

TA/TK/2019/012

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI
ETILEN DAN UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : Muhammad Gunanda Fikriputera

Nama : Anugrah Ikrar Hutomo

No. Mhs : 14521005

No.Mhs : 14521224

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

2019

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI ETILEN
DAN UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Muhammad Gunanda Fikriputera

Nama : Anugrah Ikrar Hutomo

No. Mhs : 14521005

No.Mhs : 14521224

Yogyakarta, 10 Januari 2019

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

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Tanda Tangan



Muhammad Gunanda Fikriputera

Tanda Tangan



Anugrah Ikrar Hutomo

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI
ETILEN DAN UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Muhammad Gunanda Fikriputera

No. Mhs : 14521005

Nama : Anugrah Ikrar Hutomo

No.Mhs : 14521224

Yogyakarta, 10 Januari 2019

Pembimbing I,



Dr. Suharno Rusdi

Pembimbing II,



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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI ETILEN DAN UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Muhammad Gunanda Fikriputera
No. Mahasiswa : 14521005

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, 10 Januari 2019

Tim Penguji

Suharno Rusdi, Ir., Ph.D
Ketua

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T
Anggota I

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



Ajeng 25/02/19
Ifa Puspa

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI ETILEN DAN UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Anugrah Ikrar Hutomo
No. Mahasiswa : 14521224

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, 10 Januari 2019

Tim Penguji

Suharno Rusdi, Ir., Ph.D

Ketua

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T

Anggota I

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

Anggota II



Ajeng 25/02/19

Ifa Puspari

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr., Wb.

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 semoga selalu tercurahkan atas junjungan kita Nabi Muhammad S.A.W, sahabat serta para pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul “**PRA RANCANGAN PABRIK ASETALDEHID DARI ETILEN DAN UDARA DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN DENGAN BANTUAN SIMULASI ASPEN PLUS**”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama dibangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang menyertai dan meridhoi setiap jalan yang di lalui dan memberikan semua kemudahan yang di hadapi.
2. Nabi Muhammad SAW yang telah membawa kita dari zaman kegelapan menuju zaman berakhlaq baik.
3. Ayah dan Ibu yang selalu memberi dukungan semangat serta do'a hingga sekarang.

4. Keluarga besar penulis yang selalu mendukung baik dalam bentuk do'a ataupun semangat.
5. Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T. selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Dr. Suharno Rusdi. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
7. Dr. Suharno Rusdi dan Achmad Chafidz, M. Sc. selaku pembimbing tugas akhir. Penulis mengucapkan banyak terima kasih atas bimbingan dan arahnya dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
8. Seluruh staff akademik Jurusan Teknik Kimia.
9. Teman-teman Teknik Kimia 2014 yang selalu memberikan dukungan semangat serta do'a, dan selalu mendukung penulis selama mengerjakan tugas akhir ini.
10. Kakak angkatan yang banyak memberi masukan-masukan yang sangat bermanfaat.
11. Serta semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah membantu penulis menyelesaikan tugas akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Penulis menyadari bahwa laporan ini jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangan mengingat keterbatasan pengalaman dan kemampuan penulis, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan penulis demi hasil yang lebih baik di masa mendatang.

Yogyakarta, 10 Oktober 2018

Penulis

HALAMAN PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

Ibu dan Ayah, yang telah memberikan dukungan moril maupun materi serta kasih sayang mereka yang tidak ternilai. Terimakasih atas doa dan semangatnya yang tidak pernah henti diberikan.

Partnerku, terima kasih telah menjadi patner yang terbaik, maaf jika ada banyak kekurangan dan kecerobohan. Semoga kita berdua selalu diberi kemudahan dalam perjalanan pencapaian cita-cita.

Teman-teman Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia 2014, yang tidak dapat disebutkan satu per satu, terimakasih atas semua memory yang akan selalu terkenang.

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR.....	vi
HALAMAN PERSEMBAHAN.....	viii
DAFTAR ISI.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
ABSTRAK.....	xvi
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik.....	3
1.2.1 Kapasitas Komersial.....	4
1.2.2 Kebutuhan Dalam Negeri.....	4
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku.....	5
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	6
1.3.1 Faktor Primer.....	6
1.3.2 Faktor Sekunder.....	7
1.4 Tinjauan Pustaka.....	8
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	11
2.1 Spesifikasi Produk.....	11
2.1.1 Asetaldehid.....	11
2.2 Spesifikasi Bahan.....	11
2.2.1 Etilen.....	11

