H ₂	
Bentuk	: Gas	
Sifat	: Mudah terbakar	
Berat Molekul	: 2,016	gr/mol
Titik Didih (1 atm)	: -252	°C
Titik Lebur (1 atm)	: -254,2	°C
Suhu Kritis	: -239	°C
Tekanan Kritis	: 32,57	°C
Densitas	: 71	Kg/cm ³
Kelarutan	: Larut dalam air	
<i>Autoignition Temperature</i>	: 536 °C	

Sifat Kimia :

1. Mudah terbakar di udara bila konsentrasi 4%.
2. Pada konsentrasi tinggi dapat mengakibatkan mutagenisitas.
3. Sangat reaktif dengan unsur oksida dan klorida berbagai logam.

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1 Etanol

Sifat Fisis

Rumus Molekul	: C ₂ H ₅ OH
Bentuk	: Cair
Warna	: Bening

Kemurnian	: 95% berat	
Impuritas	: H ₂ O (5% berat)	
Berat Molekul	: 46,07	gr/mol
Titik Didih (1atm)	: 78,32	°C
Tekanan Kritis	: 63,1	atm
Suhu Kritis	: 243,1	°C
Densitas	: 0,7893	gr/cm ³
Panas Penguapan	: 839.328,717	KJ/Kg
Panas Pembentukan	: 270.710,708	KJ/Kg
Kapasitas Panas	: 0,579	KJ/Kg.K
Viskositas (20°C)	: 1,17	N.s/m ²
<i>Autoignition Temperature</i>	: 365 °C	

Sifat Kimia

1. Mudah terbakar di udara sehingga menghasilkan lidah api.
2. Reaktif pada bahan-bahan yang bersifat asam dan alkali.
3. Bersifat toksik dan menyebabkan iritasi pada dosis tertentu.

2.3 Spesifikasi Katalis

• Cr-Cu

Rumus Molekul	: Cr-Cu	
Bentuk	: Butiran Bola	
Diameter	: 0,0051	m
Bulk Density	: 67	kg/m ³

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas pada pabrik Asetaldehida ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang akan digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang berupa etanol dan bahan pembantu *Chromium copper* (Cr-Cu) dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

2.4.2 Pengendalian Proses Produksi

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

2.4.2.1 Alat sistem kontrol

- a. Sensor digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses dalam pabrik. Alat-alat kontrol yang dapat digunakan untuk sensor aliran fluida, tekanan serta level adalah *manometer* sedangkan untuk sensor suhu menggunakan *thermocouple*.
- b. *Controller* dan *indicator* terdapat *level controller*, *temperature control*, *pressure control*, *flow control*, dan *ratio control*.

- c. *Actuator* digunakan untuk *manipulate* agar variabel sama dengan *variable controller*. Alat yang digunakan adalah *automatic control valve* dan *manual hand valve*.

2.4.2.2 Aliran Sistem Kontrol

- a. Aliran *pneumatic* (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 atau perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke *controller*.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Selain pengendalian proses produksi, kualitas produk juga harus dikendalikan kualitasnya agar memperoleh mutu produk standar. Dengan adanya pengawasan dan pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control*, maka akan didapatkan produk yang berkualitas dan layak untuk dipasarkan. Untuk mengetahui apakah produk yang dihasilkan sudah sesuai dengan standar yang ada atau belum, maka perlu dilakukan uji densitas, viskositas, kemurnian produk, dan komposisi komponen produk.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Bahan baku berupa etanol sebanyak 5.136,2456 kg/jam pada kondisi 30 °C 1 atm dari tangki penyimpanan etanol (T-01) dialirkan lalu bercampur dengan arus *recycle* dari Menara Distilasi (MD-01) sehingga suhu campuran etanol berubah menjadi 51,11 °C. Campuran etanol tersebut dinaikan tekanannya menjadi 2,6 atm dengan menggunakan Pompa (P-02) dan tercampur dengan arus *recycle Separator* (SP-01), sehingga kondisi etanol berubah menjadi 61,81 °C 2,6 atm. Campuran etanol ini kemudian dialirkan menuju *Vaporizer* (VP-01) untuk diuapkan suhu 61,81 °C menjadi 104,63 °C dengan menggunakan steam jenuh lalu masuk ke *Separator* (SP-01) untuk dipisahkan antara fase uap dan fase cair yang telah terbentuk di *Vaporizer* (VP-01). Etanol yang sudah diuapkan kemudian dipanaskan menggunakan *Heater* (HE-01) sebelum masuk sebagai umpan pada Reaktor (R-01) sehingga suhunya berubah menjadi 260 °C. *Feed* yang telah mencapai kondisi operasi agar dapat terjadinya reaksi dialirkan ke dalam *Reaktor Fixed Bed Multitube* (R-01). Reaksi terjadi dalam fase gas dan dibantu dengan katalisator berupa CuCr.

Reaksi dehidrogenasi berlangsung dalam Reaktor (R-01) sehingga menghasilkan produk Asetaldehida sebanyak 3.772,6167 kg/jam dan gas hidrogen sebanyak 170,8830 kg/jam dan sisanya etanol. Reaksi di dalam

Reaktor (R-01) berlangsung secara *endothermis non isothermal non adiabatis*. Pemanas yang digunakan pada reaktor ini yaitu Dowtherm A.

Gas yang dihasilkan dari Reaktor (R-01) keluar dengan suhu 245,62 °C dan tekanan 2,19 atm didinginkan dengan menggunakan *Cooler* (CL-01) sehingga suhu nya berubah menjadi 150 °C. Uap campuran yang telah didinginkan tersebut diembunkan menggunakan *Condenser Partial* (CDP-01) dengan air pendingin sehingga fasenya berubah dari uap menjadi cair dan suhu campuran tersebut berubah menjadi 56,28 °C. Pada tahap ini, campuran yang semula berfase uap melewati 2 tahap utama, yaitu *Desuperheating* dan *Condensing* sehingga pada akhirnya campuran tersebut berubah berwujud menjadi cair dengan sedikit fase uap. Selanjutnya campuran fase uap dan cair tersebut kemudian dipisahkan menggunakan *Separator* (SP-02) pada suhu 103,63 °C dan tekanan 2,6 atm. Hasil pemisahan berupa fase uap, yaitu hidrogen, dikirim ke Unit Pengolahan Limbah (UPL) pada suhu 56,28 °C dan tekanan 2 atm, sedangkan untuk fase cair dengan suhu 56,28 °C dan tekanan 2 atm akan dialirkan ke alat berikutnya untuk diproses kembali.

Campuran produk berupa fase cair tersebut kemudian diumpankan ke Menara Distilasi (MD-01) dengan menggunakan Pompa (P-03). Sebelum masuk sebagai umpan, setelah dipompa campuran tersebut dipanaskan terlebih dahulu dengan menggunakan steam pada *Heater* (HE-02) sehingga campuran yang masuk sebagai umpan akan masuk pada suhu 104,40 °C dan tekanan 2,65 atm. Selanjutnya umpan yang dimasukkan ke dalam Menara

Distilasi (MD-01) akan dimurnikan dan memisahkan produk utama berupa Asetaldehida sebanyak 3750 kg/jam yang selanjutnya dialirkan menuju tangki penyimpanan produk dengan menggunakan Pompa (P-04) dan didinginkan terlebih dahulu menggunakan *Cooler* (CL-02) sehingga produk akan disimpan pada suhu 30 °C dan tekanan 2,7 atm untuk disimpan di dalam tangki sebagai hasil atas menara dengan kemurnian 99 %, sedangkan hasil bawah menara berupa etanol dan air dengan sedikit Asetaldehida dialirkan sebagian sebagai *recycle* yang akan dicampur bersama dengan *fresh feed* dan sebagian lagi akan dialirkan sebagai purging yang kemudian didinginkan dengan *Cooler* (CL-03) dan diturunkan tekanannya dengan menggunakan *Expansion Valve* (EV) sehingga pada akhirnya akan disimpan di dalam tangki pada suhu 40 °C dan tekanan 1 atm.

3.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Pompa

Tabel 3. 1 Spesifikasi Pompa

IDENTIFIKASI			
Kode alat	P-01	P-02	P-03
Nama alat	Pompa	Pompa	Pompa
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengalirkan umpan segar dari mobil tangki menuju T-01	Mengalirkan etanol dari Tangki penyimpanan	Mengalirkan hasil bawah <i>Separator</i> (SP-02) menuju

Tabel 3. 1 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

	dengan kecepatan 5406,574 kg/j	bahan baku (T-01) menuju Reaktor (R-01) dengan kecepatan 8774,798 kg/j	Menara Distilasi (MD-01) dengan kecepatan 8599,627 kg/j
DATA DESAIN			
Jenis alat	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Tipe aliran	Turbulen	Turbulen	Turbulen
Kapasitas	423,098 gpm	47,701 gpm	47,003 gpm
N	1750 rpm	1.750 rpm	1.750 rpm
N _s	1994,139 rpm	409,092 rpm	1.054,666 rpm
Total Head	12,866 m	27,84 m	7,8 m
Daya	5,593 kW	1,491 kW	0,373 kW
Harga	\$ 19.037	\$ 653	\$ 612
IDENTIFIKASI			
Kode alat	P-04	P-05	P-06
Nama alat	Pompa	Pompa	Pompa
Jumlah	1 buah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mengalirkan hasil atas Menara Distilasi (MD-01) dari	Mengalirkan produk berupa Asetaldehida dari Tangki	Mengalirkan hasil <i>purging</i> dari Tangki Penyimpanan (T-

Tabel 3. 1 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

	Accumulator (ACC-01) menuju Tangki Penyimpanan produk (T-02) dengan kecepatan 7.112,969 kg/j	Penyimpanan Produk (T-02) menuju mobil pengangkut dengan kecepatan 3787,879 kg/j	03) menuju mobil pengangkutan dengan kecepatan 1.442,524 kg/j
DATA DESAIN			
Jenis alat	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Tipe aliran	Turbulen	Turbulen	Turbulen
Kapasitas	40,248 gpm	423,098 gpm	423,098 gpm
N	1.750 rpm	1.750 rpm	1.750 rpm
N _s	453,604 rpm	1.805,981 rpm	1.809,281 rpm
Total Head	21,659 m	16,471 m	16,431 m
Daya	0,746 kW	5,593 kW	5,593 kW
Harga	\$ 544	\$ 19.037	\$ 19.037

3.2.2 Vaporizer (VP-01)

Tabel 3. 2 Spesifikasi Vaporizer (VP-01)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	: Vaporizer

Tabel 3. 2 Spesifikasi Vaporizer (VP-01) (Lanjutan)

Kode alat	: VP-01
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Menguapkan etanol umpan reaktor dari suhu 61,81 °C menjadi 104,63 °C dengan steam jenuh pada suhu 170 °C dengan kecepatan umpan 10.968,497 kg/jam
DATA DESAIN	
Jenis alat	: <i>Shell and Tube Vaporizer</i>
Beban panas	: 2.254.354,871 kcal/jam
Luas transfer panas	: 1.183,005 ft ²
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 167 Grade C</i>
Harga	: \$ 61.192
Shell	
Aliran fluida	: <i>Cold fluid/ light organics</i>
ID	: 25 in
Passes	: 1
Tube	
Aliran fluida	: <i>Hot fluid/Steam</i>
Nt	: 377
L	: 16 ft
OD	: 0,75 in

Tabel 3. 2 Spesifikasi *Vaporizer* (VP-01) (Lanjutan)

ID	: 0,62 in
BWG	: 16
a''	: 0,302 in ²
Pitch	: 1 <i>square pitch</i>
Passes	: 4
U _c	: 250 BTU/J.ft ² .F
U _d	: 162,879 BTU/J.ft ² .F
R _d _{calculated}	: 0,002
R _d _{required}	: 0,0015
ΔP _t	: 0,126 psi

3.2.3 Separator

Tabel 3. 3 Spesifikasi *Separator* (SP)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	<i>Separator</i>	<i>Separator</i>
Kode alat	SP-01	SP-02
Jumlah	1 buah	1 buah
Fungsi	Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk di dalam <i>Vaporizer</i> (VP - 01) pada suhu 103,63 °C tekanan 2,6 atm	Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk dalam <i>Condenser Partial</i> (CDP-01) pada suhu 101,48 °C

Tabel 3. 3 Spesifikasi *Separator* (SP) (Lanjutan)

		dan tekanan 2 atm
DATA DESAIN		
Jenis alat	<i>Vertical Drum</i>	<i>Horizontal Drum</i>
	<i>Separator</i>	<i>Separator</i>
Bahan material	<i>Carbon Steel SA 167</i>	<i>Carbon Steel SA</i>
	<i>Grade C</i>	<i>167 Grade C</i>
Tekanan	2,6 atm	2 atm
Suhu	104,63 °C	101,48 °C
Tebal shell	3/16 in	3/16 in
Tebal head	3/16 in	3/16 in
Tinggi <i>Separator</i>	10,196 ft	2,58 ft
Jenis head	<i>Elliptical Dished</i>	<i>Elliptical Dished</i>
	<i>Head</i>	<i>Head</i>
Harga	\$ 14.958	\$ 13.598

3.2.4 Heater

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Heater*

IDENTIFIKASI		
Nama alat	<i>Heater</i>	<i>Heater</i>
Kode alat	HE-01	HE-02
Jumlah	1 buah	1 buah

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Heater* (Lanjutan)

Fungsi	Memanaskan Umpan masuk ke Reaktor dari suhu 104,63 °C menjadi suhu 260 °C dengan pemanas gas panas pada suhu 320°C dengan kecepatan umpan 8774,798 kg/jam.	Memanaskan reaktan dari R - 01 masuk MD - 01 dari suhu 56,28 °C menjadi suhu 104,4 °C dengan pemanas Steam Jenuh pada suhu 130 °C dengan kecepatan umpan 8599,627 kg/jam.
DATA DESAIN		
Jenis alat	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Beban panas	595.333,871 Kcal/jam	420.736,207 Kcal/jam
Luas transfer panas	467,282 ft ²	135,917 ft ²
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 167 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA 167 Grade C</i>
Harga	\$ 88.388	\$ 21.757

Tabel 3. 4 Spesifikasi *Heater* (Lanjutan)

Shell		
Aliran fluida	<i>Cold fluid/ Gases</i>	<i>Cold fluid/ Light Organics</i>
ID	19,25 in	10 in
B	9,625 in	40 in
Passes	2	1
Tube		
Aliran fluida	<i>Hot fluid/Gases</i>	<i>Hot fluid/Steam</i>
Nt	204	52
L	12 ft	12 ft
OD	0,75 in	0,75 in
ID	0,62 in	0,62 in
BWG	16	16
a"	0,302 in ²	0,302 in ²
Pitch	1 square pitch	1 square pitch
Passes	4	2
Uc	44,327 BTU/j.ft ² .F	481 BTU/j.ft ² .F
Ud	35,794 BTU/j.ft ² .F	166,484 BTU/j.ft ² .F
Rd _{calculated}	0,005	0,004
Rd _{required}	0,002	0,002
ΔP_t	5,262 psi	0,002 psi

3.2.5 Reaktor (R-01)

Tabel 3. 5 Spesifikasi Reaktor (R-01)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	: Reaktor
Kode alat	: R-101
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Mereaksikan etanol menjadi asetaldehida dengan kecepatan umpan masuk sebesar 8774,7977 kg/jam
DATA DESAIN	
Jenis	: <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Fase	: Gas
Tinggi reaktor	: 5,61 m
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-167 Grade C</i>
Harga	: \$ 407.944
Kondisi Operasi	
Suhu umpan masuk	: 260 °C
Suhu umpan keluar	: 245,62 °C
Tekanan masuk	: 2,5 atm
Tekanan keluar	: 2,19 atm
ΔP	: 0,31 atm
Katalis	
Nama katalis	: CuCr
Bentuk	: Pellet

Tabel 3. 5 Spesifikasi Reaktor (R-01) (Lanjutan)

<i>Bulk density</i>	: 6.174 kg/m ³
Porositas	: 0,36
Diameter	: 0,363 cm
Volume Katalis	: 9.640,8203 cm ³
Shell	
ID _s	: 1,455 m
Tebal shell	: 3/16 in
OD _s	: 1,463 m
Tube	
IPS	: 1 in
Schedule number	: 40
ID _t	: 1,049 in
OD _t	: 1,320 in
Jumlah tube	: 823 buah
Susunan tube	: <i>Square pitch</i>
Pitch	: 4,191 cm
Panjang tube	: 6,1 m
Head	
Bentuk head	: <i>Elliptical dished heads</i>
Tebal head	: 3/16 in
Tinggi head	: 0,3638 m
Isolator	
Bahan isolasi	: <i>Fine diatomaceous earth powder</i>
Tebal isolasi	: 1,625 in

3.2.6 Cooler

Tabel 3. 6 Spesifikasi Cooler (CL-01)

IDENTIFIKASI	
Nama alat	<i>Cooler</i>
Kode alat	CL - 01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Mendinginkan Hasil Reaktor dari suhu 245,62 °C menjadi suhu 150 °C dengan pendingin masuk pada suhu 100 °C keluar pada suhu 140 °C dengan kecepatan umpan 8774,798 kg/j.
DATA DESAIN	
Jenis alat	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Beban panas	413.809,443 Kcal/jam
Luas transfer panas	306,645 ft ²
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA 167 Grade C</i>
Harga	\$ 33.995
Shell	
Aliran fluida	<i>Cold fluid/ Dowtherm A</i>
ID	15,25 in
B	15,25 in
Passes	1
Tube	
Aliran fluida	<i>Hot fluid/Gases</i>

Tabel 3. 6 Spesifikasi Cooler (CL-01) (Lanjutan)

Nt	52
L	16 ft
OD	0,75 in
ID	0,48 in
BWG	16
a''	0,182 in ²
Pitch	1 square pitch
Passes	2
Uc	37,564 BTU/j.ft ² .F
Ud	33,666 BTU/j.ft ² .F
Rd _{calculated}	0,003
Rd _{required}	0,002
ΔP_t	0,458 psi

Tabel 3. 7 Spesifikasi Cooler (CL-02) dan (CL-03)

IDENTIFIKASI		
Nama alat	Cooler	Cooler
Kode alat	CL - 02	CL - 03
Jumlah	1 buah	1 buah
Fungsi	Mendinginkan Hasil atas Menara Distilasi I dari suhu 50,06 °C menjadi suhu 35 °C	Mendinginkan hasil bawah Menara Distilasi I dari suhu 112,3 °C menjadi

Tabel 3. 7 Spesifikasi Cooler (CL-02) dan (CL-03) (Lanjutan)

	dengan pendingin masuk pada suhu 30 °C keluar pada suhu 50 °C dengan kecepatan umpan 3787,879 kg/jam.	suhu 40 °C dengan pendingin masuk pada suhu 30 °C keluar pada suhu 35 °C dengan kecepatan umpan 1443,524 kg/jam.
DATA DESAIN		
Jenis alat	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Beban panas	11.998,221 kcal/jam	40947,6 Kcal/jam
Luas transfer panas	21,404 ft ²	27,432 ft ²
Bahan konstruksi	Carbon Steel	Carbon Steel
Harga	\$ 4.419	\$5.303
Annulus		
Aliran fluida	<i>Hot fluid/Light organics</i>	<i>Hot fluid/Light organics</i>
Jumlah Hairpin	1 buah	2 buah
NPS	2,5 in	3 in
Schedule number	40	40
OD	2,5 in	3,5 in
ID	2,469 in	3,069 in
Panjang	16 ft	12 ft

Tabel 3. 7 Spesifikasi *Cooler* (CL-02) dan (CL-03) (Lanjutan)

ΔP_a	3,862 psi	2,41 psi
Inner Pipe		
Aliran fluida	<i>Cold fluid/air</i>	<i>Cold fluid/air</i>
NPS	1,5 in	1,5 in
Schedule number	40	40
OD	1,9 in	1,9 in
ID	1,61 in	1,61 in
U_c	275,313 BTU/j.ft ² .F	350 BTU/j.ft ² .F
U_d	134,539 BTU/j.ft ² .F	114,951 BTU/j.ft ² .F
$R_{d_{calculated}}$	0,004	0,006
$R_{d_{required}}$	0,002	0,002
ΔP_p	8,548 psi	1,029 psi

3.2.7 Condenser Parsial

Tabel 3. 8 Spesifikasi *Condenser Parsial*

IDENTIFIKASI	
Kode alat	CDP-01
Nama alat	<i>Condenser Partial</i>
Jumlah	1 buah
Fungsi	Mengembunkan Uap campuran yang keluar dari Reaktor dari 150.00°C menjadi suhu 56.28°C dengan pendingin air pendingin pada suhu 30°C keluar suhu 50 °C, dengan kecepatan umpan 8.774,7988 kg/jam

Tabel 3. 8 Spesifikasi *Condenser Parsial* (Lanjutan)

DATA DESAIN	
Jenis alat	<i>Shell and Tube Desuperheater Condenser</i>
Beban panas	2.161.096,48946 Kcal/jam
A	2.620,598 ft ²
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Harga	\$ 74.110
Shell	
Aliran fluida	<i>Cold fluid / air</i>
ID	39 in
B	9,75 in
Passes	1
ΔP_s	0,003 psi
Tube	
Aliran fluida	<i>Hot fluid/ gas</i>
Nt	1024
L	16 ft
OD	0,75 in
ID	0,482 m
BWG	10
a''	0,1963 ft ² /ft
Pitch	<i>1 square pitch</i>
Passes	2
Uc	32,036 BTU/j.ft ² .F

Tabel 3. 8 Spesifikasi *Condenser Parsial* (Lanjutan)

Ud	24,445 BTU/j.ft ² .F
Rd _{calculated}	0,01
Rd _{required}	0,002
ΔP _t	0,474 psi

3.2.8 Menara Distilasi

Tabel 3. 9 Spesifikasi *Menara Distilasi*

IDENTIFIKASI	
Kode alat	MD-01
Nama alat	Menara Distilasi
Jumlah	1 buah
Fungsi	Memisahkan Asetaldehid sebagai produk utama untuk disimpan dalam tangki sebagai hasil atas menara degan kecepatan umpan menara 7618,6113 kg/jam
DATA DESAIN	
Jenis alat	<i>Sieve Plate Distillation Tower</i>
Fase umpan masuk	Cair jenuh
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-167 Grade C</i>
Tinggi Menara	6,6 m
Diameter Dasar	1,0295 m
Diameter Puncak	1,0331 m
Tebal Shell	3/16 in

Tabel 3.9 Spesifikasi Menara Distilasi (Lanjutan)

Jenis Head	<i>Eliptical dished head</i>
Tebal Head	3/16 in
Jumlah Tray	9
Feed Tray	Stage ke 5 dari atas
Tipe Tray	<i>Sieve and Tray</i>
Tray Spacing	0,45 m
Weir Height	0,078 m
Tebal Tray	0,005 m
Hole Diameter	0,005 m
P feed	2,65 atm
T feed	104,690 °C
P top	2,5 atm
T top	50,077 °C
P bottom	2,7 atm
T bottom	112,302 °C
Ratio Reflux	0,901
Harga	\$ 19.581

3.2.9 Condenser

Tabel 3. 10 Spesifikasi Condenser

IDENTIFIKASI	
Kode alat	CD-01
Nama alat	<i>Condenser</i>
Jumlah	1 buah

Tabel 3. 10 *Spesifikasi Condenser* (Lanjutan)

Fungsi	Mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara MD-01 pada suhu 50,07 C dengan pendingin air pada suhu 30 C keluar suhu 40 C dengan kecepatan umpan 5.034,788 kg/j.
DATA DESAIN	
Jenis alat	<i>Shell and Tube Condenser</i>
Beban panas	998.575,81 Kcal/j
A	1.265,218 ft ²
Bahan	<i>Stainless Steel</i>
Harga	\$ 68.671
Shell	
Aliran fluida	<i>Hot fluid / light organics</i>
ID	23 in
B	0,184 m
Passes	1
ΔP_s	0,0012 psi
Tube	
Aliran fluida	<i>Cold fluid/ air</i>
Nt	394
L	16 ft
OD	0,75 in
ID	0,62 in
BWG	16

Tabel 3. 10 *Spesifikasi Condenser* (Lanjutan)

a''	0,1963 ft ² /ft
Pitch	1 <i>square pitch</i>
Passes	2
Uc	243,965 BTU/j.ft ² .F
Ud	122,721 BTU/j.ft ² .F
Rd _{calculated}	0,004
Rd _{required}	0,002
ΔP _t	0,036 psi

3.2.10 Accumulator (ACC-01)

Tabel 3. 11 *Spesifikasi Accumulator*

IDENTIFIKASI	
Kode alat	: ACC-01
Nama alat	: Accumulator
Jumlah	: 1 buah

Fungsi	Menampung sementara hasil atas Menara Distilasi 1 (MD-01) dengan waktu tinggal 20 menit.
DATA DESAIN	
Jenis alat	Tangki silinder horizontal
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-167 Grade C</i>
Volume	3,620 m ³
Diameter	0,856 m

Tabel 3. 11 *Spesifikasi Accumulator* (Lanjutan)

Panjang	1,71 m
Tebal Shell	¼ in
Tebal Head	¼ in
Tinggi Head	0,216 m
Harga	\$ 19.717

3.2.11 Reboiler

Tabel 3. 12 *Spesifikasi Reboiler (RB-01)*

IDENTIFIKASI	
Nama alat	: <i>Reboiler</i>
Kode alat	: RB-01
Jumlah	: 1 buah
Fungsi	: Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi I (MD-01) pada suhu 112,31 °C dengan pemanas steam jenuh pada suhu 130°C.
DATA DESAIN	
Jenis alat	: <i>Shell and Tube Kettle Reboiler</i>
Beban panas	: 949.305,750 Kcal/j
Luas transfer panas	: 784,410 ft ²
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Harga	: \$ 61.192
Shell	

Tabel 3. 12 *Spesifikasi Reboiler (RB-01) (Lanjutan)*

Aliran fluida	: <i>Hot fluid/steam</i>
OD	: 0,75 in
ID	: 0,62 in
Panjang	: 12 ft
Tube	
Aliran fluida	: <i>Cold fluid/liht organics</i>
OD	: 0,75 in
ID	: 0,62 in
Panjang	: 12 ft
Uc	: 250 BTU/j.ft ² .F
Ud	: 112,499 BTU/j.ft ² .F
Rd _{calculated}	: 0,004
Rd _{required}	: 0,0015
ΔP_t	: 0,003 psi

3.2.12 Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 13 *Spesifikasi Tangki Penyimpanan Vertikal*

IDENTIFIKASI		
Kode alat	T-01	T-03
Nama alat	Tangki Penyimpanan	Tangki <i>Purging</i>
	Etanol	
Jumla	1 buah	1 buah

Tabel 3. 13 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Vertikal (Lanjutan)

Fungsi		Menyimpan C_2H_5OH pada suhu $30\text{ }^{\circ}C$ dengan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 1 minggu	Menyimpan purging pada suhu $30\text{ }^{\circ}C$ dengan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 1 bulan.
DATA DESAIN			
Jenis alat		Tangki silinder vertikal dengan <i>Torispherical dished head</i>	Tangki silinder vertikal dengan <i>Torispherical dished head</i>
Bahan konstruksi		Carbon Steel SA-167 Grade C	Carbon Steel SA-167 Grade C
Fase		Cair	Cair
Tekanan		1 atm	1 atm
Suhu		$30\text{ }^{\circ}C$	$30\text{ }^{\circ}C$
Diameter		13,526 m	13,643 m
Tinggi		9,468 m	10,232 m
Volume		$1.360,926\text{ m}^3$	$1.496,312\text{ m}^3$
Ts	Plat 1	3/8 in	7/16 in
	Plat 2	5/16 in	3/8 in
	Plat 3	1/4 in	5/16 in
	Plat 4	3/16 in	1/4 in
	Plat 5	3/16 in	3/16 in
	Plat 6	-	3/16 in
Tinggi Head		3,3816 m	3,4108 m

Tabel 3. 13 *Spesifikasi Tangki Penyimpanan Vertikal (Lanjutan)*

Harga	\$ 543.926	\$ 598.318
-------	------------	------------

Tabel 3. 14 *Spesifikasi Tangki Penyimpanan Horizontal*

IDENTIFIKASI	
Kode alat	T-02
Nama alat	Tangki Penyimpanan Asetaldehida
Jumla	4 buah
Fungsi	Menyimpan produk akhir Acetaldehyde pada 30 °C tekanan 2,5 atm dengan waktu tinggal 2 minggu.
DATA DESAIN	
Jenis alat	Tangki silinder horizontal dengan <i>Torispherical dished head</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-167 Grade C</i>
Fase	Cair
Tekanan	2,7 atm
Suhu	30 °C
Diameter	5,487 m
Panjang	43,897 m
Volume	1.051,512 m ³
Tebal Head	½ in
Tinggi Head	1,3718 m
Harga	\$ 475.935

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan impor Asetaldehida di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan akan Asetaldehida dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia.

Diperkirakan kebutuhan Asetaldehida akan terus meningkat ditahun-tahun yang akan mendatang sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan Asetaldehida sebagai bahan bakunya dan sebagai bahan tambahan. Dan dengan melihat kapasitas pabrik-pabrik Asetaldehida yang telah berdiri di Indonesia dan masih beroperasi, sehingga dapat ditetapkan kapasitas pabrik Asetaldehida yang akan didirikan sebesar 30.000 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi pabrik, ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu:

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh *Badan Pusat Statistik (BPS)* tentang kebutuhan impor dan ekspor Asetaldehida di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung mengalami peningkatan. Dengan pertimbangan tersebut diharapkan kapasitas pabrik yang ingin didirikan dapat meningkatkan kapasitas ekspor serta mengurangi jumlah impor Asetaldehida serta dapat meningkatkan devisa negara.

2. Ketersediaan bahan baku

Ketersediaan bahan baku yang terus menerus atau kontinu dalam pembuatan Asetaldehida adalah hal yang penting dan mutlak yang harus diperhatikan pada penentuan kapasitas produksi suatu pabrik yang ingin didirikan. Kebutuhan bahan baku etanol dapat diperoleh dari PT. Indo Acidatama Tbk dengan kapasitas produksi 52.000 ton/tahun.

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Secara garis besar ada dua hal yang harus diperhatikan dalam menyusun perencanaan produksi yaitu faktor internal dan faktor eksternal. Faktor internal adalah kemampuan dari suatu pabrik sedangkan faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan.

1. Kemampuan Pasar

Kemampuan pasar dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu:

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu, perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya:
 - 1) Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
 - 2) Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
 - 3) Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, yaitu:

a. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau *training* pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan dari suatu mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode waktu tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik karena merupakan salah satu faktor yang menentukan kelangsungan, perkembangan, dan keuntungan pabrik yang akan didirikan secara teknis maupun ekonomis di masa yang akan datang. Pendirian pabrik direncanakan di daerah Sroyo, Jaten, Karanganyar, Jawa Tengah. Pertimbangan-pertimbangan yang diambil untuk lokasi ini adalah:

1. Sumber Bahan Baku

Bahan baku merupakan faktor penting dalam penentuan lokasi pabrik. Pabrik asetaldehida ini akan didirikan di daerah Sroyo, Jaten, Karanganyar, Jawa Tengah karena dekat dengan sumber bahan baku, yaitu etanol. Bahan baku etanol diperoleh dari pabrik PT. Indo Acidatama yang terletak di daerah Janggalan Kemiri, Kebakkramat, Karanganyar, Jawa Tengah. Dengan tersedianya bahan baku yang relatif besar diharapkan kebutuhan bahan baku bisa tersedia.

2. Pasar

Daerah Karanganyar dipilih sebagai lokasi pabrik dengan pertimbangan bahwa daerah ini sedang mengalami perkembangan dalam bidang industri sehingga diharapkan kebutuhan asetaldehida bisa tercukupi dan juga membuka kesempatan berdirinya industri-industri yang lain yang menggunakan asetaldehida sebagai bahan

baku. Selain itu, Karanganyar adalah salah satu kota strategis yang mampu menyalurkan produk ke kota-kota kawasan industri lainnya di wilayah Jawa Tengah khususnya dan pulau Jawa.

3. Transportasi

Wilayah Karanganyar yang berada di Jawa tengah merupakan salah satu kawasan industri, maka dari itu jalur perhubungan darat dan udara sudah tersedia. Dengan adanya jalur perhubungan ini maka hubungan antar daerah tidak mengalami hambatan terutama ke daerah Indonesia bagian timur.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja dapat diperoleh dari masyarakat sekitar pabrik. Dengan adanya pendirian pabrik ini diharapkan dapat membuka lapangan kerja baru bagi masyarakat sekitar, sehingga dapat mengurangi pengangguran di Indonesia, terutama di wilayah Karanganyar.

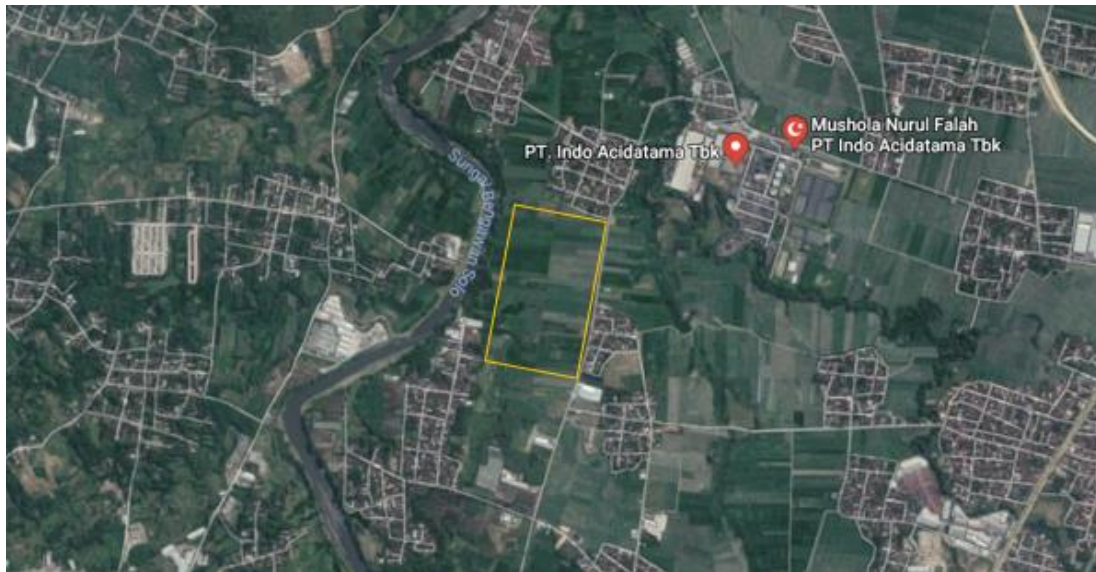
5. Utilitas

Ketersediaan air sebagai air baku maupun sebagai air proses telah tercukupi dari sumber air yang ada di sekitar Karanganyar, yaitu sungai Bengawan Solo Sedangkan untuk kebutuhan listrik didapat dari Perusahaan Listrik Negara (PT PLN).

6. Iklim dan Gempa

Iklim yang terlalu panas akan mengakibatkan perlunya peralatan pendingin yang lebih banyak, sedangkan iklim yang terlalu dingin/lembab akan berkakibat bertambahnya biaya konsruksi pabrik karena perlunya perlindungan khusus pada alat-alat proses. Iklim di wilayah Karanganyar adalah tropis. Sebagian besar bulan ditandai

dengan curah hujan yang signifikan. Di Karanganyar, suhu rata-rata tahunan adalah 26,0 °C dengan curah hujan rata-rata 2335 mm.



Gambar 4.0.1 Lokasi Pendirian Pabrik

(Anonim, 2018)

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan tata cara dalam mengatur fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik guna untuk melancarkan proses produksi pabrik. Tata letak pabrik meliputi rencana kebutuhan ruangan untuk melakukan seluruh aktivitas di dalam pabrik yang meliputi kantor, gudang, kamar, dan semua fasilitas lain yang berhubungan dengan proses dalam menghasilkan produk. Oleh karena itu, tata letak pabrik disusun secara cermat dan teliti agar tidak terjadi kesulitan di kemudian hari. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik diantaranya adalah:

1. Penataan letak peralatan produksi dengan baik.

2. Susunan pabrik dan persediaan tanah untuk memungkinkan adanya perluasan area pabrik.
3. Kemungkinan terjadinya kecelakaan kerja, kebakaran, dan sebagainya.
4. Cuaca dan iklim lingkungan.
5. Kelancaran distribusi bahan baku, produk, air, steam dan bahan lain yang terjamin.
6. Penggunaan ruang kerja yang efisien.
7. Pengolahan limbah yang tersedia dan memadai.

Secara garis besar lay out pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, antara lain:

- Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

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

- Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Daerah proses merupakan daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat berlangsungnya proses. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

- Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel dan Garasi.
- Daerah Utilitas dan *Power Station*

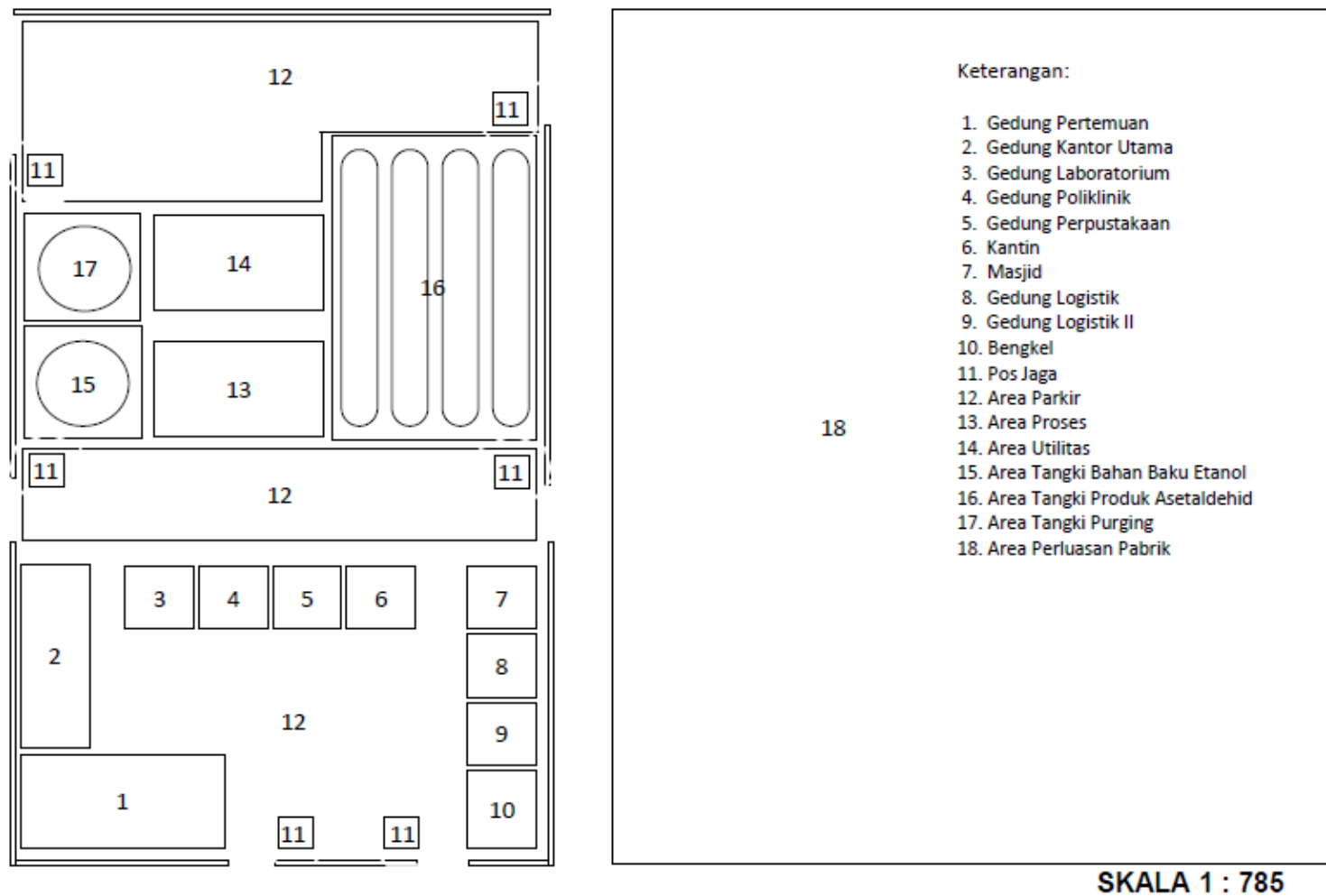
Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.1 *Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik*

No	Lokasi	Luas, m ²
1	Gedung Pertemuan	2703,36
2	Gedung Perkantoran	1802,24
3	Klinik	614,4
4	Kantin	806,4
5	Gedung Logistik I	768
6	Gedung Logistik II	1177,6
7	Bengkel	768
8	Tempat Ibadah	696,96
9	Laboratorium	460,8
10	Pos Jaga	358,4
11	Parkir dan Taman	33070,04
12	Area Proses	798,72
13	Area Utilitas	737,28

Tabel 4.1 *Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik Lanjutan)*

14	Area Tangki I	860,16
15	Area UPL	860,16
16	Area Tangki II	860,16
17	Luas Tanah	94685,36
18	Luas Bangunan	47342,68
Total		94685,36



Gambar 4.0.2 Tata Letak Pabrik Skala 1:785

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (Machine Layout)

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

1. Aliran bahan baku dan produk

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

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.

3. Pencahayaan

Penerangan seluruh pabrik harus memadai. Pada tempat-tempat proses

yang berbahaya atau beresiko tinggi harus diberi penerangan tambahan sehingga dapat mengurangi resiko kecelakaan kerja.

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah ketika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki.

5. Tata letak alat proses

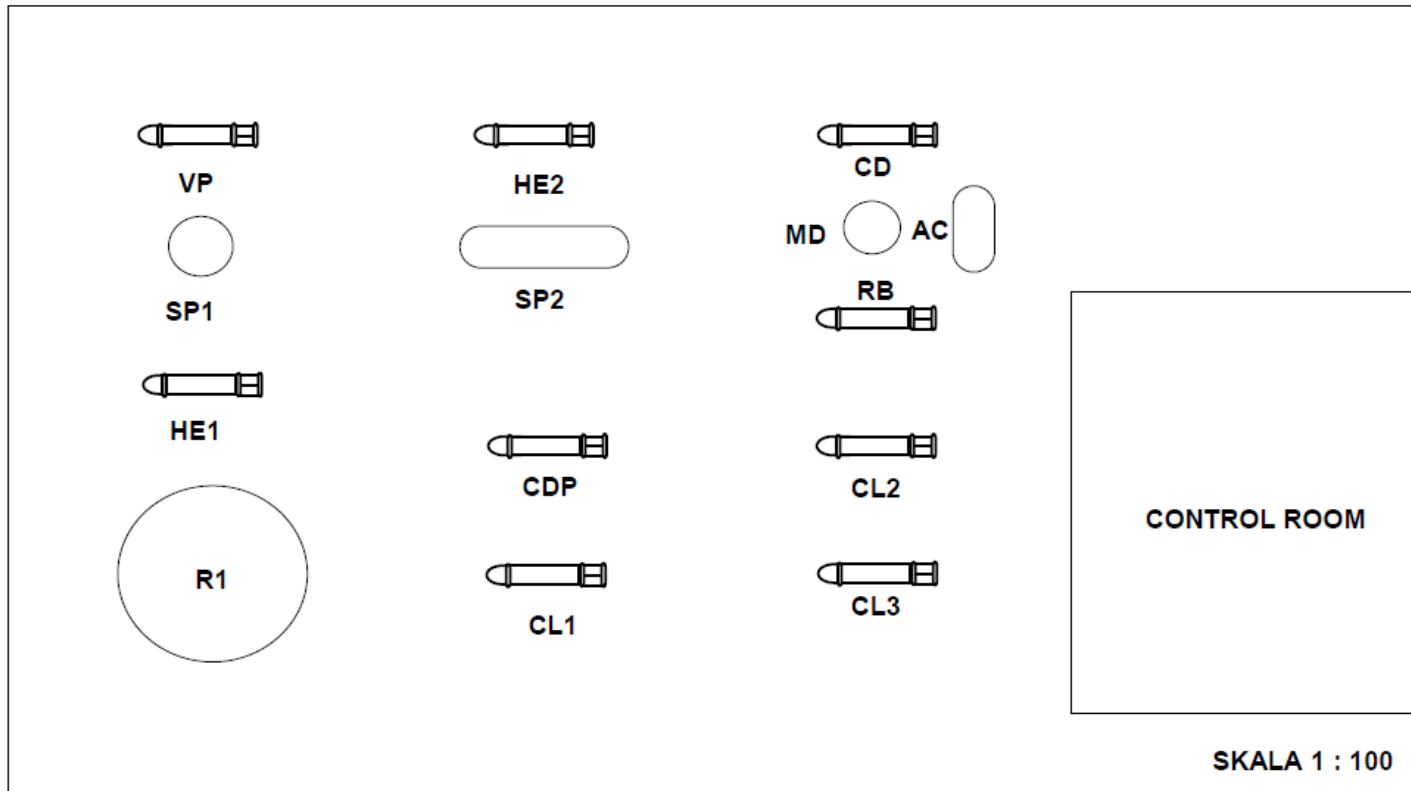
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik, diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dari segi ekonomi dapat menguntungkan.