2.2.2.	Oxygen.....	12
2.3.	Spesifikasi Katalis.....	12
2.4.1.	Paladium (II) Klorida.....	12
2.4.	Pengendalian Kualitas.....	13
2.4.1.	Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	13
2.4.2.	Pengendalian Kualitas Proses Produksi.....	13
2.4.4.	Pengendalian Kualitas Produk.....	14
BAB III SPESIFIKASI ALAT.....		15
3.1	Uraian Proses.....	15
3.1.1	Tahap Persiapan Bahan Baku.....	15
3.1.2	Tahap Pembentukan Asetaldehid.....	16
3.1.3	Permunian Asetaldehid.....	17
3.2	Spesifikasi Alat Proses.....	17
3.2.1	Alat Besar.....	17
3.2.2	Alat Ringan.....	20
3.3	Perencanaan Produksi.....	21
3.3.1	Kapasitas Perancangan.....	21
3.3.2	Analisis Kebutuhan Bahan Baku.....	22
3.3.3	Analisis Kebutuhan Proses.....	22
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....		23
4.1.	Lokasi Pabrik.....	23

4.1.1	Pertimbangan Primer Penentuan Lokasi Pabrik.....	24
4.1.2	Pertimbangan Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik.....	26
4.2.	Tata Letak Pabrik.....	27
4.3.	Tata Letak Alat Proses.....	31
4.4.	Alir Proses dan Material.....	35
4.4.1	Neraca Massa.....	35
4.5.	Pelayanan Teknik (Utilitas).....	38
4.5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>).....	38
4.5.2	Unit Penyediaan <i>Downterm</i>	48
4.5.3	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	48
4.5.4	Unit Penyediaan Udara Tekan.....	50
4.5.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	50
4.5.6	Unit Pengolahan Limbah.....	51
4.6.	Evaluasi Ekonomi.....	52
4.6.1.	Harga Alat.....	53
4.6.2.	Dasar Perhitungan.....	56
4.6.3.	Perhitungan Biaya.....	56
4.6.4.	Analisa Kelayakan.....	57
4.6.5.	Hasil Perhitungan.....	60
4.6.6.	Analisa Keuntungan.....	66
4.7.	Organisasi Perusahaan.....	67

4.7.1. Bentuk Perusahaan.....	67
4.7.2. Struktur Organisasi Perusahaan.....	68
4.7.3. Tugas dan Wewenang.....	70
4.7.4. Sistem Kepagawaian dan Sistem Gaji.....	73
4.7.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	74
4.7.6. Penggolongan Jabatan Jumlah Karyawan dan Gaji.....	75
BAB V KESIMPULAN.....	82
5.1 Kesimpulan.....	82
5.2 Saran.....	83
DAFTAR PUSTAKA.....	84
LAMPIRAN.....	85

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Pabrik Acetaldehyde didunia.....	4
Tabel 1.2 Perbandingan Proses Pembuatan Acetaldehyde.....	10
Tabel 4.1 Luas tanah dan bangunan.....	30
Tabel 4.2 Neraca Massa Total.....	35
Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor.....	35
Tabel 4.4 Neraca Massa Separator.....	36
Tabel 4.5 Kebutuhan Air.....	47
Tabel 4.6 Penyediaan Dowterm.....	48
Tabel 4.7 Kebutuhan listrik untuk proses.....	48
Tabel 4.8 Kebutuhan listrik untuk utilitas.....	49
Tabel 4.9 Total kebutuhan listrik.....	50
Tabel 4.10 harga alat.....	53
Tabel 4.11 Harga Alat proses.....	55
Tabel 4.12 Harga Alat Utilitas.....	56
Tabel 4.13 Physical Plant Cost.....	61
Tabel 4.14 Direct Plant Cost.....	61
Tabel 4.15 Fixed Capital Investment.....	61
Tabel 4.16 Direct Manufacturing Cost.....	61
Tabel 4.17 Indirect Manufacturing Cost.....	62
Tabel 4.18 Fixed Manufacturing Cost.....	62

Tabel 4.19 Manufacturing Cost.....	62
Tabel 4.20 Working Capital.....	62
Tabel 4.21 General Expanses.....	63
Tabel 4.22 Total Production Cost.....	63
Tabel 4.23 Fixed Cost.....	63
Tabel 4.24 Variable Cost.....	63
Tabel 4.25 Regulated Cost.....	64
Tabel 4.26 Jadwal Kerja Karyawan.....	75
Tabel 4.27 Penggolongan Jabatan dengan Pendidikan Minimal.....	75
Tabel 4.28 Jumlah Karyawan.....	76
Tabel 4.29 Jumlah Gaji Karyawan.....	78

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Data impor Asetaldehid.....	5
Gambar 4.1. Peta Rencana Tata Letak Pabrik.....	23
Gambar 4.2 rencana lokasi pabrik dengan <i>google map</i>	24
Gambar 4.3 Peta Lokasi Pabrik dengan skala 1:1000.....	31
Gambar 4.4 Tata Letak Alat Proses.....	34
Gambar 4.5. Diagram alir pengolahan air utilitas.....	41
Gambar 4.6. Tahun dan index harga.....	54
Gambar 4.7. Grafik Evaluasi Ekonomi.....	67
Gambar 4.8. Struktur Organisasi.....	70

ABSTRACT

The factory of Acetaldehyde from ethylene and oxygen will be designed with a capacity of 25000 tons per year planned to be established in the area of the Lais river, Palembang, South Sumatra. The acetaldehyde blocking process takes place in the gas phase with operating conditions of 100 oC and a pressure of 8 atm, with the catalyst used by PdCl₂. The reactor used is a fixed bed multitube type with isothermal and adiabatic conditions. The reaction is exothermic so it requires Rp. Dowtherm cooling. The raw material needed is ethylene as much as 2118.22 kg / hour, and oxygen at 1208.26 kg / hour. This process uses the Aspen Plus simulation as to find out whether the acetaldehyde production process is running well or not.

From the feasibility calculation, we know that the ROI (return on investment) before tax is 34% and ROI after tax 21%, POT (Payment Time) before tax is 3.0 years, POT after tax is 4.6 years, BEP (Break-even point) were 42.43%, SDP 25.53%, and DCFRR 16.68%. According to economic evaluation calculations, an acaldehyde plant with a capacity of 25,000 tons / year is interesting for further review.

ABSTRAK

Pabrik Acetaldehyde dari etilen dan oksigen akan dirancang dengan kapasitas 25000 ton per tahun direncanakan didirikan didaerah sungai Lais, Palembang Sumatra Selatan. Proses pembatan asetaldehid berlangsung pada fase gas dengan kondisi operasi 100 oC dan tekanan 8 atm, dengan katalis yang digunakan PdCl₂. Reaktor yang digunakan berjenis fixed bed multitube dengan kondisi isothermal dan adiabatik. Reaksi bersifat eksotermis sehingga diperlukan pendingin dowtherm RP. Bahan baku yang diperlukan adalah etilen sebanyak 2118,22 kg/jam, dan oksigen sebesar 1208,26 kg/jam. Proses ini menggunakan simulasi Aspen Plus sebagaimana untuk mengetahui apakah proses produksi Asetaldehid berjalan dengan baik atau tidak.

Dari perhitungan kelayakan, kita tahu bahwa ROI (Pengembalian investasi) sebelum pajak adalah 34% dan ROI setelah pajak 21%, POT (Waktu Pembayaran) sebelum pajak adalah 3,0 tahun, POT setelah pajak adalah 4,6 tahun, BEP (Titik impas) adalah 42,43%, SDP 25,53%, dan DCFRR 16,68%. Menurut perhitungan evaluasi ekonomi, pabrik asetaldehida dengan kapasitas 25.000 ton / tahun menarik untuk ditinjau lebih lanjut.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pembuatan Acetaldehyde pertama kali dibuat oleh seorang ahli kimia bernama Scheele yang ditemukan pada tahun 1774 dengan proses dehydrogenasi dari ethyl alkohol dan yang diakui pembuatannya sebagai senyawa baru pada tahun 1800 oleh Foureroy dan Vauguelin. Liebig memberikan nama pada senyawa baru pada tahun 1835 yang dinamakan "aldehyde". Liebig memberikan nama senyawa ini berasal dari bahasa latin yang diterjemahkan sebagai alkohol dan dehydrogenated. Pembentukan acetaldehyde dengan penambahan air pada acetylene merupakan hasil penelitian seorang ahli kimia Kutscherow pada tahun 1881. Pertama kali diperdagangkan Acetaldehyde sebagai senyawa yang sangat mahal selama perang dunia pertama yang merupakan bahan baku proses aceton dari asam asetat (Othmer, 1975).

Pembuatan acetaldehyde dengan bahan baku ethyl alkohol ini berlangsung hingga tahun 1960. Pada umumnya proses pembuatan acetaldehyde dengan menggunakan ethyl alcohol digunakan di Amerika Serikat dan negara-negara lainnya di benua Amerika. Sedangkan pembuatan acetaldehyde secara komersial untuk negara-negara Eropa pada umumnya dengan menggunakan proses oksidasi pada ethylene dan pada skala kecil dari hydrocarbon jenuh. Pembuatan dengan cara oksidasi ethylene ini berlangsung sejak tahun 1960. Proses oksidasi langsung pada ethylene merupakan prestasi dibidang teknologi dari hasil pertemuan pada "Consortium fur Elektrochemische Industrie" merupakan suatu kegiatan keteknikan di negara Jerman dari organisasi Wacker Chemie pada tahun 1960. Produksi oksidasi yang dilakukan oleh Wacker-Chemie dengan menggunakan oksidasi dua stage dan Farbwercke-Hoechst dengan menggunakan oksidasi single stage sehingga proses ini dikenal dengan proses Wacker-Hoechst atau Wacker

process. Sejak tahun 1960 pertama kalinya ini proses oksidasi ethylene dikembangkan secara komersial dengan pendirian pabrik di negara-negara Eropa, Pabrik yang dikomersialkan pada saat itu pertama kali adalah Celanese Chemical Co. sedangkan di Amerika Serikat mulai berkembang pada tahun 1962 (Mc.Ketta, 1976).