6. Jarak antar alat proses

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

7. *Maintenance*

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



Gambar 4.0.3 *Tata Letak Alat Proses*

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	Input	Keluar		
	Umpan (kg/jam)	Produk (kg/jam)	Limbah (kg/jam)	<i>Purging</i> (kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	5136,246	37,878	0,4702	1167,587
CH ₃ CHO	-	3750	3,7725	5,653
H ₂ O	270,328	-	0,046	270,2831
H ₂	-	-	170,883	-
Total	5406,574	5406,574		

4.4.1.2 Reaktor

Tabel 4.3 *Neraca Massa pada Reaktor*

Komponen	Input		Output
	Arus 1 (kg/jam)	Arus 12 (kg/jam)	Arus 6 (kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	5136,246	2724,372	3930,3087
CH ₃ CHO	-	13,191	3772,6167
H ₂ O	270,329	630,661	900,989
H ₂	-	-	170,8830
Total	8774,797		8774,797

4.4.1.3 Separator (SP-01)

Tabel 4.4 *Neraca Massa pada Separator*

Komponen	Input	Output	
	Arus 6 (kg/jam)	Arus 7 (kg/jam)	Arus 8 (kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	3930,3087	0,4702	3929,8386
CH ₃ CHO	3772,6167	3,7725	3768,8442
H ₂ O	900,989	0,0456	900,9437
H ₂	170,883	170,883	-
Total	8774,7974	8774,7974	

4.4.1.4 Menara Distilasi (MD-01)

Tabel 4.5 Neraca Massa pada Menara Distilasi

Komponen	Input	Output	
	Arus 8 (kg/jam)	Arus 16 (kg/jam)	Arus 11 (kg/jam)
C ₂ H ₅ OH	3929,8386	37,8788	3891,9598
CH ₃ CHO	3768,8442	3750	18,8442
H ₂ O	900,9437	900,9437	900,9437
Total	8599,6265	8599,6265	

4.4.2 Neraca Panas

4.4.2.1 Reaktor

Tabel 4.6 *Neraca Panas pada Reaktor*

Komponen	Q masuk (Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	3188066,5	-
Produk	-	3192938
Beban Panas Reaktor	387357,9375	-
Panas Reaksi	-	347272,0625
Panas Hilang	-	35214,3750
Total	3575424,5	3575424,5

4.4.2.2 Menara Distilasi-01

Tabel 4.7 *Neraca Panas pada Menara Distilasi*

Komponen	Q masuk (Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	240759,188	-
Produk	-	27832,15
		163656,969
Qc	-	998575,81
Qr	949305,75	-
Total	1190064,938	1190064,938

4.4.2.3 Heater-01

Tabel 4.8 *Neraca Panas pada Heater-01*

Komponen	Q masuk (Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	259589,4537	-
Produk	-	854923,3248
Beban panas <i>heater</i>	595333,871	-
Total	854923,3248	854923,3248

4.4.2.4 Heater-02

Tabel 4.9 *Neraca Panas pada Heater-02*

Komponen	Q masuk (Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	251766,34	-
Produk	-	672502,547
Beban panas <i>heater</i>	420736,207	-
Total	672502,547	672502,547

4.4.2.5 Cooler-01

Tabel 4.10 *Neraca Panas pada Cooler-01*

Komponen	Q masuk (Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	886906,553	-
Produk	-	473097,11
Beban panas <i>cooler</i>	-	413809,443
Total	886906,553	886906,553

4.4.2.6 Cooler-02

Tabel 4.11 *Neraca Panas pada Cooler-02*

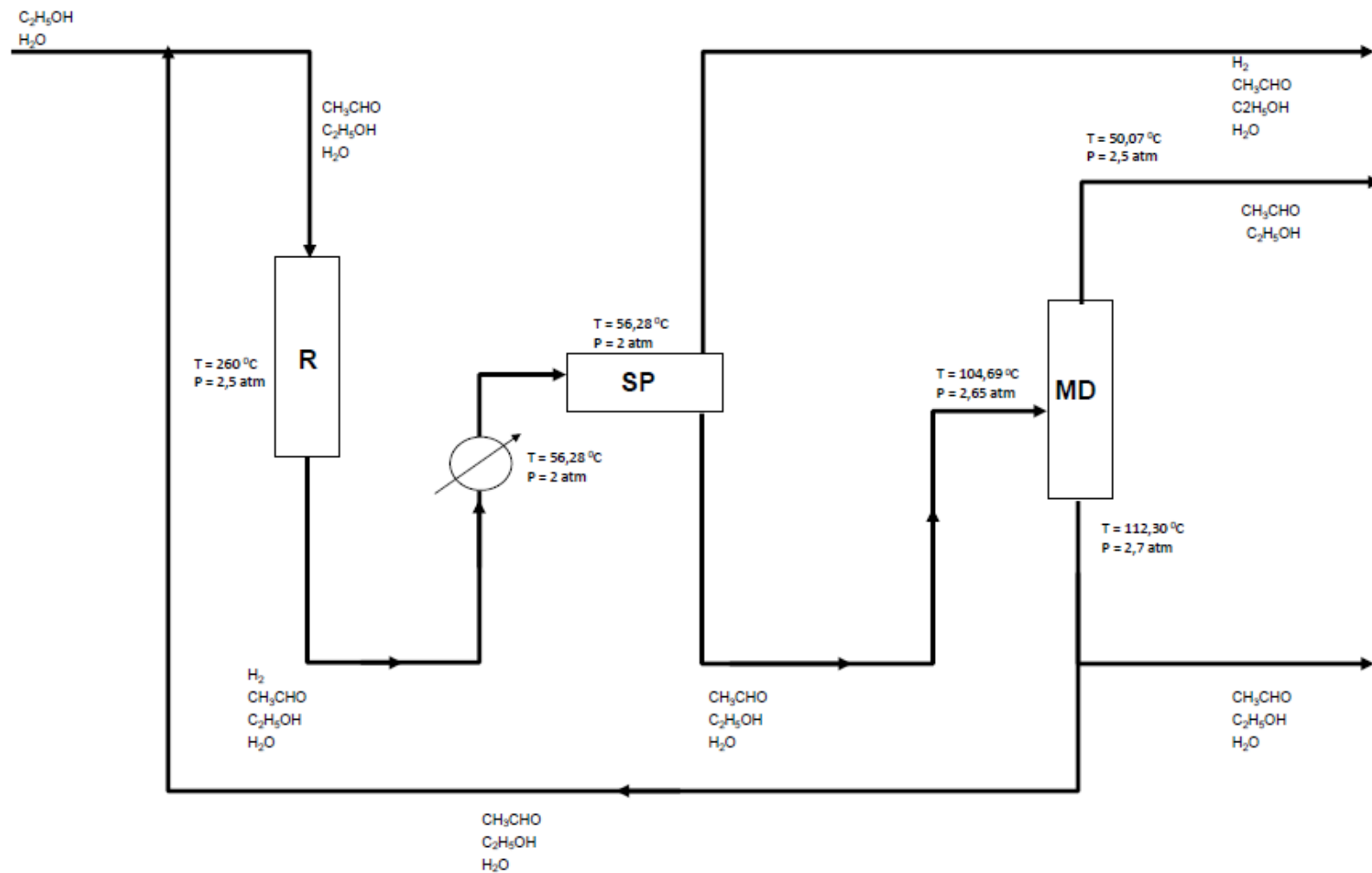
Komponen	Q masuk (Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	29448,348	-
Produk	-	17450,117
Beban panas <i>cooler</i>	-	11998,221

Total	29448,348	29448,338
-------	-----------	-----------

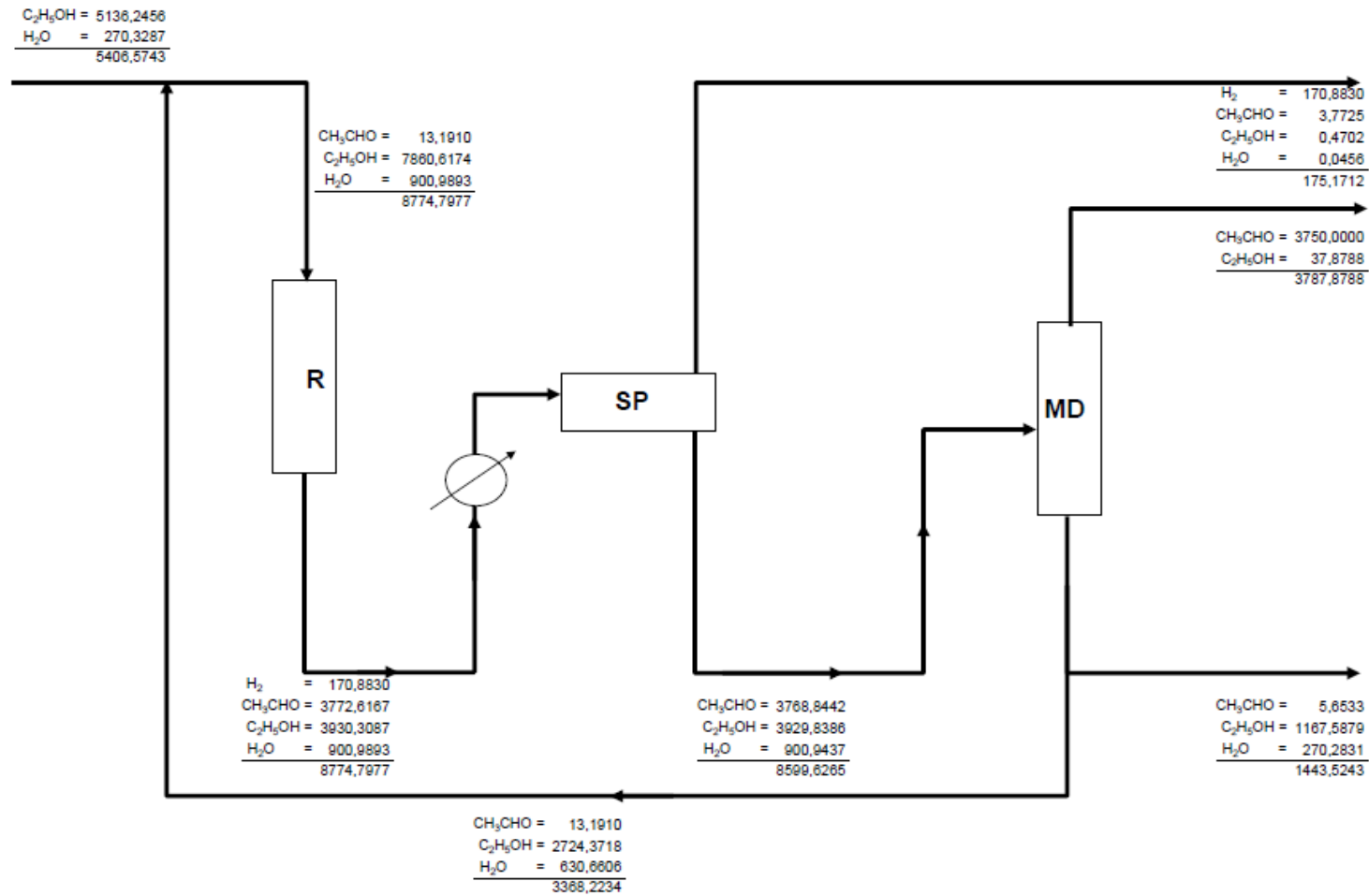
4.4.2.7 Cooler-03

Tabel 4.12 *Neraca Panas pada Cooler-03*

Komponen	Q masuk (Kcal/jam)	Q keluar (Kcal/jam)
Umpan	48871,756	-
Produk	-	7924,163
Beban panas <i>cooler</i>	-	40947,593
Total	48871,756	48871,756



Gambar 4.0.4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.0.5 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas merupakan kumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi pabrik.

Unit utilitas adalah salah satu bagian yang sangat penting untuk menunjang jalannya proses produksi Asetaldehida agar tidak terjadi kendala dalam proses produksinya.

Untuk menjamin kelancaran proses produksi pabrik Asetaldehida dari Etanol, terdapat unit penunjang yang berkaitan dengan penyediaan utilitas.

Penyediaan utilitas ini meliputi:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan air
2. Unit Penyedia Steam
3. Unit Pembangkit Listrik
4. Unit Pengadaan Bahan Bakar
5. Unit Penyedia Udara Tekan

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu bahan baku dan bahan penunjang yang sangat dibutuhkan dalam suatu proses produksi pabrik. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, pada umumnya menggunakan air sungai, air danau, air sumur, maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam produksi asetaldehida ini, air sungai dipilih untuk keperluan lingkungan pabrik. Air sungai akan digunakan untuk keperluan di lingkungan pabrik sebagai:

1. Air Pendingin

Air pendingin berfungsi sebagai fluida pendingin pada alat penukar panas atau *heat exchanger*. Penggunaan air sebagai fluida pendingin berdasarkan faktor berikut:

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang banyak
- b. Pengaturan dan pengolahan yang mudah
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per-satuan volume
- d. Tidak mudah menyusut dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin
- e. Tidak terdekomposisi

2. Air Umpan Boiler

Umpan atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Adapun prasyarat air umpan boiler, yaitu:

- a. Tidak membuih (berbusa)
- b. Tidak membentuk kerak dalam boiler
- c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

3. Air Sanitasi

Air sanitasi pada pabrik digunakan sebagai keperluan laboratorium, kantor, konsumsi, mandi, mencuci, taman, dan lainnya. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : di bawah suhu udara
- Rasa : tidak berasa
- Warna : jernih/tidak berwarna
- Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung bahan beracun
- Tidak mengandung at-zat organik maupun anorganik yang tidak larut dalam air
- Tidak mngandung bakteri terutama pathogen yang dapat merubah sifat fisik air.

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

Berikut merupakan tahapan-tahapan pengolahan air:

1. *Clarifier*

Kebutuhan air dari suatu pabrik diperoleh dari sumber air yang berada disekitar pabrik dengan cara mengolah air terlebih dahulu agar memenuhi persyaratan untuk digunakan. Pengolahan tersebut meliputi pengolahan secara fisika, kimia, dan penggunaan *ion exchanger*.

Pada *clarifier* lumpur dan partikel padat lain diendapkan, kemudian air baku dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk diaduk. Selanjutnya

air bersih akan keluar melalui pinggiran clarifier sedangkan flok yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi.

2. Penyaringan

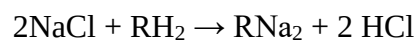
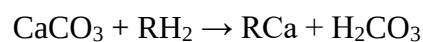
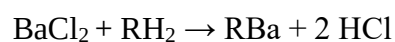
Air hasil dari clarifier dialirkan menuju saringan pasir dengan tujuan untuk memisahkan dengan partikel-partikel padatan yang terbawa. Air setelah penyaringan tersebut dialirkan menuju tangki penampung yang kemudian di distribusikan menuju menara air dan unit demineralisasi.

3. Demineralisasi

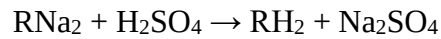
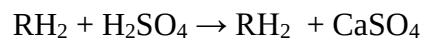
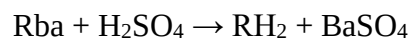
Air umpan boiler harus bebas dari garam yang terlarut, maka proses demineralisasi berfungsi untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung. Berikut adalah tahapan pengolahan air umpan boiler:

a. *Cation Exchanger*

Resin yang berada didalam *cation exchanger* berupa H^+ berfungsi sebagai pengganti kation yang dikandung dalam air. Berikut adalah reaksi yang terjadi di dalam *cation exchanger*:

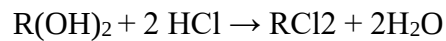
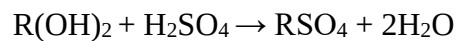
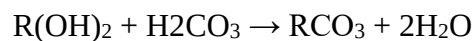


Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan H_2SO_4 2% reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah:

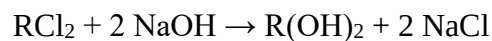
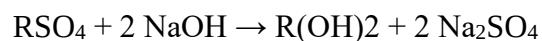
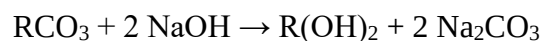


b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger memiliki fungsi mengikat ion-ion negatif yang terlarut dalam air menggunakan resin bersifat basa. Berikut reaksi yang terjadi dalam *anion exchanger*:

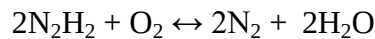


Apabila resin sudah jenuh dilakukan dengan pencucian menggunakan larutan NaOH 4%. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah:



c. Deareasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti oksigen (O₂) dan karbon dioksida (CO₂). Air yang telah mengalami demineralisasi (kation exchanger dan anion exchanger) dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk (terutama) boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O₂ dan CO₂ yang dapat korosi. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N₂H₂) yang berfungsi untuk mengikat oksigen berdasarkan reaksi:



sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada tube boiler. Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler.

4.5.2 Kebutuhan Air

1. Air Pendingin

Tabel 4.13 *Kebutuhan Air Pendingin*

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (Kg/jam)
1	Condenser Partial	CDP	108054,8281
2	Condenser-01	CD-01	99857,5781

Tabel 4.13 *Kebutuhan Air Pendingin (Lanjutan)*

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (Kg/jam)
3	Cooler-02	CL-02	2399,6440
4	Cooler-03	CL-03	8189,5190
Total			218501,5625

2. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Tabel 4.14 *Kebutuhan Air Pembangkit Steam*

No	Nama Alat	Kode	Jumlah (Kg/jam)
1	Vaporizer-01	VP-01	4544,8716
2	Reboiler-01	RB-01	1928,1366
3	Heater-01	HE-01	11024,7012
4	Heater-02	HE-02	854,5581
Total			18352,2676

3. Kebutuhan Air Proses

Pada pabrik Asetaldehida tidak dibutuhkan air sebagai bahan baku sehingga tidak ada air yang dipersiapkan untuk kebutuhan proses

4. Air Rumah Tangga dan Kantor

Dianggap 1 orang membutuhkan 5 kg/j air

Jumlah karyawan = ± 250 orang

Kebutuhan air untuk karyawan = 1250.00 kg/j

Dianggap 1 orang membutuhkan 10 kg/j air

Jumlah keluarga = ± 150 orang

Kebutuhan air untuk keluarga = 1500.00 kg/j

Kebutuhan lain - lain :

- air hydrant = 150 kg/j (5 % air untuk karyawan + keluarga)

- air taman = 150 kg/j (5 % air untuk karyawan + keluarga)

Total kebutuhan air rumah tangga dan kantor :

= 3300.00 Kg/j

Kebutuhan air Total keseluruhan

= 218501.56 kg/j + 18352.27 kg/j + 0.00 kg/j + 3300.00 kg/j

= 240153.83 kg/j

4.5.3 Unit Pembangkit Steam

Unit pembangkit steam berfungsi untuk memenuhi kebutuhan steam pada produksi dengan cara menyediakan *steam* untuk boiler.

Sebelum air dari *water treatment plant* digunakan sebagai umpan boiler, mula-mula diatur terlebih dahulu kadar silika, oksigen, dan bahan terlarut lainnya dengan cara menambahkan bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Air kemudian dialirkan ke dalam *economizer* sebelum dialirkan masuk ke dalam boiler yaitu alat penukar panas dengan tujuan

memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran residu boiler. Gas dari sisa pembakaran tersebut dialirkan menuju *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap. Setelah uap air terkumpul kemudian dialirkan menuju *steam header* untuk didistribusikan menuju alat-alat proses.

4.5.4 Unit Penyediaan Listrik

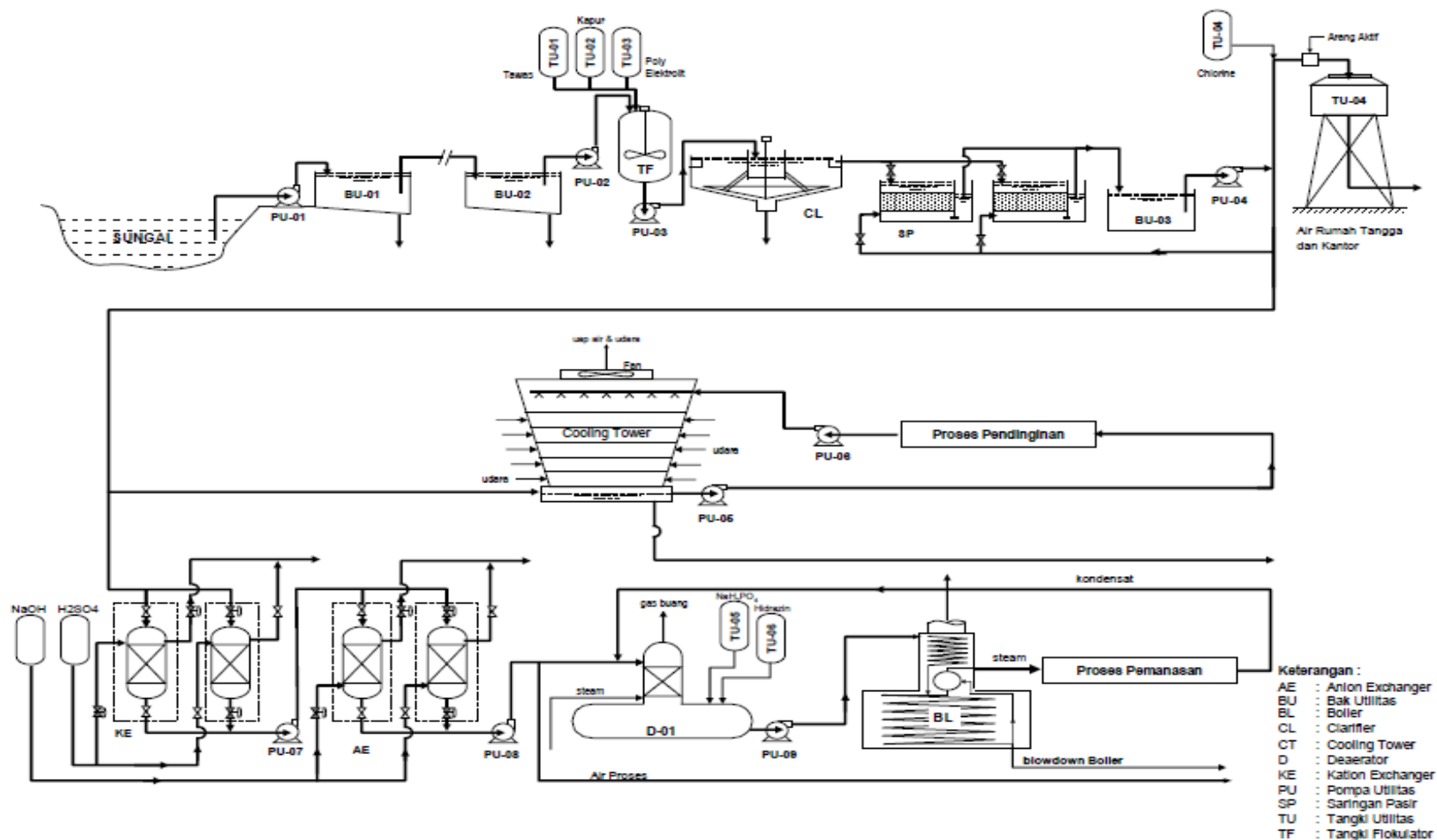
Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Listrik untuk keperluan alat proses
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga

Total kebutuhan listrik adalah 215 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

4.5.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Pada pabrik asetaldehid udara tekan yang berfungsi untuk menggerakkan sistem kontrol. Udara tekan dengan tekanan sebesar 5 atm dengan kebutuhan 3m^3 / jam peralat kontrol. Jumlah alat kontrol dalam proses sebanyak 14 alat kontrol dan 20 alat kontrol di unit utilitas. Maka, udara tekan yang dibutuhkan sebesar 102m^3 / jam peralat kontrol.