Acetaldehyde dengan rumus molekul CH_3CHO adalah salah satu senyawa aldehyd yang mempunyai sifat cairan yang tak berwarna, mudah terbakar dan mudah larut dalam air. Acetaldehyde merupakan bahan yang banyak digunakan dalam industri kimia, lebih dari 90% produk ini digunakan dalam industri sebagai bahan baku untuk menghasilkan produk kimia lain misalnya sebagai bahan baku pembuatan asam asetat, n-butanol, 2-hexyl ethanol, pentaerythrytol, pyridine, pericetic acid, cratonaldehyde, asetat anhidrid, chloral, 1,3-buthylene glycol, asam laktat (Mc.ketta,1977).

Selain sebagai bahan baku industri kimia organik lainnya digunakan juga sebagai bahan pengkondensasi produk phenol, sebagai bahan sintesis rubber, sebagai bahan desinfektan, sebagai pembentukan silver pada kaca cermin, untuk proses hardening dry gelatin film pada fotografi, sebagai bahan pencampur parfume, sebagai obat bius, resin sintesis dan komposisi bahan bakar motor.(Sitting 1985, Gosselin et al. 1984).

Hingga saat ini kebutuhan acetaldehyde di Indonesia seluruhnya masih dipenuhi dari produser luar negeri. Kebutuhan acetaldehyde dari tahun ke tahun menunjukkan adanya peningkatan didalam negeri, oleh sebab itu untuk memenuhi kebutuhan didalam negeri yang semakin meningkat maka perlu didirikan industri acetaldehyde di Indonesia. Dengan didirikan industri acetaldehyde diharapkan dapat memberikan keuntungan antaralain:

1. Dapat menghemat devisa negara, dengan adanya pabrik acetaldehyde didalam negeri maka impor dapat dikurangi dan jika berlebih dapat di ekspor.
2. Pendirian pabrik ini akan membuka lapangan kerja baru, sehingga dapat mengurangi masalah pengangguran.

3. Selain pendirian pabrik acetaldehyde juga akan merangsang pertumbuhan industri di Indonesia terutama industri parfume, bahan sintesis, dan banyak lagi.

Pada saat ini di era industri yang semakin maju hampir semua industri kimia, termasuk diindustri perminyakan dan gas, perlu melakukan sebuah simulasi proses untuk mengoptimalkan kondisi operasi yang ada diindustri, sehingga menghasilkan produk yang optimal. Selain itu melakukan simulasi diperlukan teeknik optimasi untuk mendapatkan hasil yang lebih baik, efisien dan murah. Pada era perubahan arus teknologi yang begitu pesat ini menuntut seorang sarjana teknik kimia untuk mengikutinya juga. Yang mana dengan alat-alat dan software-software teknik kimia yang juga mengalami perkembangan yang luar biasa. Hal ini dapat kita manfaatkan guna memajukan perindustrian dan melakukan optimasi terhadap proses yang ada. Salah satu software yang dapat digunakan dalam mensimulasikan proses dalam suatu industri yaitu software Aspen Plus.

Aspen Plus merupakan sebuah *software* canggih yang dapat digunakan hampir setiap aspek rekayasa proses mulai dari tahap desain untuk analisis biaya dan profitabilitas. *Aspen plus* dapat mengubah sebuah spesifikasi seperti lembar konfigurasi, aliran operasi, kondisi dan komposisi yang mana data tersebut untuk menjalankan sebuah kasus baru dan menganalisis alternatif proses. *Aspen plus* juga memungkinkan untuk melakukan berbagai tugas-tugas seperti estimasi dan reduksi sifat fisik, menghasilkan hasil output grafis, data proses yang cocok untuk model simulasi, mengoptmalkan proses dan menampilkan hasil lembar kerja.