Gambar 4.0.6 Skema Unit Pengolahan Air

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik etanol dari molase ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

4.6.2 Bentuk Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur utama
- d. Direktur
- e. Kepala bagian

- f. Kepala seksi
- g. Karyawan dan operator

Tanggung jawab, tugas, dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas, serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.

4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.6.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas-tugas dewan komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana, dan pengarahannya pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
3. Membantu direktur dalam hal-hal penting.

4.6.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab pada dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama direktur produksi dan teknik, serta direktur administrasi, keuangan dan umum.

Tugas Direktur Utama antara lain:

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

4.6.3.4 Kepala Bagian

a) Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang dan kelancaran produksi.

Kepala bagian produksi membawahi:

- **Seksi Proses**

Tugas seksi proses meliputi:

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

- **Seksi Pengendalian**

Tugas seksi pengendalian adalah menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

- **Seksi Laboratorium**

Tugas seksi laboratorium yaitu:

- a. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- b. Mengawasi dan menganalisa produk
- c. Mengawasi kualitas buangan pabrik

b) Kepala Bagian Teknik

Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang utilitas dan pemeliharaan.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya

Kepala Bagian Teknik Membawahi:

- Seksi Pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan diantaranya:

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

- Seksi utilitas

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

c) Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran

Tugas kepala bagian pembelian dan pemasaran antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan, dan umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian pembelian dan pemasaran membawahi:

- Seksi Pembelian

Tugas seksi pembelian antara lain:

- a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan
- b. Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gedung.

- Seksi Pemasaran

Tugas seksi pemasaran antara lain:

- a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- b. Mengatur distribusi barang dari gudang

d) Kepala Bagian Administrasi, Keuangan, dan Umum

Tugas Kepala Bagian Administrasi, Keuangan, dan Umum antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur administrasi, keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan, personalia dan humas, serta keamanan.
2. Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian administrasi, keuangan, dan umum membawahi:

- Seksi Administrasi dan Keuangan

Tugas seksi administrasi dan keuangan antara lain:

- a. Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

- Seksi Personalia

Tugas seksi personalia antara lain:

- 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.

- Seksi Humas

Tugas seksi humas antara lain:

- a. Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

- Seksi Keamanan

Tugas seksi keamanan antara lain:

- a. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan

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

4.6.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

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

4.6.4.1 Pembagian Jam Kerja Karyawan

a. Jadwal *non-shift*

Senin-Kamis

Jam Kerja : 07.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat

Jam Kerja : 07.00 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu Libur.

b. Karyawan *shift*

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi:

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00
- Shift sore : 15.00 – 23.00
- Shift malam : 23.00 – 07.00

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, sebagian dari bagian teknik, gudang, keamanan, dan bagian-bagian yang selalu siap siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik.

Karyawan shift dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing- masing regu disajikan sebagai berikut:

Tabel 4.15 *Jadwal Kerja Tiap Regu*

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

Tabel 4.15 Jadwal Kerja Tiap Regu

3	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S
4	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M

Keterangan:

P : Shift Pagi

M : Shift Malam

S : Shift Siang

L : Libur

4.6.4.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Perincian Jumlah Karyawan dan Gaji

Tabel 4.16 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji Per Orang	Gaji per bulan
1	Direktur	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000
2	Kepala Bagian	3	Rp 35.000.000	Rp 105.000.000
3	Kepala Seksi	9	Rp 20.000.000	Rp 180.000.000
4	Staff	50	Rp 10.000.000	Rp 500.000.000
5	Operator Lapangan	136	Rp 9.000.000	Rp1.224.000.000
6	Gudang	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000
7	Bengkel	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000
8	Security	40	Rp 5.000.000	Rp 200.000.000
9	Perawat	4	Rp 7.000.000	Rp 28.000.000
10	Dokter	2	Rp 15.000.000	Rp 30.000.000
11	Driver	13	Rp 5.000.000	Rp 65.000.000

Tabel 4.16 *Gaji Karyawan (Lanjutan)*

No	Jabatan	Jumlah	Gaji Per Orang	Gaji per bulan
	Jumlah	278		Rp 2.482.000.000

b. Sistem Gaji Karawan

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji akan dilakukan sehari sebelumnya.

4.6.4.3 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan perusahaan pada karyawan antara lain berupa:

a. Tunjangan

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

b. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam setahun.

- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

c. Pakaian Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

d. Pengobatan

- Pelayanan kesehatan berupa biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja
- Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian yang diberikan kepada keluarga tenaga kerja yang meninggal dunia.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Dalam penentuan kelayakan dari suatu rancangan pabrik kimia diperlukan estimasi profitabilitas. Estimasi profitabilitas meliputi beberapa faktor yang ditinjau, yaitu:

1. *Return On Investment* (ROI)

Return On Investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang di investasi.

2. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah yang

telah diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

3. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah titik impas dimana tidak mempunyai suatu keuntungan.

4. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan “*Discounted Cash Flow*” merupakan perkiraan 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 bunga bank selama umur pabrik.

5. *Shut Down Point* (SDP)

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).

Terdapat beberapa analisa yang perlu dilakukan sebelum melakukan estimasi profitabilitas dari suatu rancangan pabrik kimia. Analisa tersebut

terdiri dari penentuan modal industri (*Capital Investment*) dan pendapatan modal. Penentuan modal industri terdiri dari:

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal Kerja
3. Biaya Produksi Total

Meliputi:

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

4.7.1 Harga Index

Dalam analisa ekonomi harga alat-alat maupun harga lainnya diperhitungkan pada tahun pabrik didirikan. Untuk mencari harga pada tahun pabrik didirikan, maka dicari nilai index pada tahun didirikan menggunakan perbandingan harga index pada tahun sebelum-sebelumnya. Di bawah ini harga Index dari CEPCI:

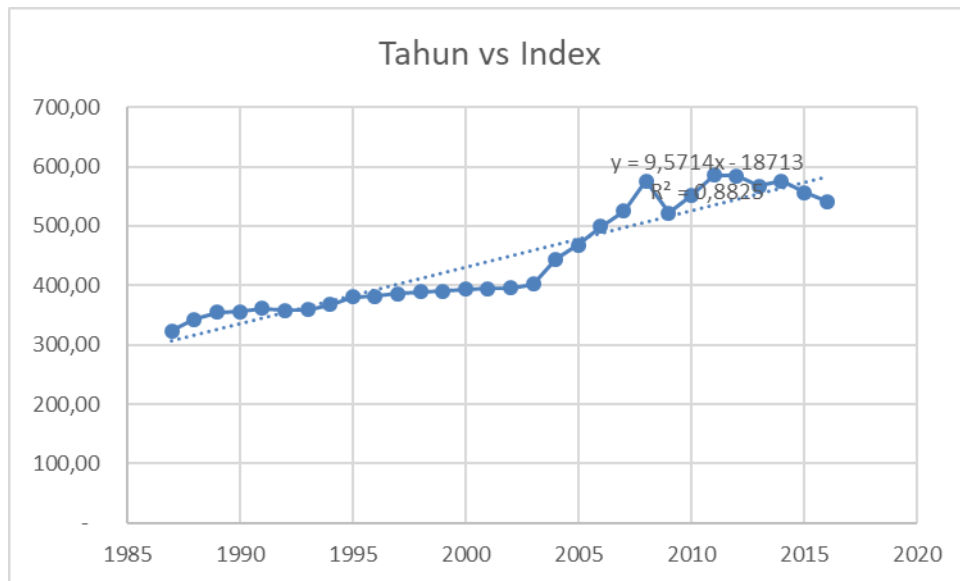
Tabel 4.17 *Harga Index Chemical Engineering Progress*

Tahun (X)	Indeks (Y)	X (tahun-ke)
1987	323,80	1
1988	343,00	2
1989	355,00	3
1990	356,00	4
1991	361,30	5

Tabel 4.17 *Harga Index Chemical Engineering Progress* (Lanjutan)

Tahun (X)	Indeks (Y)	X (tahun-ke)
1992	358,20	6
1993	359,20	7
1994	368,10	8
1995	381,10	9
1996	381,70	10
1997	386,50	11
1998	389,50	12
1999	390,60	13
2000	394,10	14
2001	394,30	15
2002	395,60	16
2003	402,00	17
2004	444,20	18
2005	468,20	19
2006	499,60	20
2007	525,40	21
2008	575,40	22
2009	521,90	23
2010	550,80	24
2011	585,70	25
2012	584,60	26
2013	567,30	27
2014	576,10	28
2015	556,80	29
2016	541,70	30

(Sumber : Peter Timmerhaus, 1990)



Gambar 4.0.7 Tahun vs Indeks Harga

Pabrik akan direncanakan berdiri pada tahun 2020. Nilai *Index Chemical Engineering Progress* pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linear. Dari regresi linear diperoleh persamaan: $y = 9,5714x - 18713$ sehingga diperoleh indeks untuk tahun 2020 sebesar 621,228.

4.7.2 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 lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$E_x = E_y \cdot N_x/N_y$$

Dimana: E_x : Harga pembelian pada tahun 2018

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Indeks harga pada tahun 2018

Ny : Indeks harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$E_b = E_a \cdot \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

Dimana: E_a : Harga alat a

E_b : Harga alat b

C_a : Kapasitas alat a

C_b : Kapasitas alat b

1. Harga alat diambil dari:

- a. CE index 1954 = 86.1 (Aries & Newton)
- b. CE index Mei 2010 = 550.8 (Peter Timmerhaus)
- c. CE index Mei 2011 = 585.7 (Peter Timmerhaus)
- d. CE index Mei 2012 = 584.6 (Peter Timmerhaus)
- e. CE index Mei 2013 = 567.3 (Peter Timmerhaus)
- f. CE index 2020 = 621,228

2. Harga dalam Rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat

Harga dalam Dollar dibulatkan dalam satuan terdekat

Kurs Dollar Agustus 2018 \$ 1 = Rp15.000,00

3. Upah Buruh:

- a. Buruh Asing = \$20,00/*man hour*
- b. Buruh Lokal = Rp15.000,00/*man hour*
- c. Perbandingan *man hour* asing = 2 *man hour* lokal

Tabel 4.18 Harga Alat-Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga Satuan	Harga
			Th 1954	Th 2022	
1	Reaktor	1	\$ 60.000	\$432.911	\$432.911
2	Menara Distilasi-01	1	\$ 2.880	\$20.780	\$20.780
3	Condenser Parsial	1	\$ 10.900	\$78.646	\$78.646
4	Condenser-01	1	\$ 10.100	\$72.873	\$72.873
5	Heater-01	1	\$ 6.700	\$48.342	\$48.342
6	Heater-02	1	\$ 3.200	\$23.089	\$23.089
7	Cooler-01	1	\$ 5.000	\$36.076	\$36.076
8	Cooler-02	1	\$ 650	\$4.690	\$4.690
9	Cooler-03	1	\$ 780	\$5.628	\$5.628
10	Akumulator-01	1	\$ 2.900	\$20.924	\$20.924
11	Reboiler-01	1	\$ 9.000	\$64.937	\$64.937
12	Vaporizer-01	1	\$ 12.000	\$86.582	\$86.582

Tabel 4.18 Harga Alat-Alat Proses (Lanjutan)

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga Satuan	Harga
			Th 1954	Th 2022	
13	Pompa-01	2	\$ 1.400	\$10.101	\$20.203
14	Pompa-02	2	\$ 48	\$ 346	\$693
15	Pompa-03	2	\$ 45	\$ 325	\$649
16	Pompa-04	2	\$ 40	\$ 287	\$577
17	Pompa-05	2	\$1.400	\$10.101	\$20.203
18	Pompa-06	2	\$1.400	\$10.101	\$20.203
19	Separator-01	1	\$2.000	\$14.430	\$14.430
20	Separator-02	1	\$2.100	\$15.152	\$15.152
21	Tangki-01	1	\$80.000	\$577.215	\$577.215
22	Tangki-02	1	\$70.000	\$505.063	\$505.063
23	Tangki-03	1	\$88.000	\$634.937	\$634.937
Total					\$2.704.802

PHYSICAL PLANT COST

- Harga alat sampai di tempat $= 125 \% \cdot \text{PEC}$
 $= 1,25 \cdot \$2.704.802,18$
 $= \$3.381.002,73$
- Instalasi

Material (11% PEC) $= 0,11 \cdot \$2.704.802,18$

$$= \$297.528,24$$

$$\text{Buruh (32 \% PEC)} = 0,32 \cdot \$2.704.802,18$$

$$= \$865.536,70$$

$$\text{Jumlah man hour} = \$865.536,70 / \$20,00 \text{ man hour}$$

$$= 43.276,83489 \text{ man hour}$$

- Buruh Asing (5%) = 0,05 . 43.276,83489 *man hour*

$$= \$43.276,83$$

- Buruh Lokal (95%) = 0,95 . 43.276,83489 *man hour*

$$= \text{Rp}1.233.389.794,24$$

3. Pemipaan

$$\text{Material (21\% PEC)} = 0,21 \cdot \$2.704.802,18$$

$$= \$568.008,46$$

$$\text{Buruh (15\% PEC)} = 0,15 \cdot \$2.704.802,18$$

$$= \$405.720,33$$

$$\text{Jumlah man hour} = \$405.720,33 / \$20,00 \text{ man hour}$$

$$= 20286,01635 \text{ man hour}$$

- Buruh Asing (5%) = 0,05 . 20286,01635 *man hour*

$$= \$20.286,02$$

- Buruh Lokal (95%) = 0,95 . 2 . 20286,01635

$$= \text{Rp}578.151.466,05$$

4. Instrumentasi

$$\text{Material (12\% PEC)} = 0,12 \cdot \$2.704.802,18$$

$$= \$324.576,26$$

$$\text{Buruh (3\% PEC)} = 0,03 \cdot \$2.704.802,18$$

$$= \$81.144,07$$

$$\text{Jumlah man hour} = \$81.144,07 / \$20,00 \text{ man hour}$$

$$= 4057,203271 \text{ man hour}$$

- Buruh Asing (5%) = $0,05 \cdot 4057,203271 \text{ man hour}$

$$= \$4.057,20$$

- Buruh Lokal (95%) = $0,95 \cdot 2 \cdot 4057,203271 \text{ man hour}$

$$= \text{Rp}115.630.293,21$$

5. Isolasi

$$\text{Material (3\% PEC)} = 0,03 \cdot \$2.704.802,18$$

$$= \$81.144,07$$

$$\text{Buruh (5\% PEC)} = 0,05 \cdot \$2.704.802,18$$

$$= \$135.240,11$$

$$\text{Jumlah man hour} = \$135.240,11 / \$20,00 \text{ man hour}$$

$$= 6762,005451$$

- Buruh Asing (5%) = $0,05 \cdot 6762,005451 \text{ man hour}$

$$= \$6.762,01$$

- Buruh Lokal (95%) $= 0,95 \cdot 2 \cdot 6762,005451 \text{ man hour}$
 $= \text{Rp}192.717.155,35$

6. Listrik

Material (12% PEC) $= 0,12 \cdot \$2.704.802,18$
 $= \$305.857,02$

Buruh (3% PEC) $= 0,03 \cdot \$2.704.802,18$
 $= \$81.144,07$

Jumlah man hour $= \$81.144,07 / \$20,00 \text{ man hour}$
 $= 4057,203271 \text{ man hour}$

- Buruh Asing (5%) $= 0,05 \cdot 4057,203271 \text{ man hour}$
 $= \$4.057,20$

- Buruh Lokal (95%) $= 0,95 \cdot 2 \cdot 4057,203271 \text{ man hour}$
 $= \text{Rp}115.630.293,21$

7. Bangunan

Tabel 4.19 *Luas Tiap Bangunan*

No.	Bangunan	Luas (m²)
1	Gedung Pertemuan	420
2	Gedung Kantor Utama	270
3	Gedung Laboratorium	90
4	Gedung Poliklinik	90
5	Gedung Perpustakaan	90
6	Kantin	90
7	Masjid	90
8	Gedung Logistik I	90
9	Gedung Logistik II	90
10	Bengkel	110
11	Pos Jaga	150
12	Area Parkir	5730
13	Area Proses	350
14	Area Utilitas	350
15	Area Tangki Bahan Baku	270
16	Area Tangki Produk Asetaldehida	1350
17	Area Tangki Purgin	270
18	Area Perluasan Pabrik	13125

Tabel 4.19 *Luas Tiap Bangunan (Lanjutan)*

No.	Bangunan	Luas (m ²)
	Total	23.025

Harga bangunan rata-rata = Rp.2.000.000,00/m²

Biaya bangunan = Rp.2.000.000,00/m² . 23025 m²

= Rp.46.050.000.000,00

8. Tanah

Luas tanah = 2.3025 m²

Harga tanah = Rp 1000.000,00

Biaya tanah = Rp 23.025.000.000,00

9. Utilitas

Tabel 4.20 *Harga Alat Utilitas*

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga Satuan	Harga
			Th 1954	Th 2018	
1	Pompa (PU-01)	2	\$ 450	\$3.247	\$6.494
2	Pompa (PU-02)	2	\$ 450	\$3.247	\$6.494
3	Pompa (PU-03)	2	\$ 450	\$3.247	\$6.494
4	Pompa (PU-04)	2	\$ 440	\$3.175	\$6.349
5	Pompa (PU-05)	2	\$ 780	\$5.628	\$11.256
6	Pompa (PU-06)	2	\$ 780	\$5.628	\$11.256
7	Pompa (PU-07)	2	\$ 100	\$722	\$1.443
8	Pompa (PU-08)	2	\$ 100	\$722	\$1.443

Tabel 4.20 Harga Alat Utilitas (Lanjutan)

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga Satuan	Harga
			Th 1954	Th 2018	
9	Pompa (PU-09)	2	\$ 500	\$3.608	\$7.215
10	Tangki (TU-01)	1	\$ 7.200	\$51.949	\$51.949
11	Tangki (TU-02)	1	\$ 10.000	\$72.152	\$72.152
12	Tangki (TU-03)	1	\$ 1.000	\$7.215	\$7.215
13	Tangki (TU-04)	1	\$ 18.000	\$129.873	\$129.873
14	Tangki (TU-07)	1	\$ 34.000	\$245.317	\$245.317
15	Tangki (TU-08)	1	\$ 49.000	\$353.544	\$353.544
16	Clarifier (CLU-01)	1	\$ 29.000	\$209.241	\$209.241
17	Saringan Pas ir (SPU-01)	1	\$ 2.500	\$18.038	\$18.038
18	<i>Anion Exchanger</i> (AE-01)	1	\$ 1.000	\$7.215	\$7.215
19	<i>Kation Exchanger</i> (KE-01)	1	\$ 1.000	\$7.215	\$7.215
20	Deaerator (D-01)	1	\$ 650	\$4.690	\$4.690
21	Boiler	1	\$ 84.000	\$606.076	\$606.076
22	Cooling Tower (CT-01)	1	\$ 21.000	\$151.519	\$151.519
23	Unit HITEC	1	\$ 20.000	\$144.304	\$144.304
24	Generator (G-01)	1	\$ 45.000	\$324.684	\$324.684
25	Tangki Flokulator	1	\$ 2.800	\$20.203	\$20.203
Jumlah					\$2.411.678

Tabel 4. 21 *Harga Alat Lokal*

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Harga
1	Bak Utilitas (BU-01)	1	54400000	Rp 54.400.000
2	Bak Utilitas (BU-02)	1	54400000	Rp 54.400.000
3	Bak Utilitas (BU-03)	1	33600000	Rp 33.600.000
Total				Rp 142.400.000

$$\begin{aligned}
 1. \text{ Harga alat sampai di tempat} &= 125 \% \cdot \text{PEC} \\
 &= 1,25 \cdot \$2.411.678 \\
 &= \$3.014.597,26
 \end{aligned}$$

2. Instalasi

$$\begin{aligned}
 \text{Material (11\% PEC)} &= 0,11 \cdot \$2.411.678 \\
 &= \$265.284,56
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh (32 \% PEC)} &= 0,32 \cdot \$2.411.678 \\
 &= \$771.736,90
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah } man \text{ hour} &= \$771.736,90 / \$20,00 \text{ man hour} \\
 &= 38586,84488 \text{ man hour}
 \end{aligned}$$

- $$\begin{aligned}
 \text{Buruh Asing (5\%)} &= 0,05 \cdot 38586,84488 \text{ man hour} \\
 &= \$38.586,84
 \end{aligned}$$

- Buruh Lokal (95%) = $0,95 \cdot 38586,84488 \text{ man hour}$
= Rp1.099.725.079,02

3. Pemipaan

$$\begin{aligned} \text{Material (21\% PEC)} &= 0,21 \cdot \$2.411.678 \\ &= \$506.452,34 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (15\% PEC)} &= 0,15 \cdot \$2.411.678 \\ &= \$361.751,67 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah man hour} &= \$361.751,67 / \$20,00 \text{ man hour} \\ &= 18087,58354 \text{ man hour} \end{aligned}$$

- Buruh Asing (5%) = $0,05 \cdot 18087,58354 \text{ man hour}$
= \$18.087,58

- Buruh Lokal (95%) = $0,95 \cdot 2 \cdot 18087,58354$
= Rp515.496.130,79

4. Instrumentasi

$$\begin{aligned} \text{Material (24\% PEC)} &= 0,24 \cdot \$2.411.678 \\ &= \$578.802,67 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (3\% PEC)} &= 0,03 \cdot \$2.411.678 \\ &= \$72.350,33 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah man hour} &= \$72.350,33 / \$20,00 \text{ man hour} \\ &= 3617,516707 \text{ man hour} \end{aligned}$$

- Buruh Asing (5%) $= 0,05 \cdot 3617,516707 \text{ man hour}$
 $= \$3.617,52$
- Buruh Lokal (95%) $= 0,95 \cdot 2 \cdot 3617,516707 \text{ man hour}$
 $= \text{Rp}103.099.226,16$

5. Isolasi

$$\begin{aligned} \text{Material (3\% PEC)} &= 0,03 \cdot \$2.411.678 \\ &= \$72.350,33 \\ \text{Buruh (5\% PEC)} &= 0,05 \cdot \$2.411.678 \\ &= \$120.583,89 \\ \text{Jumlah man hour} &= \$120.583,89 / \$20,00 \text{ man hour} \\ &= 6029,194512 \end{aligned}$$

- Buruh Asing (5%) $= 0,05 \cdot 6029,194512 \text{ man hour}$
 $= \$6.029,19$
- Buruh Lokal (95%) $= 0,95 \cdot 2 \cdot 6029,194512 \text{ man hour}$
 $= \text{Rp}171.832.043,60$

6. Listrik

$$\begin{aligned} \text{Material (12\% PEC)} &= 0,12 \cdot \$2.411.678 \\ &= \$289.401,34 \end{aligned}$$

$$\text{Buruh (3\% PEC)} = 0,03 \cdot \$2.411.678$$

$$= \$72.350,33$$

$$\text{Jumlah man hour} = \$72.350,33 / \$20,00 \text{ man hour}$$

$$= 3617,516707 \text{ man hour}$$

- $\text{Buruh Asing (5\%)} = 0,05 \cdot 3617,516707 \text{ man hour}$

$$= \$3.617,52$$

- $\text{Buruh Lokal (95\%)} = 0,95 \cdot 2 \cdot 3617,516707 \text{ man hour}$

$$= \text{Rp}103.099.226,16$$

$$\text{Physical Plant Cost Utilitas} = \$5.379.247,34 + \text{Rp}2.135.651.705,73$$

4.7.3 Dasar Perhitungan

$$\text{Kapasitas produksi} = 30.000 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Pabrik beroperasi} = 330 \text{ hari}$$

$$\text{Tahun pendirian pabrik} = 2020$$

$$\text{Kurs mata uang} = 1 \text{ US\$} = \text{Rp}15.000$$

4.7.4 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 Capital Investment

Capital investment atau modal merupakan sejumlah uang yang harus disediakan untuk mendirikan dan menjalankan suatu pabrik. Ada 2 macam *capital investment*, yaitu:

a. Fixed Capital Investment

Pengertian dari *fixed capital investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

b. Working capital investment

Pengertian dari *working capital investment* adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Modal pada dasarnya didapatkan dari uang sendiri dan bisa juga berasal dari pinjaman bank. Perbandingan jumlah uang sendiri atau *equity* dengan jumlah pinjaman dari bank tergantung dari perbandingan antara pinjaman dan uang sendiri yaitu dapat sebesar 30:70 atau 40:60 atau kebijakan lain tentang rasio modal tersebut. Karena penanaman modal dengan harapan mendapatkan keuntungan dari modal yang ditanamkan, maka ciri-ciri investasi yang baik adalah investasi yang cepat kembali, menghasilkan keuntungan yang maksimum, dan aman.

4.7.3.2 Manufacturing Cost

a. Direct cost

Pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. Indirect cost

Pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed cost*

Biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tidak tetap terhadap waktu dan tingkat produksi.

Manufacturing cost merupakan total dari *direct manufacturing cost*, *indirect manufacturing cost*, dan *fixed manufacturing cost* atau biaya-biaya dalam pembuatan produk.

4.7.3.3 General Expenses

Berupa biaya umum meliputi pengeluaran perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*. *General expense* meliputi:

a. Administrasi

Biaya administrasi adalah *management salaries, legal fees and auditing*, dan biaya peralatan kantor. Besarnya biaya administrasi diperkirakan 2-3% hasil penjualan atau 3-6% dari *manufacturing cost*.

b. Sales

Pengeluaran yang berkaitan dengan penjualan produk, misalnya biaya distribusi dan iklan. Besarnya biaya sales diperkirakan 3-12% harga jual atau 5-22% dari *manufacturing cost*. Untuk produk standar kebutuhan *sales expense* kecil dan untuk produk baru yang perlu diperkenalkan *sales expense* besar.

c. Riset

Penelitian diperlukan untuk menjaga mutu dan inovasi ke depan.

Untuk industri kimia, dana riset sebesar 2,8% dari hasil penjualan.

4.7.3.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan dilakukan untuk mengetahui apakah secara ekonomi pabrik tersebut memiliki potensi atau tidak. Hal tersebut dapat dilihat dari keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak. Berikut ini perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

a. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut bunga atau laba/rugi. Investasi uang dapat dirujuk sebagai asset, modal, pokok, basis biaya investasi. ROI biasanya dinyatakan dalam bentuk persentase dan bukan dalam nilai desimal. ROI digunakan untuk membandingkan laba atas investasi antara investas-investasi yang sulit dibandingkan dengan menggunakan nilai moneter.

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

b. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time merupakan jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun

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

yang diperlukan untuk kembalinya Capital Investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.

c. *Discounted Cash Flow of Return (DCFR)*

DCFR merupakan salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan suatu instrumen investasi dalam beberapa waktu ke depan. Konsep DCFR ini didasarkan pada pemikiran bahwa, jika anda menginvestasikan sejumlah dana, maka dana tersebut akan bertambah sebesar sekian persen atau mungkin sekian kali lipat setelah beberapa waktu tertentu. Disebut '*discounted cash flow*' atau ' arus kas yang terdiskon', karena cara perhitungannya adalah dengan mengestimasi arus dana di masa mendatang untuk kemudian di *cut* dan menghasilkan nilai tersebut pada masa kini. Persamaan untuk menentukan DCFR:

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana:

FC : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

C : *Cash Flow*

n : Umur Pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

d. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah kondisi titik impas produksi yaitu dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Jadi dapat dikatakan bahwa perusahaan yang mencapai titik *break even point* ialah perusahaan yang telah memiliki kesetaraan antara modal yang dikeluarkan untuk proses produksi dengan pendapatan produk yang dihasilkan. BEP dapat dihitung dengan persamaan berikut:

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

Dimana:

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

e. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu penentuan dimana aktivitas produksi pabrik dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga dikarenakan keputusan manajemen akibat produksi tidak menghasilkan profit. Dengan kata lain pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup. Untuk menghitung nilai SDP, dapat diperoleh menggunakan persamaan berikut:

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

4.7.3.5 Hasil Perhitungan

a. Penentuan *Physical Plant Cost*

Tabel 4.22 *Physical Plant Cost*

No	Komponen	\$	Rp
1	Harga alat sampai ditempat	\$3.381.002,73	
2	Instalasi	\$340.805,07	Rp1.233.389.794
3	Pemipaan	\$588.294,47	Rp578.151.466
4	Instrumentasi	\$328.633,46	Rp115.630.293
5	Insulasi	\$87.906,07	Rp192.717.155
6	Listrik	\$328.633,46	Rp115.630.293
7	Bangunan	-	Rp46.050.000.000
8	Tanah	-	Rp23.025.000.000
9	Utilitas	\$5.379.247,34	Rp2.135.651.706
<i>Physical Plant Cost</i>		\$10.434.522,62	Rp73.446.170.708

Tabel 4.23 *Direct Plant Cost*

No.	Komponen	\$	Rp
1	<i>Physical plant cost</i>	\$10.434.522,62	Rp73.446.170.707,79
2	<i>Engineering & construction</i> (25%)	\$2.608.630,65	Rp18.361.542.676,95
Total		\$13.043.153,27	Rp91.807.713.384,74

Tabel 4.24 Fixed Capital Investment

No.	Komponen	\$	Rp
1	<i>Direct plant cost</i>	\$13.043.153,27	Rp91.807.713.384,74
2	<i>Contractor Fee (5%)</i>		Rp14.372.750.624,41
3	<i>Contingency (15%)</i>	\$1.956.472,99	Rp13.771.157.007,71
Total		\$14.999.626,26	Rp119.951.621.016,86

Fixed Capital Investment = Rp344.946.014.985,85

Tabel 4.25 Direct Manufacturing Cost

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	642.301.026.840
2	Gaji Karyawan	29.784.00.00
3	<i>Supervise (10% karyawan)</i>	2.978.400.00
4	<i>Maintenance (2% FCI)</i>	6.898.920.300
5	<i>Plant Supplies (15% maintenance)</i>	1.034.838.045
6	<i>Royal dan Patt (4% sales)</i>	45.600.000.000
7	Utilitas	66.752.777.690,89
Total		Rp795.349.962.876

Tabel 4.26 *Indirect Manufacturing Cost*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i> (15% Karyawan)	4.467.600.000
2	Laboratorium (10% karyawan)	2.978.400.000
3	<i>Packaging dan Shipping</i> (2% sales)	22.800.000.000
4	<i>Plant Overhead</i> (50% karyawan)	14.892.000.000
Total		45.138.000.000

Tabel 4.27 *Fixed Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	Depresiasi (10% FCI)	34.494.601.499
2	<i>Property Tax</i> (2% FCI)	6.898.920.300
3	Asuransi (2% FCI)	6.898.920.300
Total		48.292.442.098

Tabel 4.28 *Total Manufacturing Cost*

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Direct manufacturing cost</i>	795.349.962.876
2	<i>Indirect manufacturing cost</i>	45.138.000.000
3	<i>Fixed manufacturing cost</i>	48.292.442.098
Total		888.780.404.974

Tabel 4.29 Working Capital

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp74.065.033.748
2	<i>In process inventory</i>	Rp111.097.050.622
3	<i>Product inventory</i>	Rp74.065.033.748
4	<i>Available cash</i>	Rp74.065.033.748
5	<i>Extended credit</i>	Rp148.130.067.496
Total		Rp481.422.719.361

Tabel 4.30 General Expenses

No	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Administrasi (3% Manufacturing Cost)</i>	26.663.412.149
2	<i>Sales (5% Manufacturing Cost)</i>	44.439.020.249
3	<i>Finance (5% WC+FCI)</i>	41.318.436.717
4	<i>Riset (2% sales)</i>	22.800.000.000
Total		135.220.869.115

Tabel 4.31 Total Biaya Produksi

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	888.780.404.973,58
2	<i>General Expense</i>	135.220.869.115,21
Total		1.024.001.274.088,79

Tabel 4.32 *Total Capital Investment*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1	<i>Fixed Capital Investment</i>	344.946.014.985,85
2	<i>Working Capital</i>	481422.719.360,69
Total		826.368.734.346,54

Harga jual produk :

$$\begin{aligned}
 \text{Harga Dasar} &= \frac{\text{Total Biaya Produksi}}{\text{Volume Produksi}} \\
 &= \frac{\text{Rp1.024.001.274.088,79}}{30000000} \\
 &= \text{Rp34.133,38}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Harga jual (Anonim, 2018)} &= \text{Rp38.000,00}
 \end{aligned}$$

Total sales

$$\text{Asetaldehida} = \text{Rp 38.000 / kg}$$

$$\text{Produksi tiap tahun} = 30.000.000 \text{ kg}$$

$$\text{Annual Sales} = \text{Rp1.140.000.000.000}$$

b. Analisa Keuntungan

Keuntungan = Total penjualan produksi – Total biaya produksi

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Sales = Rp1.140.000.000.000

Total biaya produksi = Rp1.024.001.274.088,79

Keuntungan = Rp115.998.725.911,21

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak = 30%

Keuntungan = Rp81.199.108.137,85

c. Analisa Kelayakan Ekonomi

1. Return On Investment

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

ROI sebelum pajak = 33,6%

ROI sesudah pajak = 23,5%

2. Pay Out Time

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

POT sebelum pajak = 2,3 tahun

POT sesudah pajak = 2,9 tahun

3. Break Even Point

Fixed Cost (Fa) = Rp48.292.442.098

Variable Cost (Va) = Rp777.453.804.531

Regulated Cost (Ra) = Rp198.255.027.460

Sales (Sa) = Rp1.140.000.000.000,00

$$\text{BEP} = \frac{(\text{Fa} + 0.3 \text{ Ra})}{(\text{Sa} - \text{Va} - 0.7 \text{ Ra})} \times 100\%$$

BEP = 48,16%

4. Shut Down Point

$$\text{SDP} = \frac{0.3 \text{ Ra}}{(\text{Sa} - \text{Va} - 0.7 \text{ Ra})} \times 100\%$$

SDP = 26,58%

5. Discounted Cash Flow Rate

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value = Rp34.494.601.498,58

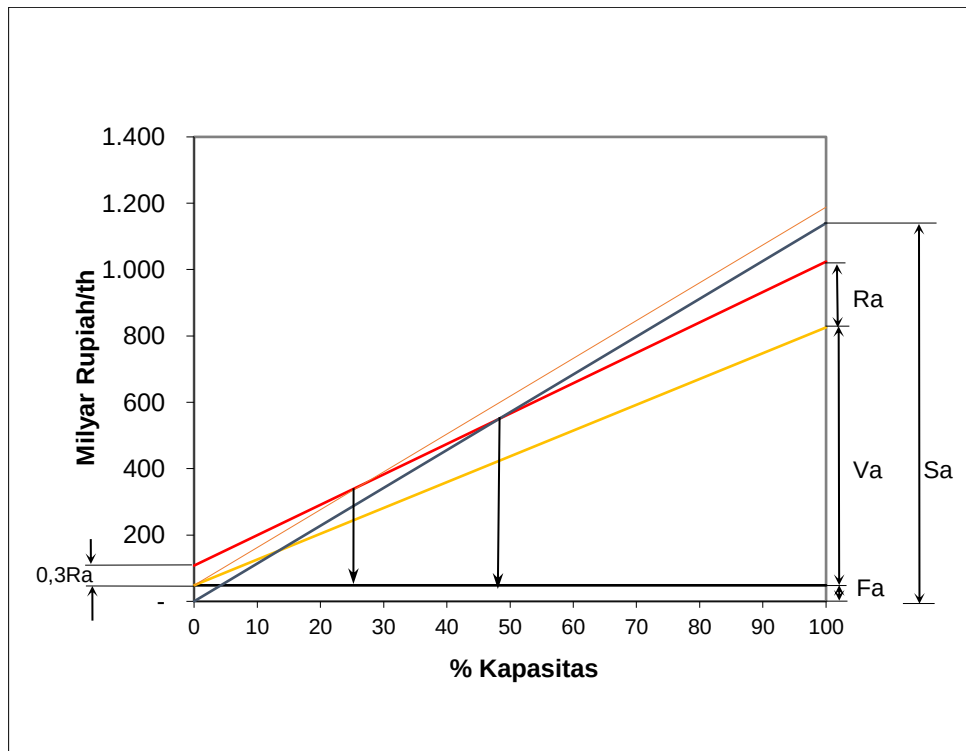
Working capital = Rp481.422.719.360,69

Fixed capital = Rp344.946.014.985,85

Cash flow = *annual profit* + *finance* + *depresiasi*

= Rp157.012.146.353,76

Dengan cara *trial and error* diperoleh nilai $i = 17,35\%$



Gambar 4.0.8 Grafik Hubungan % Kapasitas vs Milyar Rupiah

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisa, baik analisa ekonomi maupun teknik, maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Dari segi bahan baku, pemasaran, akses transportasi, dan juga lingkungan, lokasi pendirian pabrik *Asetaldehida* di Sroyo, Jaten, Karanganyar, Jawa Tengah, cukup menguntungkan karena kemudahan dalam mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, serta ketersediaan air dan listrik. Meskipun demikian, pabrik *Asetaldehida* ini tergolong sebagai pabrik beresiko rendah karena prosesnya berlangsung pada kondisi operasi yang moderat (Suhu 260°C dan tekanan 2,7 atm) dan menggunakan bahan baku dan menghasilkan produk yang tidak berbahaya, beracun, dan membutuhkan perlakuan khusus.

2. Dari perhitungan analisa ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut:

Fixed Capital Investment (FCI) = Rp 344.946.014.985,85

Working Capital Investment (WCI) = Rp 481.422.719.361

Keuntungan sebelum pajak = Rp 115.998.725.911,21

Keuntungan setelah pajak = Rp 81.199.108.137,85

Untuk kesimpulan ekonomi disajikan dalam tabel 5.1

Tabel 5.1 *Kesimpulan evaluasi ekonomi*

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Keterangan
ROI sebelum pajak	33,6 %	<i>Low-risk minimum</i> 11 %	Telah memenuhi syarat

Tabel 5. 1 Kesimpulan evaluasi ekonomi (Lanjutan)

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Keterangan
		(Aries Newton, P.193)	
ROI sesudah pajak	23,5 %		
POT sebelum pajak	2,3 tahun	Low risk maksimal 5 th (Aries Newton, P.196)	Telah memenuhi syarat
POT sesudah pajak	2,9 Tahun		
BEP	48,16 %	40-60%	Telah memenuhi syarat
SDP	26,58 %		
DCFR	17,35 %	Minimum 1,5 X suku bunga simpanan (deposito) di bank	Telah memenuhi syarat

Dari hasil evaluasi ekonomi, pra rancangan pabrik *Asetaldehida* dengan proses dehidrogenasi etanol dengan dengan katalis *copper chromite* layak untuk didirikan.

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 kimia yang lebih ramah lingkungan .

Produk Asetaldehida yang dihasilkan dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun *export* dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat dan juga menunjang perekonomian di Indonesia.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S . and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*, New York: Mc Graw Hill Handbook C0. Inc.
- Badan Pusat Statistik. 2014. *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*, Indonesia Foreign, Trade Statistic Export, Yogyakarta
- Brown, G.G. dkk. 1978. *Unit Operation. Modern Asia Edition*, New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Brownell, L.E and Young. E.H. 1959. *Process Equipment Design*, New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. 1983. *Chemical Engineering. Vol 1 & 6*, New York: Pergamon Internasional Library.
- Faith, W.L and Keyes. D.B. 1961. *Industrial Chemical*, New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Fromment, F.G. and Bisehoff, B.K. 1979, *Chemical Reactor Ananlysis and Design*, New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Geankoplis, C.J. 1997. *Transport Process and Unit Operations*, 3rd ed. New Jersey: Prentice-Hall
- Holman, J. 1981. *Heat Transfer*, New York: Mc Graw Hill Book Co ., Inc.
- John B, Butt. 1999. *Reaction Kinetics and Reactor Design* 2nd ed, New York: Marcel Dekker.
- Kern, D.Q. 1983. *Process Heat Transfer*, New York: Mc Graw Hill Book Co., Inc.
- Kupan, T. 2000. *Heat Exchanger Design Handbook*. Marcel Dekker, Inc. New York
- Levenspiel, O. 1972. *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed, New York: John Willey and Sons, Inc.
- Mc Cabe, Smith, J.C. and Harriot. 1985. *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed, New York: Mc Graw Hill Book Co., Inc.