1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik

Kapasitas produksi dapat diartikan sebagai jumlah maksimum output yang dapat diproduksi dlam satuan waktu tertentu. Ada beberapa faktor yang mempengaruhi dalam pemilihan kapasitas pabrik acetaldehyde, antara lain:

1.2.1 Kapasitas Komersial

Kapasitas pabrik Acetaldehyde didunia yang sudah beroperasi memiliki kapasitas sebesar 22.000 – 1.120.000 ton/tahun. Kapasitas pabrik acetaldehyde yang telah beroperasi didunia pada tahun 2017 dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 1.1 Data Pabrik Acetaldehyde didunia

Produsen	Kapasitas (ton/tahun)
Celanese, Bay City, Texas	551.000
Celanese, Bishop, Texas	528.960
Celanese, Clear Lake City, Texas	1.102.000
Celanese, Pampa, Texas	22.040
Eastman, LongView, Texas	1.120.000
Publicker, Philadelphia, Pennsylvania	154.280
Uni Carbide, Texas	295.100

1.2.2 Kebutuhan dalam Negeri

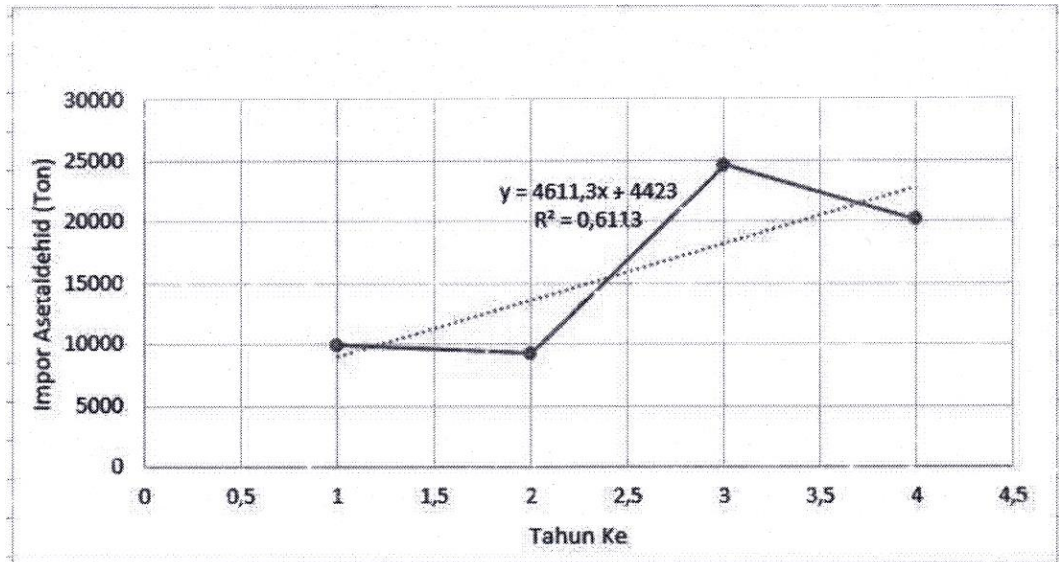
Kebutuhan acetaldehyde di Indonesia pada setiap tahun cenderung mengalami peningkatan, sehingga hampir 100% Indonesia masih mengimpor acetaldehyde dari luar negeri yang mana impor terbesar dari negara Amerika Serikat setiap tahun dari total kebutuhan. Hal ini diketahui dari diketahui dari impor Acetaldehyde yang terus mengalami peningkatan, kebutuhan Acetaldehyde dari tahun 2013 sampai 2017.

Untuk memperkirakan jumlah impor asetaldehid pada tahun ke 10 yaitu pada tahun 2022 dapat digunakan 2 metode yaitu metode *linear* dan *polynomial*, pada kali ini digunakan metode *linear* untuk menghitung jumlah impor pada tahun ke 10. Pada metode ini didapatkan nilai R sebesar 0,6133 dengan persamaan $y = 4611,3x + 4423$ untuk x adalah 10 dan didapatkan hasil pada tahun ke 10 atau tahun 2022 sebesar 50.536 ton. Dengan persamaan dibawah ini :

$$Y = 4611,3x + 4423$$

$$Y = 4611,3(10) + 4432$$

$$Y = 50.536 \text{ ton}$$



Gambar 1.1 Data impor Asetaldehid

Dari data dan hasil perhitungan perancangan pabrik acetaldehyde ini akan dibangun pabrik dengan kapasitas 50% dari pada jumlah impor dalam negeri yaitu 25.000 ton/tahun dengan harapan seluruh produk dapat terserap seluruhnya di dalam negeri.

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan acetaldehyde adalah ethylene dan oxygen. Ethylene dapat diperoleh dengan melakukan kerjasama dengan Unit Purification Ethylene Bagian Poly Ethylene Plant Uni Pengolahn III musi (Plaju Sungai Garong) PT Pertamina (Persero), sedangkan oksigen sendiri didapat dari penyaringan yang dilakukan melalui udara sekitar.

Berdasarkan dari pertimbangan diatas maka kami merencanakan akan mendirikan pabrik acetaldehyde dengan kapasitas 25.00 ton per tahun dengan harapan produk yang dihasilkan dapat memenuhi kebutuhan didalam negeri sehingga dapat mengurangi ketergantungan akan impor.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang sangat penting dalam perancangan suatu pabrik kimia, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Recanga pabrik akan didirikan di daerah sungai Lais, Palembang Sumatra Selatan. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik pada umumnya sebagai berikut:

1.3.1 Faktor Primer

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utamaini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang mempengaruhi secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah:

1.3.1.1 Penyediaan Bahan Baku

Penyediaan bahan baku relatif mudah karena bahan baku ethylene tidak perlu mengimpor, melainkan dapat diperoleh dari PT Pertamina UP III, Plaju.