- Noweck. K. 2011. *Production Technologies and Application of FAs*, Germany: Lecture at the 4th on Fats and Oils as Renewable Feedstock for the Chemical Industry.
- Perry, R.H., and Greed, D. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 7th ed. McGraw Hill Companies Inc. USA
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. 1980. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed. Mc Graw Hill Book Co. Inc. New York.
- Rase, H.F. 1977. *Chemical Reactor Design for Process Plants*. Wiley Interscience, Canada.
- Saleh, Farham H.M., 2015, *Neraca Massa dan Neraca Panas*, Aswaja Pressindo, Yogyakarta
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 1975, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 3rd. Ed. Mc. Graw Hill, kogakusha, Tokyo.
- Wahyudi, B.S., dan Agus, P., 1997, *Pemodelan Matematis dan Penyelesaian Numeris dalam Teknik Kimia*, Andi, Yogyakarta.
- Walas, Stanley M.. 1988. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Los Angeles : Butterworth Publishers.
- Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*, Texas: Mc Graw Hill.
- Anonim. (2018). Diambil kembali dari <https://www.google.com/maps/@-7.5319985,110.879243,1547m/data=!3m1!1e3>
- Anonim. (2018). Diambil kembali dari <https://indonesian.alibaba.com/g/ethanol-95%2525-price.html>
- Statistik, B. P. (2018). Diambil kembali dari <https://www.bps.go.id/>

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

(PERHITUNGAN REAKTOR)

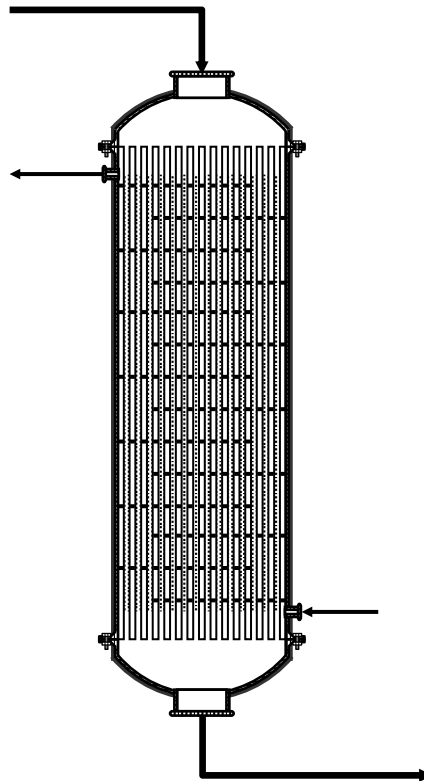
REAKTOR

Fungsi :Mereaksikan ethanol dengan kecepatan umpan masuk sebesar 8774,7977 kg/jam

Tipe Alat : Reaktor Alir Pipa

Kondisi operasi : T = 260 °C

P = 2,5 atm



NERACA MASSA

1.Umpan Masuk : C_2H_5OH = 170,8830 kmol/ jam = 7860,6174 kg/jam

CH_3CHO = 0,2998 kmol/jam = 13,1910 kg/jam

H_2O = 50,0550 kmol/jam = 900,9893 kg/jam +

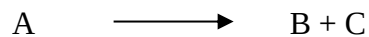
Total = 221,2377 kmol/jam = 8774,7977 kg/jam

Reaksi : $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \longrightarrow \text{CH}_3\text{CHO} + \text{H}_2$

Katalis : CuCr

Konversi : 0,50 (50 %) terhadap $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$

Reaksi bisa ditulis :



Maka pada saat konversi = X_A

$$n_A = n_{AO}(1 - X_A)$$

$$n_b = n_{BO} + n_{AO}X_A$$

$$n_C = n_{CO} + n_{AO}X_A$$

Maka pada konversi $X_A = 0,50$

Maka diperoleh hasil reaksi :

$$\text{C}_2\text{H}_5\text{OH} = 85,4415 \quad \text{kmol/jam} = 3930,3087 \text{ kg/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{CHO} = 85,7413 \quad \text{kmol/jam} = 3772,6167 \text{ kg/jam}$$

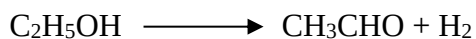
$$\text{H}_2 = 85,4415 \quad \text{kmol/jam} = 170,8830 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 50,0550 \quad \text{kmol/jam} = 900,9893 \text{ kg/jam} +$$

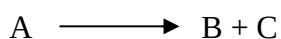
$$\text{Total} = 306,6792 \quad \text{kmol/jam} = 8774,7977 \text{ kg/jam}$$

PENENTUAN KONSTANTA KECEPATAN REAKSI

Reaksi



Reaksi diatas dapat disederhanakan menjadi



$$\tau = CA_o \int \frac{dXA}{kCA_o(1 - XA)}$$

$$k = \frac{1}{t} \int \frac{dXA}{(1 - XA)}$$

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

Data ke I

$$k = \frac{-1}{1,64375} \ln(1 - 0,55)$$

$$= 0,48578415 \text{ 1/dt}$$

Data ke II

$$k = \frac{-1}{0,32875} \ln(1 - 0,55)$$

$$= 2,42892075 \text{ 1/dt}$$

Jadi:

$$T_2 = 558^0\text{K} \longrightarrow k_2 = 2,428920749 \text{ 1/dt}$$

$$T_1 = 498^0\text{K} \longrightarrow k_1 = 0,48578415 \text{ 1/dt}$$

Persamaan empiris Arrhenius

$$k = Ae^{(-E/RT)}$$

Atau

$$\ln k = \ln A + \frac{B}{T}$$

$$\ln 2,42892075 = \ln A + \frac{B}{558}$$

$$\ln 0,48578415 = \ln A + \frac{B}{498}$$

$$1,60943791 = B \left(\frac{1}{558} - \frac{1}{498} \right)$$

$$1,60943791 = B -0,000215917$$

$$B = -7453,950748$$

$$\ln 2,42892075 = \ln A + \frac{-7453,950748}{558}$$

$$0,88744702 = \ln A + -13,35833467$$

$$\ln A = 14,2457817$$

$$A = 1537674,389$$

maka diperoleh

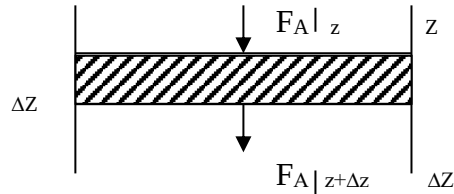
$$A = 1537674,39$$

$$B = -7453,9507$$

$$\text{Atau } k = 1537674,39 \exp(-7453,9507/T) \text{ } 1/\text{dt}$$

PENYUSUNAN MODEL MATEMATIS PADA ELEMEN VOLUME

1. NERACA MASSA PADA ELEMEN VOLUME



Masuk – keluar = akumulasi

$$F_A|_z - [F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A) dv] = \text{Acc}$$

$$dV = A \cdot \Delta Z$$

$$\text{dimana } A = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4}$$

Neraca massa elemen volume juga meninjau ruang kosong diantara tumpukan katalis sehingga porositas (ϵ) berpengaruh. Porositas (ϵ) didapat dari Brown, fig.219 & 220.

Maka :

$$dV = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \epsilon \cdot \Delta Z$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A) \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon \Delta z = 0$$

$$\frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = (-r_A) \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon$$

$$-\frac{\Delta F_A}{\Delta z} = \frac{-r_A \pi D_i^2}{4} \epsilon$$

$$\text{dimana } F_A = F_{A0}(1-X_A)$$

$$\Delta F_A = -F_{A0} \cdot \Delta X_A$$

$$F_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot D_i^2}{4} \varepsilon$$

$$\frac{\Delta X_A}{\Delta z} = \frac{(r_A) \cdot \pi \cdot D_i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

$$\lim \Delta z \rightarrow 0$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot D_i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi = k. C_A

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(k C_A) \cdot \pi \cdot D_i^2}{4 F_{A0}} \varepsilon$$

$$C_A = \frac{n_A}{n_t} \frac{P_t}{RT}$$

$$= \frac{n_{A0}(1 - X_A) P_t}{n_1 \cdot RT}$$

Maka :

$$\boxed{\frac{dX_A}{dz} = \frac{\left(\frac{n_{A0}}{n_t} \cdot \frac{P_t}{RT} \right) \cdot k(1 - X_A) \pi \cdot D_i^2 \varepsilon}{4 F_{A0}}} \dots\dots\dots(1)$$

Dimana :

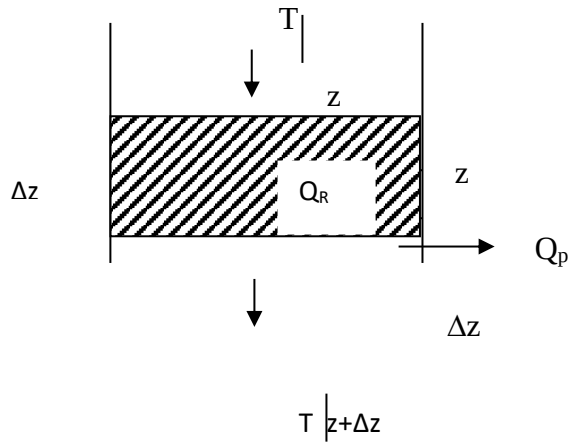
$$\frac{dX_A}{dz} = \text{Perubahan konversi persatuan panjang}$$

D_i = Diameter dalam

ε = porositas tumpukan katalis

F_{A0} = Kecepatan molar A mula-mula

2. NERACA PANAS PADA ELEMEN VOLUME



Masuk – keluar = ak

$$\sum m.c_p (T|_z - T_o) - (\sum m.c_p (T|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_R + Q_P) = 0$$

$$Q_R = \Delta H_R . n_{AO} . \Delta X_A$$

$$Q_P = U . A . \Delta T$$

$$= U . \pi . D_O . \Delta z . (T_s - T)$$

$$\sum m.c_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) - \Delta H_R . n_{AO} . \Delta X_A - U . \pi . D_O . \Delta z . (T_s - T) = 0$$

$$\sum m.c_p (T|_z - T|_{z+\Delta z}) = \Delta H_R . n_{AO} . \Delta X_A + U . \pi . D_O . \Delta z . (T_s - T)$$

$$\Delta H_R n_{AO} \Delta X_A + U \pi D_O (T_s - T)$$

$$T|_z - T|_{z+\Delta z} = \frac{\Delta H_R n_{AO} \Delta X_A + U \pi D_O (T_s - T)}{\sum m.Cp} : \Delta z$$

$$\frac{T|_z - T|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R n_{AO} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U . \pi . D_O . (T_s - T)}{\sum m.Cp}$$

$$\frac{\Delta T}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R n_{AO} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U . \pi . D_O . (T_s - T)}{\sum m.Cp}$$

Lim $\Delta z \rightarrow 0$

$$\boxed{\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R \cdot n_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta Z} + U \cdot \pi \cdot \pi_0 (T_s - T)}{\Sigma m \cdot C_p}} \quad \dots\dots\dots(2)$$

dimana :

dT/dZ = perubahan suhu persatuan panjang katalis

ΔH_R = panas reaksi

U = over all heat transfer coefficient

D_o = diameter luar

T = suhu gas

T_s = suhu penelitian

$\Sigma m \cdot C_p$ = kapasitas panas

PENURUNAN TEKANAN (*PRESSURE DROP*)

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator (fixed bed) menggunakan rumus 11.6 (Chapter 11, Rase) hal 492, Chemical Reactor Design for Process Plants.

$$\frac{gc \cdot dP}{\mu s \cdot dz} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu s}{D_p^2} + 1,75 \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \frac{G}{D_p}$$

Persamaan di atas dapat ditulis :

$$\boxed{\frac{dP}{dz} = \frac{f_k \cdot G^2}{D_p \cdot \rho_f \cdot gc} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right)} \quad \dots\dots\dots(4)$$

dimana :

$$f_k = 1,75 + 150 \left(\frac{1-\varepsilon}{D_p \cdot G/\mu} \right)$$

dimana :

$\frac{dP}{dz}$ = perubahan tekanan per satuan panjang

f_k = faktor friksi

g_c = konstanta gravitasi

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, g/cm^3

ρ_f = densitas gas, g/cm^3

D_p = diameter partikel katalisator, cm

ε = porositas tumpukan katalisator

μ = viskositas gas, $g/cm.jam$

Sehingga diperoleh 4 persamaan differensial simultan sebagai berikut :

$$1) \quad \frac{dX_A}{dz} = \frac{\left(\frac{n_{AO}}{n_t} \cdot \frac{P_t}{RT} \right) \cdot k(1 - X_A) \pi \cdot D_i^2 \varepsilon}{4F_{A0}}$$

$$2) \quad \frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R \cdot n_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot \pi_0 (T_s - T)}{\Sigma m \cdot C_p}$$

$$3) \quad \frac{dT_s}{dz} = - \frac{U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{(m \cdot C_p)_p}$$

$$4) \quad \frac{dP}{dz} = \frac{f_k \cdot G^2}{D_p \cdot \rho_f \cdot g_c} \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right)$$

Selanjutnya persamaan differensial simultan tersebut diatas diselesaikan dengan program computer dengan Metode Numeris Runge Kutta.

OVERALL HEAT TRANSFER

1. Koefisien transfer panas pipa (hio)

Dari pers. 6-2, Kern diperoleh :

$$h_{io} = 0,027 \left(\frac{D_p \cdot G_t}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{k}{D_i} \right) \dots\dots\dots(5)$$

Persamaan diatas berlaku untuk organic liquid, larutan aqueous, dan gas pada $Re > 10.000$

dimana :

D_p = diameter partikel katalis

D_i = diameter dalam pipa

k = konduktivitas thermal

μ = viskositas gas

C_p = panas jenis gas

G_t = kecepatan massa per satuan luas

h_i = koefisien transfer panas pipa dalam

$h_{io} = h_i \cdot \frac{ID}{OD} \dots\dots\dots(Kern, 1983)$

2. Koefisien transfer panas dinding pipa dalam shell (ho)

Dari persamaan , Kern :

$$h_o = 0,36 \left(\frac{De \cdot G_p}{\mu_p} \right)^{0,55} \left(\frac{C_{p_p} \cdot \mu_p}{k_p} \right)^{0,33} \left(\frac{k_p}{De} \right) \dots\dots\dots(Kern, 1983, p137) \dots\dots\dots(6)$$

Persamaan diatas berlaku untuk Re antara 2000 – 1.000.000

dimana :

h_o = koefisien transfer panas

D_e = diameter equivalent

G_p = kecepatan massa pendingin per satuan luas

μ_p = viskositas pendingin

k_p = konduktivitas thermal pendingin

C_{p_p} = panas spesifik pendingin

3. Overall heat tray coefficient

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d}$$

$$U_d = \frac{U_c}{Rd \cdot U_c + 1}$$

Dimana;

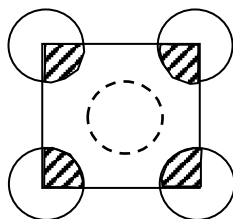
U_c = Overall heat transfer pada saat bersih

U_d = Overall heat transfer pada saat kotor

Rd = Faktor tahanan panas karena kotoran

LAY OUT PIPA DALAM REAKTOR (Kern, 1983, P. 139)

Pipa dalam reaktor disusun secara square pitch, dimana luas penampang 1 pipa menempati luasan sebesar Pt^2 .



1 pipa menempati luasan = Pt^2

maka luas total penampang reaktor (over design 10%)

$$A_s = 1,1 \cdot N_t \cdot Pt^2$$

dimana :

A_s = Luas penampang shell

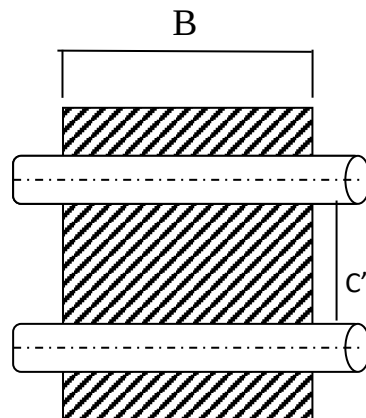
N_t = jumlah pipa

P_t = pitch

Alasan penyusunan pipa secara square pitch :

1. mudah pembersihannya.
2. pressure drop kecil.

FLOW AREA DALAM SHELL



$$A_s = \frac{ID_s \cdot B \cdot C'}{P_t} \dots\dots\dots(7)$$

dimana :

B = Jarak baffle, in

C' = Clearance, in

P_t = Pitch, in

ID_s = Diameter dalam shell, in

A_s = Flow area shell, in²

DIAMETER EQUIVALEN (De)

Diameter equivalen dapat dipahami sebagai diameter dari area dalam shell, bila dipandang sebagai pipa (Kern, 1983) p.139

$$De = \frac{4 \left(Pt^2 - \frac{\mu \cdot OD^2}{4} \right)}{\mu \cdot OD} = \frac{4 \times \text{free area}}{\text{wetted perimeter}}$$

$$De = \frac{4Pt^2 - \mu \cdot OD^2}{4 \cdot \mu \cdot OD}$$

(8)

DIAMETER SHELL

Diameter shell yang dipakai untuk Nt pipa

$$\text{Luas shell} = A_s = 1,1 \cdot Nt \cdot Pt^2 = \frac{\pi \cdot (ID_s)^2}{4}$$

Diameter shell :

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot A_s}{\mu}}$$

(9)

KATALISATOR (Rase, 1977)

Katalisator yang digunakan berupa CuCr dengan :

- Bentuk = pellet
- Ukuran

$$D = 0,3175 \text{ cm}$$

$$H = 0,3175 \text{ cm}$$

- Bulk density = 6174 Kg/dm³
- Formula = CuCr

DIAMETER PARTIKEL (Dp)

Yaitu diameter partikel katalis yang ekuivalen dengan diameter bola dengan volume yang sama dengan volume katalis (Rase, 1977, p.493)

$$\begin{aligned}V_{\text{kat}} &= \frac{\mu \cdot D^2}{4} \cdot H \\&= \frac{\mu \cdot 0,3175^2}{4} \cdot 0,3175 \\&= 0,025125 \text{ cm}^3\end{aligned}$$

$$V_{\text{bola}} = V_{\text{kat}}$$

$$V_{\text{Bola}} = \frac{\mu \cdot Dp^3}{4}$$

Maka :

$$\begin{aligned}Dp &= \sqrt[3]{\frac{V_B \cdot 6}{\mu}} \\&= \sqrt[3]{\frac{0,025125 \cdot 6}{\mu}} \\&= 0,36345 \text{ cm}\end{aligned}$$

PEMILIHAN PIPA

Dalam pemilihan pipa harus diperhatikan faktor perpindahan panas. Pengaruh bahan isian di dalam pipa terhadap koefisien transfer panas konveksi didelik oleh Colburn (Smith, JM., p.571) dan diperoleh hubungan pengaruh rasio (Dp/Dt) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding transfer panas konveksi pada pipa kosong.

Dp/Dt	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
Hio/h	5,5	7	7,8	7,5	7,0

Dimana :

(Dp/Dt) = rasio diameter katalis per diameter pipa

(hio/h) = rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding koefisien transfer panas pada pipa kosong.

Dari data diatas diperoleh $(hio/h)_{\max}$ terjadi pada 7,8 pada $(Dp/Dt) = 0,15$

$$\frac{Dp}{Dt} = 0,15$$

$$Dt = \frac{Dp}{0,15}$$

$$Dt = \frac{0,36345}{0,15} \text{ cm}$$

$$= 2,42298 \text{ cm}$$

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, table 11) :

$$NP_s = 1 \text{ in}$$

$$OD = 1,32 \text{ in}$$

$$ID = 1,049 \text{ in}$$

$$Sch = 40$$

JUMLAH PIPA (Brown, 1950)

Jumlah pipa ditentukan berdasarkan turbulensi gas dalam pipa berkatalis. Dalam suatu reaksi khusus terjadi tumbukan molekul yang optimum (well mixed). Keadaan di atas terjadi bila pada keadaan turbulen yaitu bilangan Reynold diatas 3100.

$$\text{Spherecity } (\phi) = \frac{\text{Luas area bola}}{\text{luas area katalis}}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas area bola} &= \pi \cdot D_p^2 \\ &= 3,14 \cdot 0,36345 \\ &= 0,4148 \text{ cm}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas area katalis} &= \pi \cdot D_H + \frac{2 \cdot \mu \cdot D}{4} \\ &= 0,4748 \text{ cm}^2\end{aligned}$$

$$\text{maka } \varphi = \frac{0,4148}{0,4748} = 0,8736$$

Dari fig. 223 Brown diperoleh $\varepsilon = 0,35$

Komponen	Kgmol /jam	Kg / jam
C ₂ H ₅ OH	170.8830	7860.6172
CH ₃ CHO	0.2998	13.1910
H ₂	0.0000	0.0000
H ₂ O	50.0550	900.9893
Total	61.4549	2437.4438

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan massa} &= 2437.4438 \text{ Kg/j} \\ &= 677.0677 \text{ g/dt}\end{aligned}$$

$$\text{BM rata-rata} = 39.66$$

$$\text{Suhu Umpan (T)} = 563 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\text{Tekanan Umpan (P)} = 2 \text{ atm}$$

$$\text{Densitas gas}(\rho) = 0.001717 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Viskositas gas} = 0.000539 \text{ g/cm dt}$$

Digunakan pipa Standard

$$\text{ID pipa} = 1.049 \text{ in} = 2.664 \text{ cm}$$

$$\text{OD pipa} = 1.320 \text{ in} = 3.353 \text{ cm}$$

$$\text{BWG} = 16 \text{ in}$$

A. Jumlah pipa maximum :

1. Menghitung Gt :

$$4100 = \frac{\text{Fre} \cdot \text{Dp} \cdot \text{Gt}}{u}$$

$$= \frac{50.5 \cdot 0.5723 \text{ cm} \cdot \text{Gt}}{0.0005390 \text{ (g / cm dt)}}$$

$$= 53619.95 \text{ Gt}$$

$$\text{Gt} = 0.076464 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}$$

2. Menghitung Luas penampang pipa :

$$\text{Ao} = \frac{3.14 \cdot \text{DI}^2 \cdot e}{4}$$

$$= \frac{3.14 \cdot (2.6645 \text{ cm})^2 \cdot 0.36}{4}$$

$$= 2.0063 \text{ cm}^2$$

3. Menghitung Luas penampang total :

$$A_t = \frac{G}{G_t}$$

$$= \frac{677.0677 \text{ g/dt}}{0.0765 \text{ g/cm}^2 \text{ dt}}$$

$$= 8854.7168 \text{ cm}^2$$

Menghitung Jumlah pipa maximum :

$$N_t \text{ max} = \frac{A_t}{A_o}$$

$$= \frac{8854.7168 \text{ cm}^2}{2.0063 \text{ cm}^2}$$

$$= 4413.5098 \text{ pipa}$$

B. Jumlah pipa minimum :

1. Menghitung Kecepatan maximum :

$$v_{\text{max}} = \left[\frac{4.(rb - rg).g.Dp}{3.rg.fD} \right]^{1/2}$$

$$= \left[\frac{4.(0,5800 - 0,001717).981.0,5723}{3.0,0017170.1} \right]^{1/2}$$

$$= 502.1136 \text{ cm/dt}$$

2. Menghitung Kecepatan Volume Umpan :

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{G}{r_g} \\ &= \frac{677.0677 \text{ g/dt}}{0.0017 \text{ g/cm}^3} \\ &= 394333.9063 \text{ cm}^3/\text{dt} \end{aligned}$$

3. Menghitung Luas penampang total :

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{F_v}{v_{\max}} \\ &= \frac{394333.9063 \text{ cm}^3/\text{dt}}{502.1136 \text{ cm/dt}} \\ &= 785.3481 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah pipa minimum :

$$\begin{aligned} N_{t \min} &= \frac{A_t}{A_o} \\ &= \frac{785.3481 \text{ cm}^2}{2.0063 \text{ cm}^2} \\ &= 391.4457 \text{ pipa} \end{aligned}$$

C. Jumlah pipa :

1. Menghitung Gt :

diambil bilangan Reynold (Re) = 22000

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\text{Fre} \cdot \text{Dp} \cdot \text{Gt}}{\mu} \\ &= \frac{50.5 \cdot 0.5723 \text{ cm} \cdot \text{Gt}}{0.0005390 \text{ (g / cm dt)}} \\ &= 53619.95 \text{ Gt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gt} &= 22000 / 53619.95 \text{ g/cm}^2 \text{ dt} \\ &= 0.410295 \text{ g/cm}^2 \text{ dt} \end{aligned}$$

2. Menghitung Luas penampang pipa :

$$\begin{aligned} A_o &= \frac{3.14 \cdot \text{DI}^2 \cdot e}{4} \\ &= \frac{3.14 \cdot (2.6645 \text{ cm})^2 \cdot 0.36}{4} \\ &= 2.0063 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

3. Menghitung Luas penampang total :

$$A_t = \frac{G}{\text{Gt}}$$

$$\begin{aligned}
 & 677.0677 \text{ g/dt} \\
 & = \frac{\quad}{\quad} \\
 & 0.4103 \text{ g/cm}^2 \text{ dt} \\
 & = 1650.1971 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

Menghitung Jumlah pipa :

$$\begin{aligned}
 & \text{At} \\
 \text{Nt} &= \frac{\quad}{\quad} \\
 & \text{Ao} \\
 & 1650.1971 \text{ cm}^2 \\
 & = \frac{\quad}{\quad} \\
 & 2.0063 \text{ cm}^2 \\
 & = 823 \text{ pipa}
 \end{aligned}$$

SIFAT FISIS

a) Spesifik Heat

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

Komponen	Cp (J/mol.K)				ΔH_f°	ΔG_f°
	A	B	C	D	(KJ/mol)	(KJ/mol)
C ₂ H ₅ OH	2,153	5,113E-02	-2,004E-05	3,280E-10	-56,12	195,07
CH ₃ CHO	1,843	4,353E-02	-2,404E-05	5,650E-09	-39,76	0
H ₂	6,483	2,215E-03	-3,298E-06	1,826E-09	0	225,97

$$C_p = \sum C_{pi} \cdot y_i$$

b) Viskositas

$$\mu = A + BT + CT^2$$

Komponen	μ (micropoise.K)		
	A	B	C
C ₂ H ₅ OH	1,499	0,30741	-0,000044479
CH ₃ CHO	0,069	0,302460000	-0,000042372
H ₂	27,758	2,12E-01	-3,28E-05
H ₂ O	-36,826	0,429	-0,0000162

$$\mu_i = \frac{\sum \mu_i \cdot BM^{1/2} \cdot y_i}{\sum BM^{1/2} \cdot y_i}$$

c) Konduktivitas Thermal

$$\tau_i = \frac{T_c^{1/6} \cdot BM^{1/2}}{P_c^{2/3}}$$

$$k = ((14,54 \cdot T/T_c) - 5,14)^{2/3} \cdot C_p/\tau_i \cdot 10^6$$

Komponen	T _c (K)	P _c (atm)
C ₂ H ₅ OH	516,25	63,84
CH ₃ CHO	461	5,50
H ₂	33,18	13,13
H ₂ O	647,13	220,55

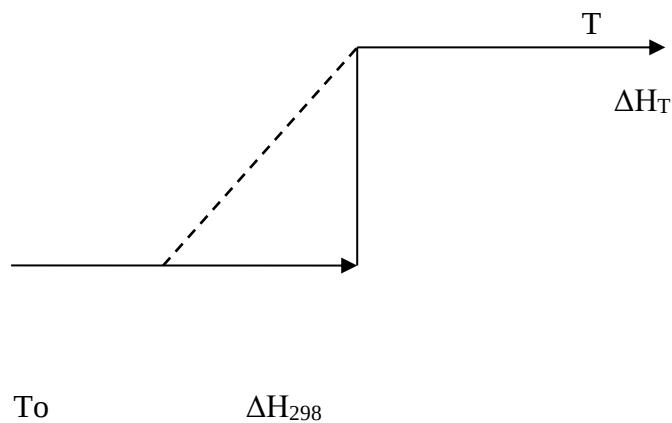
d) Sifat Pemanas

$$C_p = 0,509 \text{ Btu/lb}^\circ\text{K}$$

$$\mu = 0,40 \text{ micropoise.K}$$

$$k = 0,68 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{K}$$

PANAS REAKSI



Panas reaksi pada suhu standar (298K)

$$\Delta H_T = \Delta H_{298} + \int \Delta C_p dT$$

Dimana :

$$\begin{aligned} \Delta H_{R\ 298} &= \Delta H_f^\circ \text{produk} - \Delta H_f^\circ \text{reaktan} \\ &= (\Delta H_f^\circ \text{CH}_3\text{CHO} + \Delta H_f^\circ \text{H}_2) - (\Delta H_f^\circ \text{C}_2\text{H}_5\text{OH}) \\ &= (-39,76 + 0) - (-56,12) \\ &= 16,36 \text{ KCal/mol} \\ &= 16.360 \text{ Cal/mol} \end{aligned}$$

Komponen	Cp (Joule/mol.K)			
	A	B	C	D
C ₂ H ₅ OH	2,153	5,113E-02	-2,004E-05	3,280E-10
CH ₃ CHO	1,843	4,353E-02	-2,404E-05	5,650E-09
H ₂	6,483	2,215E-03	-3,298E-06	1,826E-09
H ₂ O	2,153	5,113E-02	-2,004E-05	3,280E-10

$$\Delta H_{R(T)} = \Delta H_{R\ 298} + \int (\Delta\alpha + \Delta\beta T + \Delta\gamma T^2 + \Delta\delta T^3) dT$$

$$\Delta\alpha = A_P - A_R = 6,173$$

$$\Delta\beta = B_P - B_R = -5,385 \cdot 10^{-3}$$

$$\Delta\gamma = C_P - C_R = -7,298 \cdot 10^{-6}$$

$$\Delta\delta = D_P - D_R = 7,148 \cdot 10^{-9}$$

Sehingga :

$$\Delta H_{R(T)} = \Delta H_{R\ 298} + \int (\Delta\alpha + \Delta\beta T + \Delta\gamma T^2 + \Delta\delta T^3) dT$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{R(T)} = & 16.360 \text{ J/mol} + \left(\int (6,173 - 5,385 \cdot 10^{-3} (T - T_{\text{ref}}) - 7,298 \cdot 10^{-6} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) \right. \\ & \left. + 7,148 \cdot 10^{-9} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) dT \right) \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} = & 16.360 \text{ J/mol} + \left(6,173 (T - T_{\text{ref}}) - \frac{1}{2} 5,385 \cdot 10^{-3} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) - \frac{1}{3} \right. \\ & \left. 7,298 \cdot 10^{-6} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{1}{4} 7,148 \cdot 10^{-9} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} = & (16.360 + 6,173(T - T_{\text{ref}}) - 2,692 \cdot 10^{-3} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) - 2,433 \cdot 10^{-6} (T^3 - \\ & T_{\text{ref}}^3) + 1,787 \cdot 10^{-9} (T^4 - T_{\text{ref}}^4)) \text{ J/mol} \end{aligned}$$

```

' OPEN "o", 1, "e:\qb\qb3\dilamuti\dilfix1.bas"
CLS
N = 823          'jml pipa
MS = 24          'massa pemanas
C = 260          'suhu operasi
TC1 = C
TcC = C
D = 265          'suhu keluar
td0 = D
DOU = 1.32 * 2.54 'diameter luar pipa
DI = 1.049 * 2.54 'diameter dalam pipa
Pt = 1.25 * DOU  'pitch
CL = Pt - DOU    'clearence
DE = (4 * (Pt ^ 2 - (3.14 * DOU ^ 2 / 4))) / (3.14 * DOU)
'diameter aquivalen
Ass = N * Pt ^ 2 * 1.15          'luas penampang shell
ID = (4 * Ass / 3.14) ^ .5      'diameter dalam shell
BS = ID / 5                      'jarak buffle
AT = 3.14 / 4 * DI ^ 2:         'luas penampang pipa
ASi = ID * CL * BS / Pt         'flow area dlm shell
PRINT
PRINT "
[
PRINT " | REAKTOR FIXBED
MULTI TUBE |
PRINT "
]
PRINT
PRINT USING " Jumlah pipa = #### pipa"; N
PRINT USING " Diameter luar pipa = #.### cm"; DOU
PRINT USING " Diameter dalam pipa = #.### cm"; DI
PRINT USING " Pitch = #.### cm"; Pt
PRINT USING " Diameter Shell = #.### m"; ID / 100
PRINT USING " Jumlah pemanas = #####.### Kg/j"; MS
* N / 3.6
PRINT 'MS * N * .373 * (536.6 - 504.8)
PRINT : PRINT : PRINT
Dp = .5723
BMA = 46 'C2H5OH
BMB = 44 'CH3CHO
BMC = 2 'H2
BMD = 18 'H2O

'KECEPATAN MASUK MASING-MASING GAS (KGMOL/JAM)
FAIO = 7860.6174# / BMA
FBIO = 13.191 / BMB
FCIO = 0
FDIO = 900.9893 / BMD

FAO = FAIO / 3.6:
FBO = FBIO / 3.6:
FCO = FCIO / 3.6:
FDO = FDIO / 3.6:

```



```

' Perhitungan RUNGA KUTTA
PRINT "
PRINT "
PRINT "
PRINT USING "
A; B; C; D; E
NO = 0
620 GA = A: GB = B: GC = C: GD = D: GE = E:

GOSUB 910
    K1 = DX * F
    L1 = T * F
    EM1 = S * F
    N1 = P * F
GB = B + (K1 / 2)
GC = C + (L1 / 2)
GD = D + (EM1 / 2)
GE = E + (N1 / 2)

GOSUB 910
    K2 = DX * F
    L2 = T * F
    EM2 = S * F
    N2 = P * F
GB = B + (K2 / 2)
GC = C + (L2 / 2)
GD = D + (EM2 / 2)
GE = E + (N2 / 2)

GOSUB 910
    K3 = DX * F
    L3 = T * F
    EM3 = S * F
    N3 = P * F
GB = B + K3
GC = C + L3
GD = D + EM3
GE = E + N3

GOSUB 910
    K4 = DX * F
    L4 = T * F
    EM4 = S * F
    N4 = P * F

GB2 = B + 1 / 6 * (K1 + 2 * K2 + 2 * K3 + K4)
GC2 = C + 1 / 6 * (L1 + 2 * L2 + 2 * L3 + L4)
GD2 = D + 1 / 6 * (EM1 + 2 * EM2 + 2 * EM3 + EM4)
GE2 = E + 1 / 6 * (N1 + 2 * N2 + 2 * N3 + N4)

710 A = A + F
    C = GC2
    B = GB2
    D = GD2

```

L (cm)	Xa	T (c)	Td (c)	P (atm)
####	#.####	###.##	###.#	##.###

```

E = GE2
NO = NO + 1
Qre = Q1 * F * N + Qre
Q1 = Q2 * F * N + Q1

790 IF B >= .5 THEN 870
    IF NO = 10 THEN 800
    GOTO 620
800 PRINT USING "      | ##### | #.##### | ###.## | ###.# | ##.###
|"; A; B; C; D; E: NO = 0
860 GOTO 620
870 PRINT USING "      | ##### | #.##### | ###.## | ###.# | ##.###
|"; A; B; C; D; E
    PRINT "      | _____ |"
PRINT
INPUT "", A$
PRINT "      KECEPATAN MASSA GAS KELUAR REAKTOR"
PRINT

XA = .5
FA = FAO * (1 - XA)      'C2H5OH
FB = FBO + FAO * XA      'CH3CHO
FC = FCO + FAO * XA      'H2
FD = FDO                  'H2O

FT = FA + FB + FC + FD
YA = FA / FT: YB = FB / FT: YC = FC / FT: YD = FD / FT
M = BMA * YA + BMB * YB + BMC * YC + BMD * YD

PRINT "
| _____ |"
PRINT "      | Komponen | Kgmol /jam |      Kg / jam
| "
PRINT "
| _____ |"
PRINT USING "      | C2H5OH | #####.#### |
#####.#### | "; FA * 3.6; FA * 3.6 * BMA
PRINT USING "      | CH3CHO | #####.#### |
#####.#### | "; FB * 3.6; FB * 3.6 * BMB
PRINT USING "      | H2 | #####.#### |
#####.#### | "; FC * 3.6; FC * 3.6 * BMC
PRINT USING "      | H2O | #####.#### |
#####.#### | "; FD * 3.6; FD * 3.6 * BMD
PRINT "
| _____ |"
PRINT USING "      Total #####.####
#####.#### "; FT * 3.6; FT * 3.6 * M
PRINT

PRINT
PRINT "      Enthalpi Hasil reaksi : "
PRINT
GOSUB 7000
Qo2 = QTOT * 3.6
INPUT "", A$

```

```

PRINT
PRINT
PRINT "      NERACA PANAS : "
PRINT
PRINT "      MASUK :                                KELUAR :
"
PRINT
PRINT "      1. Enthalpi Umpan Masuk Reaktor      1. Enthalpi
hasil reaksi:"
PRINT USING "      Qs1 = #####.#### Kcal/jam      Qs2
= #####.#### Kcal/jam"; Qo1; Qo2
Q1 = Qo2 + (-Qre * 3.6) - Qo1
Qp = Q1 * 1.1
Qloss = Qp - Q1
PRINT "      2. Beban panas Reaktor      2. Panas
Reaksi"
PRINT USING "      Qp = #####.#### Kcal/jam      Qr
= #####.#### Kcal/jam"; Qp; -Qre * 3.6
PRINT "      3. Panas
Hilang"
PRINT USING "      Qloss
= #####.#### Kcal/jam"; Qloss
TPin = D - (Q1 - Qloss) / (MS * N * .373)
PRINT "      -----
----- "
PRINT USING "      #####.#### Kcal/jam
#####.#### Kcal/jam"; Qo1 + Qp; -Qre * 3.6 + Qo2 + Qloss
PRINT
PRINT

PRINT "      Dari hasil perhitungan Reaktor diperoleh : "
PRINT
PRINT USING "      Jumlah pipa      = #### pipa"; N
PRINT USING "      Diameter Shell      = #.### m"; ID / 100
PRINT USING "      Jumlah pemanas      = ##### Kg/j"; MS * N
/ 3.6
PRINT USING "      Panjang katalis      = ###.# m"; A / 100
PRINT USING "      = ###.# ft"; A / 100 /
.3048
HH = 20
PRINT USING "      Panjang Pipa      = ###.# m"; HH * .3048
PRINT USING "      = ###.# ft"; HH
PRINT
CLOSE
900 END
910 'KOMPOSISI GAS (GMOL/JAM)

XB = GB

FA = FAO * (1 - XA)      'C2H5OH
FB = FBO + FAO * XA      'CH3CHO
FC = FCO + FAO * XA      'H2
FD = FDO                  'H2O

FT = FA + FB + FC + FD
YA = FA / FT: YB = FB / FT: YC = FC / FT: YD = FD / FT

```

$$M = BMA * YA + BMB * YB + BMC * YC + BMD * YD$$

'KAPASITAS PANAS GAS (CAL/GMOL.K) (Reid,1979)

$$CPA = (27.091 + .11055 * (GC + 273) + 1.0957E-04 * (GC + 273)^2 + -1.5046E-07 * (GC + 273)^3 + (4.6601E-11) * (GC + 273)^4) / 4.2$$

$$CPB = (34.14 + .04002 * (GC + 273) + 1.5634E-04 * (GC + 273)^2 + -1.6445E-07 * (GC + 273)^3 + 4.7248E-11 * (GC + 273)^4) / 4.2$$

$$CPC = (25.399 + .020178 * (GC + 273) + -3.8549E-05 * (GC + 273)^2 + 3.188E-08 * (GC + 273)^3 + -8.7585E-12 * (GC + 273)^4) / 4.2$$

$$CPD = (33.933 + -.0084186 * (GC + 273) + 2.9906E-05 * (GC + 273)^2 + -1.7825E-08 * (GC + 273)^3 + 3.6934E-12 * (GC + 273)^4) / 4.2$$

$$CPM = (YA * CPA + YB * CPB + YC * CPC + YD * CPD) / M$$

'KAPASITAS pemanas (CAL/GMOL.K)

$$CPP = .573$$

'RAPAT MASSA CAMPURAN GAS

$$RM = E * M / (GC + 273) / 82.06$$

'VISKOSITAS GAS (gr/dt.cm)

$$\begin{array}{ll} TcA = 516.25: & PcA = 63.84 \\ TcB = 461: & PcB = 5.5 \\ TcC = 33.18: & PcC = 13.13 \\ TcD = 647.13: & PcD = 220.55 \end{array}$$

$$VA = (.00036 * (4.61 * ((GC + 273) / TcA) ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * ((GC + 273) / TcA)) + 1.94 * EXP(-4.058 * ((GC + 273) / TcA)) + .1) / (TcA ^ (1 / 6) * BMA ^ (-.5) * PcA ^ (-2 / 3))) / 100$$

$$VB = (.00036 * (4.61 * ((GC + 273) / TcB) ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * ((GC + 273) / TcB)) + 1.94 * EXP(-4.058 * ((GC + 273) / TcB)) + .1) / (TcB ^ (1 / 6) * BMB ^ (-.5) * PcB ^ (-2 / 3))) / 100$$

$$VC = (.00036 * (4.61 * ((GC + 273) / TcC) ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * ((GC + 273) / TcC)) + 1.94 * EXP(-4.058 * ((GC + 273) / TcC)) + .1) / (TcC ^ (1 / 6) * BMC ^ (-.5) * PcC ^ (-2 / 3))) / 100$$

$$VD = (.00036 * (4.61 * ((GC + 273) / TcD) ^ .618 - 2.04 * EXP(-.449 * ((GC + 273) / TcD)) + 1.94 * EXP(-4.058 * ((GC + 273) / TcD)) + .1) / (TcD ^ (1 / 6) * BMD ^ (-.5) * PcD ^ (-2 / 3))) / 100$$

$$\begin{array}{l} VM = YA * VA * SQR(BMA) + YB * VB * SQR(BMB) \\ VM = VM + YC * VC * SQR(BMC) + YD * VD * SQR(BMD) \end{array}$$

```
VBAH = YA * SQR(BMA) + YB * SQR(BMB) + YC * SQR(BMC) + YD *
SQR(BMD)
```

```
VR = VM / VBAH
```

```
'VISKOSITAS pemanas (gr/dt.cm)
VP = (35.5898 - .04212 * D) * .01
```

```
'THERMAL KONDUKTIVITAS (Cal/dt.cm.K)
TIA = TcA ^ (1 / 6) * BMA ^ (1 / 2) / PcA ^ (2 / 3)
TIB = TcB ^ (1 / 6) * BMB ^ (1 / 2) / PcB ^ (2 / 3)
TIC = TcC ^ (1 / 6) * BMC ^ (1 / 2) / PcC ^ (2 / 3)
TID = TcD ^ (1 / 6) * BMD ^ (1 / 2) / PcD ^ (2 / 3)
```

```
jp = .000001
KA = ((14.52 * (GC + 273) / TcA) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jp /
TIA) * CPA
KB = ((14.52 * (GC + 273) / TcB) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jp /
TIB) * CPB
KC = ((14.52 * (GC + 273) / TcC) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jp /
TIC) * CPC
KD = ((14.52 * (GC + 273) / TcD) - 5.14) ^ (2 / 3) * (jp /
TID) * CPD
```

```
KM = YA * KA * (BMA ^ .333) + YB * KB * (BMB ^ .333)
KM = KM + YC * KC * (BMC ^ .333) + YD * KD * (BMD ^ .333)
BAWAH = YA * (BMA ^ .333) + YB * (BMB ^ .333) + YC * (BMC ^
.333) + YD * (BMD ^ .333)
```

```
KM = KM / BAWAH
```

```
'KONDUKTIVITAS pemanas (CAL/JAM.M.K)
KP = (.84333 - .0005807 * (GD + 273))
```

```
'PERHITUNGAN KOEFISIEN TRANSFER PANAS
RE = 50 * GT / N * Dp / VR
HI = (.27 * KM * (RE) ^ .8 * (CPM * VR / KM) ^ (1 / 3)) / DI
HI = 7.8 * HI
HIO = HI * DI / DOU
Rs = DE * GS / VP
PR = CPP * VP / KP

HO = .46 * KP / DE * Rs ^ .55 * PR ^ .333
UC = (HIO * HO) / (HIO + HO)
UD = UC / (11.06557 * UC + 1) / 100
```

```
'KECEPATAN REAKSI DAN PANAS REAKSI
```

```
kx = 1537674.39# * EXP(-7453.950748# / (GC + 273))
```

```
'PANAS REAKSI
```

```
HR1 = 16360 + 6.173 * ((GC + 273) - 298)
```

```

      HR1 = HR1 + (1 / 2) * (-.00539) * ((GC + 273) ^ 2 - 298 ^ 2)
      HR1 = HR1 + (1 / 3) * (-7.298E-06) * ((GC + 273) ^ 3 - 298 ^
3)
      HR1 = HR1 + (1 / 4) * (7.148E-09) * ((GC + 273) ^ 4 - 298 ^
4)

'PERSAMAAN DIFFERENSIAL

' (dx/dz)
  RR = 82.06
  TT = GC + 273
  CA0 = FAO / FTO * E / RR / TT
  RC = kx * CA0 * (1 - GB)
  DX = (3.14 * DI ^ 2 * .36 * RC) / (4 * (FAO / N))

' (dT/dz)
  Q1 = (-HR1 / 4.2) * DX * FAO / N ' (cal/gmol)
(1/cm) (gmol/dt) = cal/dt cm
  Q2 = (UD * 3.14 * DOU * (GC - GD)) ' (cal/cm2 oC dt) (cm)
(oC) = cal/dt cm
  mcpr = FA * CPA + FB * CPB + FC * CPC + FD * CPD
  T = (Q1 - Q2) / (mcpr / N)
'   print Q1; Q2

' (dTs/dz)
  S = -((UD * 3.14 * DOU * (GC - GD)) / (MS * CPP))

' (dP/dz)
  fk = (150 * (1 - .36) / RE + 1.75) / 10000
  P = (GT / N) ^ 2 * (1 - .36) * fk
  P = -((P / ((Dp) * (RM) * 981 * .36 ^ 3)))

  RETURN
7000
  FT = FA + FB + FC + FD
  TC = C
  GOSUB 8000
  RETURN
8000
  XX = (TC + 273) - 298
  YY = (TC + 273) ^ 2 - 298 ^ 2
  ZZ = (TC + 273) ^ 3 - 298 ^ 3
  WW = (TC + 273) ^ 4 - 298 ^ 4
  SS = (TC + 273) ^ 5 - 298 ^ 5

  CPA = (27.091 * XX + .11055 / 2 * YY + 1.0957E-04 / 3 * ZZ -
1.50462E-07 / 4 * WW + 4.6601E-11 / 5 * SS) / 4.2
  CPB = (34.14 * XX + .04002 / 2 * YY + 1.5634E-04 / 3 * ZZ -
1.6445E-07 / 4 * WW + 4.7248E-11 / 5 * SS) / 4.2
  CPC = (25.399 * XX + .020178 / 2 * YY - 3.8549E-05 / 3 * ZZ +
3.188E-08 / 4 * WW - 8.7585E-12 / 5 * SS) / 4.2
  CPD = (33.933 * XX + -.0084186 / 2 * YY + 2.9906E-05 / 3 * ZZ
- 1.7825E-08 / 4 * WW + 3.6934E-12 / 5 * SS) / 4.2