1.3.1.2 Pemasaran

Lokasi yang terletak dekat dengan pelabuhan dan didukung oleh sarana transportasi darat yang juga diperlukan untuk pemasaran dan distribusi. Acetaldehyde ini dipasarkan untuk memenuhi kebutuhan pasar didalam negeri.

1.3.1.3 Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Air didapat dari air sungai musu, sedangkan listrik dipenuhi oleh PLN sedangkan bahan bakar didapat dari PT Pertamina UP III Plaju.

1.3.1.4 Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik. Dengan didirikannya pabrik di Palembang akan meyerap tenag kerja potensial yang cukup banyak disekitar lokasi pabrik tersebut.

1.3.1.5 Tranportasi

Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat maupun sungai.

1.3.2 Faktor Sekunder

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Yang mana faktor faktor sekunder meliputi :

1.3.2.1 Perluasan Area Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kota madya Palembang, Sumatra Selatan yang relatif masih jarang akan penduduknya sehingga masih memungkinkan perluasan area pabrik.

1.3.2.2 Perijinan

Lokasi pabrik dipilih di daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi.
- b. Pengprasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c. Pemanfaatan areal tanah yang seefisien mungkin.
- d. Transportasi yang baik dan efisien.

1.3.2.3 Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lain harus tersedia, demikian juga dengan fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup terutama bagi yang bekerja di pabrik tersebut.

1.4 Tinjauan Pustaka

Macam-macam proses pembuatan Acetaldehyde berdasarkan bahan baku yang digunakan antara lain, yaitu:

1.4.1 Proses Acetaldehyde dari Acetylena dan Air (Hydration Process)

Pada proses ini, Acetaldehyde dihasilkan dari reaksi Acetylena dan air (H₂O), dengan reaksi sebagai berikut:

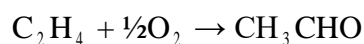


Secara komersial proses hidrasi acetylena dikembangkan sejak tahun 1916. High purity acetylena dialirkan kedalam reaktor vertikal yang mengandung katalis merkuri dalam 18-25% asam sulfat pada temperatur 70 - 90 °C dan tekanan 103,4 kPa (15 Psig).

Fresh katalis diumpakan ke reaktor secara periodik, katalis ditambahkan dalam bentuk mercurous. Acetylena excess membawa Acetaldehyde terlarut yang dikondensasikan oleh air dan didinginkan lalu discubb dengan air, Acetaldehyde mentah dimurnikan dengan distilasi dan acetylena yang tidak bereaksi direcycle. Katalis ion merkuri dikurangi dengan inaktif mercurous sulfate dan metallic merkuri.

1.4.2 Acetaldehyde dari Ethylene dan Oksigen (*Direct Oxidation Process*)

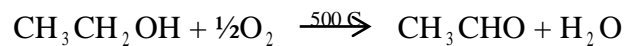
Produksi acetaldehyde dari ethylene dan oksigen merupakan sumber produksi yang ada setelah dehydrogenation proses dan lebih berkembang di Eropa. Reaksi direct oxidation proses merupakan reaksi yang diharapkan menjadi sumber alternatif produksi acetaldehyde. Pembuatan acetaldehyde dari direct oxidation mengikuti persamaan reaksi berikut :



Reaksi terjadi dengan menggunakan katalis PdCl₂ dan beroperasi pada suhu 50-100 °C, yang selanjutnya dilakukan pemurnian untuk memisahkan kadar C₂H₄ dan O₂. Pembentukan acetaldehyde dari reaksi direct oxidation cukup menguntungkan dengan nilai konversi reaksi mencapai 95% pada tekanan 8 atm.

1.4.3 Acetaldehyde dari Etanol (*Dehydrogenation Process*)

Acetaldehyde dapat diproduksi dari etanol dengan oksidasi katalitik maupun secara dehidrogenasi, pembentukan ini sangat penting di dalam industri. Oksidasi etanol dilaksanakan dengan melewati uap alkohol dan udara yang telah dipanaskan terlebih dahulu ke dalam katalis perak 300-575 °C, Reaksi yang terjadi :



Temperatur reaktor bergantung kepada perbandingan udara etanol steam dan kecepatan dari gas yang melalui katalis. Konversi alkohol untuk setiap siklus secara umum bervariasi dari 25% - 35% dan hasilnya 85% - 95%. Alkohol yang tidak bereaksi dan acetaldehyde dipisahkan dari gas yang keluar menggunakan alkohol cair dingin. Acetaldehyde dan etanol dipisahkan dengan menggunakan cara distalasi dan alkohol cair dari kolom distalasi tersebut kemudian dipisahkan dan direcycle. Acetic acid, formic acid, ethyl acetate, ethane dan CO₂ terbentuk sebagai hasil samping. Oksidasi katalis cooper digunakan. Saito mendapatkan bahwa oksidasi dan dehidrogenasi dari alkohol dapat dilakukan menggunakan lebih dari sepuluh macam katalis logam oksida. Oksidasi yang keras diperlukan untuk bahan-bahan dari mangan, cobalt, nikel, dan besi.