```


HASIL RUN PROGRAM :

REAKTOR FIXED MULTI TUBE

Jumlah pipa = 823 pipa
Diameter luar pipa = 3.353 cm
Diameter dalam pipa = 2.664 cm
Pitch = 4.191 cm
Diameter Shell = 1.455 m
Jumlah pemanas = 5486.667 Kg/j

KECEPATAN MASSA MASUK REAKTOR

Komponen	Kgmol /jam	Kg / jam
C2H5OH	170.8830	7860.6172
CH3CHO	0.2998	13.1910
H2	0.0000	0.0000
H2O	50.0550	900.9893
Total	221.2377	8774.7979

Enthalpi Umpan Masuk Reaktor :

Suhu operasi = 260.00 C
Suhu refferensi = 25 C

Komponen	Kgmol /jam	Cp dT	Qs = m Cp dT
C2H5OH	170.8830	4610.57	787868.6250
CH3CHO	0.2998	3769.73	1130.1483
H2	0.0000	1629.17	0.0000
H2O	50.0550	1929.39	96575.3125
Total	221.2377		885574.0625

KONDISI AWAL

Suhu gas masuk = 260.0 °C
Suhu pemanas keluar = 265.0 °C
Tekanan awal = 2.5 atm
Increment tebal katalis = 1.00 cm

L (cm)	Xa	T (c)	Td (c)	P (atm)
0	0.0000	260.00	265.0	2.500
10	0.0191	257.29	265.0	2.495
20	0.0366	254.93	265.1	2.489
30	0.0529	252.87	265.1	2.484
40	0.0681	251.07	265.2	2.479
50	0.0825	249.49	265.3	2.473
60	0.0961	248.10	265.4	2.468
70	0.1090	246.88	265.4	2.463
80	0.1213	245.81	265.5	2.458
90	0.1331	244.87	265.6	2.452
100	0.1445	244.04	265.8	2.447
110	0.1555	243.32	265.9	2.442
120	0.1661	242.69	266.0	2.436
130	0.1765	242.15	266.1	2.431
140	0.1865	241.68	266.2	2.426
150	0.1963	241.28	266.3	2.421
160	0.2058	240.93	266.5	2.415
170	0.2152	240.64	266.6	2.410
180	0.2243	240.41	266.7	2.405
190	0.2333	240.21	266.9	2.399
200	0.2421	240.06	267.0	2.394
210	0.2507	239.94	267.1	2.388
220	0.2593	239.86	267.3	2.383
230	0.2676	239.81	267.4	2.378
240	0.2759	239.78	267.5	2.372
250	0.2841	239.78	267.7	2.367
260	0.2921	239.81	267.8	2.361
270	0.3000	239.85	268.0	2.356
280	0.3079	239.92	268.1	2.351
290	0.3156	240.00	268.2	2.345
300	0.3233	240.10	268.4	2.340
310	0.3309	240.21	268.5	2.334
320	0.3384	240.34	268.7	2.329
330	0.3458	240.48	268.8	2.323
340	0.3532	240.63	268.9	2.318
350	0.3605	240.80	269.1	2.312
360	0.3677	240.97	269.2	2.306
370	0.3748	241.15	269.4	2.301
380	0.3819	241.34	269.5	2.295
390	0.3890	241.53	269.6	2.290
400	0.3959	241.74	269.8	2.284
410	0.4028	241.95	269.9	2.278
420	0.4097	242.16	270.1	2.273
430	0.4165	242.38	270.2	2.267
440	0.4232	242.61	270.3	2.261
450	0.4299	242.84	270.5	2.256
460	0.4365	243.08	270.6	2.250
470	0.4431	243.32	270.8	2.244
480	0.4496	243.56	270.9	2.238
490	0.4561	243.80	271.0	2.233
500	0.4625	244.05	271.2	2.227
510	0.4689	244.30	271.3	2.221
520	0.4752	244.56	271.4	2.215

530	0.4814	244.81	271.6	2.209
540	0.4877	245.07	271.7	2.203
550	0.4938	245.33	271.8	2.197
560	0.4999	245.60	272.0	2.192
561	0.5006	245.62	272.0	2.191

KECEPATAN MASSA GAS KELUAR REAKTOR

Komponen	Kgmol /jam	Kg / jam
C2H5OH	85.4415	3930.3086
CH3CHO	85.7413	3772.6165
H2	85.4415	170.8830
H2O	50.0550	900.9893
Total	306.6792	8774.7979

Enthalpi Hasil reaksi :

Suhu operasi = 245.62 C

Suhu refferensi = 25 C

Komponen	Kgmol /jam	Cp dT	Qs = m Cp dT
C2H5OH	85.4415	4277.86	365506.9375
CH3CHO	85.7413	3502.36	300296.9063
H2	85.4415	1528.82	130624.6484
H2O	50.0550	1807.99	90498.7813
Total	306.6792		886927.2500

NERACA PANAS :

MASUK :

1. Enthalpi Umpan Masuk Reaktor
 $Q_{s1} = 3188066.5000$ Kcal/jam

2. Beban panas Reaktor
 $Q_p = 387357.9375$ Kcal/jam

 3575424.5000 Kcal/jam

KELUAR :

1. Enthalpi hasil reaksi:
 $Q_{s2} = 3192938.0000$

2. Panas Reaksi
 $Q_r = 347272.0625$

3. Panas Hilang
 $Q_{loss} = 35214.3750$

 3575424.5000

Dari hasil perhitungan Reaktor diperoleh :

Jumlah pipa	=	823	pipa
Diameter Shell	=	1.455	m
Jumlah pemanas	=	5487	Kg/j
Panjang katalis	=	5.6	m
	=	18.4	ft
Panjang Pipa	=	6.1	m
	=	20.0	ft

1. Menghitung tebal shell

Digunakan bahan Carbon steel SA 178 grade C

Tekanan design (p)	=	17.64	psi
Allowable stress	=	18750	psi
efisiensi sambungan	=	0.85	
faktor korosi	=	0.125	in
Jari-jari tangki	=	28.64	in

Tebal Shell :

$$\begin{aligned}
 t_{\text{shell}} &= \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0.4 \cdot p} + c \\
 &= \frac{17.64 \cdot 28.64}{18750.00 \cdot 0.85 - 0.4 \cdot 17.64} + 0.125 \\
 &= 0.157 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipakai tebal shell 3/16 in

2. Menghitung tebal head

Bentuk head : Elliptical Dished Head

Digunakan bahan Carbon steel SA-167 grade C

Tekanan design (p)	=	37.93	psi
Allowable stress	=	18750	psi
efisiensi sambungan	=	0.85	
faktor korosi	=	0.125	in
Jari-jari tangki	=	28.64	in

Tebal Head :

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0.885 \cdot p \cdot d}{2 \cdot S \cdot e - 0.2 \cdot p} + c \\
 &= \frac{0.885 \cdot 37.93 \cdot 57.28}{2 \cdot 18750.00 \cdot 0.85 - 0.2 \cdot 37.93} + 0.125 \\
 &= 0.185 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal head 3/16 in

3. Menghitung ukuran pipa

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

a. Pipa pemasukan Umpan Reaktor :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan Umpan} &= 19304.555 \text{ lb/j} \\
 \text{Densitas Umpan} &= 0.2762 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Di &= 2.2 \cdot (G/1000)^{0.45} \cdot \text{den}^{(-0.31)} \\
 &= 2.2 \cdot (19304.555 / 1000)^{0.45} \cdot 0.2762^{(-0.31)} \\
 &= 12.422 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran : 12.00 in

b. Pipa pengeluaran hasil Reaktor :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan hasil} &= 19304.557 \text{ lb/j} \\
 \text{Densitas hasil} &= 0.1745 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Di &= 2.2 \cdot (G/1000)^{0.45} \cdot \text{den}^{(-0.31)} \\
 &= 2.2 \cdot (19304.557 / 1000)^{0.45} \cdot 0.1745^{(-0.31)} \\
 &= 14.321 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran : 14.00 in

c. Pipa pemasukan dan pengeluaran pemanas:

$$\text{Kecepatan HITEC} = 12070.6680 \text{ lb/j}$$

$$\text{Densitas HITEC} = 54.6624 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} Di &= 2.2 \cdot (L/1000)^{0.45} \cdot \text{den}^{(-0.31)} \\ &= 2.2 \cdot (12070.668 / 1000)^{0.45} \cdot 54.6624^{(-0.31)} \\ &= 1.952 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran : 2.00 in

4. Menghitung tebal Isolasi

$$\text{Diameter shell} = 4.77 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi shell} = 20.00 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal shell} = 0.013 \text{ ft}$$

$$\text{Luas permukaan head} = 42.93 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas permukaan shell} = 299.78 \text{ ft}^2$$

$$\text{Total luas permukaan} = 342.72 \text{ ft}^2$$

$$\text{Suhu permukaan isolasi} = 176.00 \text{ }^{\circ}\text{F} = 636.00 \text{ }^{\circ}\text{R}$$

$$\text{Suhu dalam reaktor} = 515.30 \text{ }^{\circ}\text{F} = 975.30 \text{ }^{\circ}\text{R}$$

$$\text{Suhu udara lingkungan} = 86.00 \text{ }^{\circ}\text{F} = 546.00 \text{ }^{\circ}\text{R}$$

$$\text{Konduktifitas thermal dinding shell} = 28.0000 \text{ Btu ft/(j ft}^2 \text{ F)}$$

Digunakan Isolasi Fine Diatomaceous earth powder

$$\text{Konduktifitas thermal isolasi} = 0.0360 \text{ Btu ft/(j ft}^2 \text{ F)}$$

Koeffisien transfer panas konveksi (hc) :

$$hc = 0.3[T_w - T_u]^{0.25}$$

$$hc = 0.3[176 - 86]^{0.25}$$

$$= 0.9240211 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ F}$$

Koeffisien transfer panas Radiasi (hr) :

$$hr = \frac{ke[(T_w/100)^4 - (T_u/100)^4]}{[T_w - T_u]}$$

$$hr = \frac{0.178 \times 0.8[(6.36)^4 - (5.46)^4]}{[636 - 546]}$$

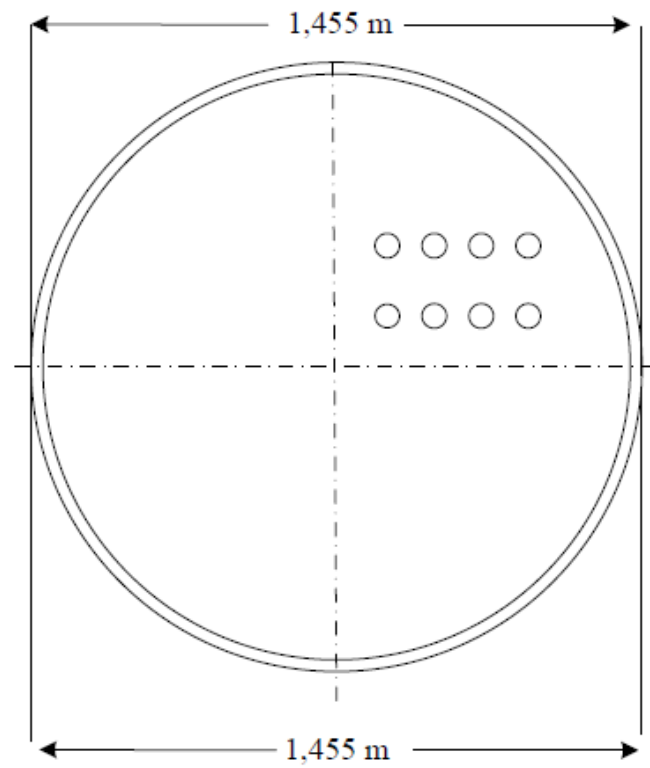
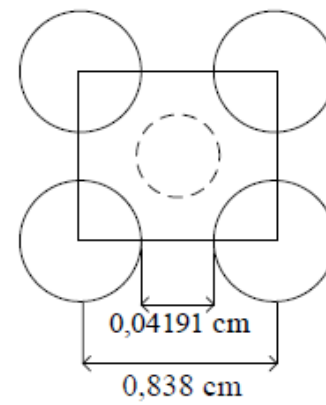
$$= 1.4782676 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ F}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= \frac{Ax(T_1 - T_u)}{\left[\frac{t_1}{k_1} + \frac{t_2}{k_2} + \frac{1}{(hr + hc)} \right]} \\
 &= \frac{342,715x(515,30 - 86,00)}{\left[\frac{0,013}{28} + \frac{T_{is}}{0,036} + \frac{1}{(0,9240 + 1,4783)} \right]} \\
 \left[\frac{0,013}{28} + \frac{T_{is}}{0,036} + \frac{1}{2,4023} \right] &= \frac{342,715x(515,30 - 86,00)}{35214,375} \\
 \left[\frac{0,013}{28} + \frac{T_{is}}{0,036} + \frac{1}{2,4023} \right] &= 4,178 \\
 \left[0,00047 + \frac{T_{is}}{0,036} + 0,4163 \right] &= 4,178 \\
 \left[\frac{T_{is}}{0,036} \right] &= 3,761
 \end{aligned}$$

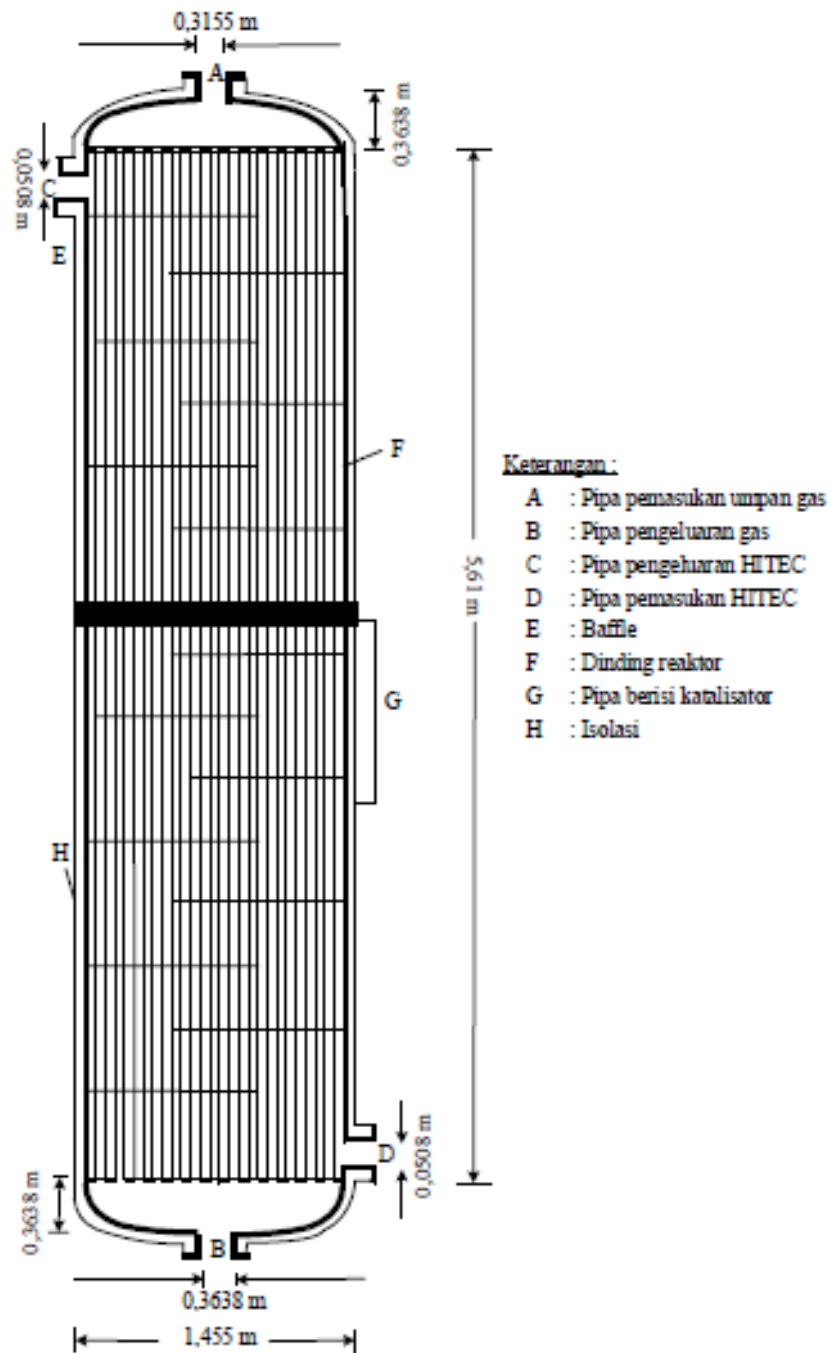
$$T \text{ isolasi} = 0.135 \text{ ft}$$

$$= 1.625 \text{ in}$$

$$\text{Dipakai Tebal isolasi} = 2.000 \text{ in}$$



Gambar Tampak Atas Reaktor



Gambar Tampak Depan Reaktor

LAMPIRAN B

(Kartu Konsultasi Bimbingan)

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Fadila Oktafiani
 No. MHS : 14521309
 Nama Mahasiswa : Muthia Fadhillah
 No. MHS : 14521309
 Judul Prarancangan)* : Prarancangan Pabrik Asetaldehida dengan Proses Dehidrogenasi Etanol Kapasitas 30.000 ton/tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	12 April 2018	Diskusi judul TA	
2.	26 April 2018	Presentasi judul TA	
3.	31 Mei 2018	Neraca Massa	
4.	9 Agustus 2018	Reaktor	
5.	6 September 2018	Reaktor	
6.	1 Oktober 2018	Reaktor	
7.	8 Oktober 2018	Menara Distilasi & Tangki	
8.	16 Oktober 2018	Menara Distilasi & PEFD, HE, & cooler	
9.	23 Oktober 2018	Vaporizer, Reboiler, & berbagai alat ²⁾ kecil	
10.	30 Oktober 2018	Utilitas & Analisa Ekonomi	
11.	5 November 2018	Analisa Ekonomi	
12.	12 November 2018	Pengesahan Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 5 November 2018

Pembimbing,

Dr. Diana, S.T., M.Sc.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

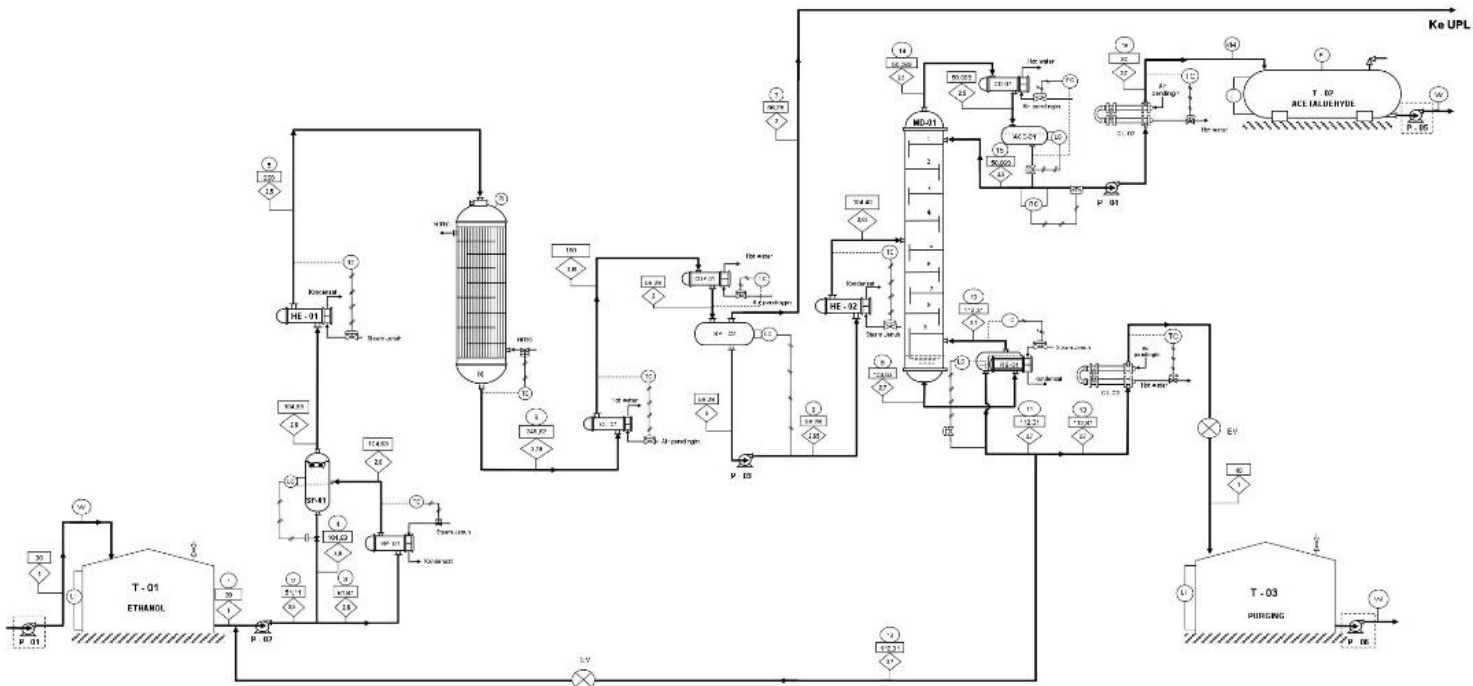
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

LAMPIRAN C

***(Process Engineering Flow
Diagram)***

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

KAPASITAS PRODUKSI : 30.000 TON / TAHUN



ARUS NASSA (KgJam)

[illegible][illegible]

	JURUSAN TEKNIK FISIKA MATEMATIKA FISIKA INSTRUMEN RIANG RUMAH TOYOKARANA 2018	
	PROSES PRODUKSI DAN PEMANFAATAN PRABAN CANGKAM PABRIK AKAT ALUMINUM DARI ETANOL DAN GINJAL PROSES DI HEDROGEFAS KAPASITAS PRODUKSI : 1000 TON / TAHUN	
Lampiran no. 1 M.A.S.A	1. DITRUKAN FAKULTAS : 1401800 2. FAKULTAS FISIKA : 1401801	
CONTOH PENYUSUNAN	1. DR. GARA, S.T., M.Sc	