1.4.4 Seleksi Proses

Dari tinjauan putaka diketahui bahwa proses pembuatan Acetaldehyde bisa dilakukan melalui 3 cara, yaitu proses Chisso, proses Oksidasi, proses Dehydrogenasi. Perbandingan antara ketiga proses tersebut dapat dilihat pada Tabel 1.3 dibawah ini:

Tabel 1.2 Perbandingan Proses Pembuatan Acetaldehyde

Parameter	Nama Proses		
	Chisio	Oksidasi	Dehydrogenasi
Bahan Baku	Acetylene	Ethylene	Ethanol
Bahan Pembantu	H ₂ O	Udara/O ₂	-

Tekanan Operasi	1 atm	3-10 atm	7-20 atm
Suhu Operasi	70°C	100°C	270-290 °C
Waktu Operasi	Kontinyu	Kontinyu	Kontinyu
Instalasi Peralatan	Sederhana	Sederhana	kompleks
Yields Produk	55%	95%	95%

Perancangan pabrik Acetaldehyde ini dipilih dengan proses oksidasi dengan faktor pertimbangan sebagai berikut :

- a. Bahan baku mudah didapat, dimana di Indonesia merupakan penghasil gas ethylene.
- b. Biaya investasi yang lebih murah.
- c. Proses yang digunakan lebih sederhana dan lebih cepat.
- d. Yields produk cukup besar mencapai 95%.
- e. Suhu operasi yang moderate.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Berdasarkan perancangan pabrik yang akan dibangun maka kualitas dari bahan baku serta produk harus sesuai dengan yang dirancang agar target dapat tercapai. Dan ada beberapa spesifikasi pendukung yang harus sesuai agar kualitas produk yang dihasilkan sesuai dengan yang dijual dipasaran.

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Asetaldehid (perry 7^{ed})

Rumus Molekul	: C ₂ H ₄ O
Berat Molekul	: 44,05 g/mol
Wujud	: Cair (suhu 18oC, 1 atm)
Titik Leleh	: -121 ⁰ C (1 atm)
Titik Didih	: 21 ⁰ C (1atm)
Suhu Kritis	: 188 ⁰ C (1atm)
Tekanan Kritis	: 63,2 atm
Densitas	: 788 kg/m ³
Kemurnian	: 98%
Harga	: Rp 292.000/kg

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Ethylene (perry 7^{ed})

Rumus Molekul	: C ₂ H ₄
Berat Molekul	: 28,054 g/mol
Wujud	: Gas
Titik Leleh	: -103,71 ⁰ C (1 atm)
Titik didih	: -169 ⁰ C (1 atm)

Suhu kritis	: 9,4 ⁰ C
Tekanan kritis	: 49,7 atm
Densitas	: 1,18 kg/m ³
Kemurnian	: 99,9%
Impuritis 1%	: C ₂ H ₆
Harga	: Rp 20.000/kg

2.2.2 Oxygen (perry 7^{ed})

Rumus Molekul	: O ₂
Berat Molekul	: 32,000 g/mol
Wujud	: Gas
Titik Beku	: -218,64 °C (1 atm)
Titik Didih	: -182,8 °C (1 atm)
Suhu Kritis	: -118,41 °C (1 atm)
Tekanan Kritis	: 49,8 atm
Densitas	: 1,205 kg/m ³

2.3 Spesifikasi Katalis

2.3.1 Paladium (II) Klorida

Rumus Molekul	: PdCl ₂
Wujud	: Kristal Padat
Warna	: Merah Tua
Titik Leleh	: 600 ⁰ C
Density	: 4000 kg/m ³
Berat Molekul	: 177,325 g/mol
Harga	: Rp 20.000/kg

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (Quality Control) pada pabrik acetaldehyde ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk. Untuk memperoleh dan menjaga produk agar sesuai dengan spesifikasi yang telah direncanakan, maka produksi yang

dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan sesuai dengan tahap proses yang ada. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang memiliki mutu dan kualitas yang tinggi dan jumlah produksi yang telah ditetapkan. Selain itu juga diharapkan waktu proses produksi berjalan sesuai dengan jadwal yang telah ditetapkan. Oleh karena itu, harus adanya pengendalian produksi antara lain :

2.4.1 Pengendalian Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk mengetahui sejauh mana kualitas dari bahan baku yang digunakan untuk proses produksi. Yang mana dapat ditinjau dari beberapa pertimbangan apakah bahan baku yang ada sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu, sebelum dilakukan atau dimulai tahap proses produksi perlu dilakukan pengecekan terkait pengujian kualitas bahan baku yang digunakan dalam pembuatan produk sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan dalam pabrik.

Semua pengawasan yang terkait dengan mutu bahan baku dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol. Setelah dilakukan analisa pada bahan baku maka dapat diketahui hasil dari kualitas bahan yang masuk dan apabila bahan baku yang masuk tidak memenuhi standar maka bahan baku tersebut akan dilakukan pengembalian kepada supplier.

2.4.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian proses produksi pabrik terdiri dari aliran dan alat-alat yang berfungsi sebagai sistem kontrol. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di control room, yang mana dilakukan dengan cara automatic control yang menggunakan indikator, dan apabila terjadi kesalahan atau penyimpangan terhadap proses yang sedang berjalan maka indikator yang telah di set yaitu berkaitan dengan flow rate bahan baku maupun produk maupun produk level control, maupun temperatur control, dapat diketahui atau dapat terdeteksi dan memberikan sinyal alarm pada room control.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan dalam proses produksi pabrik yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi, tekanan dan sebagainya. Beberapa alat kontrol yang harus di set sesuai dengan kondisi tertentu antara lain :

a. Flow rate

Merupakan salah satu alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

b. Temperature control

Merupakan salah satu alat yang pada umumnya temperatur kontrol memiliki set point atau batasan nilai suhu yang dimasukkan parameter didalamnya. Dimana ketika nilai suhu benda atau nilai aktual yang diukur melebihi set point hanya selisih beberapa derajat saja, maka outputnya akan bekerja.

c. Level control

Merupakan alat yang dipasang pada bagian dinding tangki, jika belum sesuai dengan kondisi yang telah ditetapkan maka akan menimbulkan sebuah isyarat atau tanda yang menandakan adanya kesalahan pada alat tersebut.

Pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan.

2.4.3 Pengendalian Produk

Pengendalian produksi yang dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan produk. Untuk memperoleh mutu atau kualitas produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara system control sehingga didapatkan produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang ada maka dilakukan analisa produk terlebih dahulu sebelum dipasarkan. Untuk uji yang dilakukan dalam pengujian kemurnian produk serta komposisi komponen yang terkandung dalam produk tersebut apakah sudah sesuai dan layak untuk digunakan.

BAB III

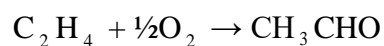
PERANCANGAN PROSES

Perancangan Pabrik Asetaldehid akan didirikan dengan kapasitas produksi 25.000 ton/tahun dimana bahan baku yang mendukung pembuatan produk ini berupa ethylene dan oxygen. Pabrik ini akan beroperasi selama 24 jam untuk setiap harinya serta operasi pertahunnya 330 hari. Untuk proses pembuatan produk yang berkualitas sesuai dengan yang ada dipasaran, maka diperlukan pemilihan proses dengan tepat dan efektif agar produk memiliki kualitas tinggi.

3.1 URAIAN PROSES

Proses pembuatan asetaldehid dari etilen dan oksigen (*Direct Oxidation Process*) dengan reaksi fase gas. Proses tersebut terjadi didalam reaktor fixed bed multitube, yang mana bahan baku etilen dan oksigen berupa gas dimasukkan secara bersamaan dengan bantuan katalis paladium klorida berupa padatan yang sudah berada dalam reaktor tersebut.

Reaksi pembuatan asetaldehid dari etilen dan oksigen secara umum sebagai berikut :



Pada pembuatan asetaldehid ini dapat dibagi menjadi tiga tahap :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap pembentukan Asetaldehid
3. Tahap pemurnian Asetaldehid

3.1.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

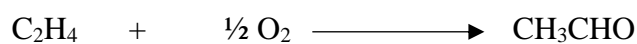
Bahan baku etilen didapat dari melakukan kerjasama dengan PT Pertamina Plant Unit Pengolahan III Musi. Etilen dengan komposisi 99% berat etilen, 1% berat etana pada kondisi 30 °C dengan tekanan 1 atm dialirkan dari pipa kerjasama menuju ke kompresor (CM-01) untuk menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 8 atm. Selama proses di CM-01

etilen juga terjadi kenaikan suhu sebesar 198 °C sedangkan suhu yang dibutuhkan untuk masuk reaktor yaitu sebesar 100 °C, oleh karena itu diperlukan cooler (C-01) untuk menurunkan suhu dari CM-01 tersebut. Setelah suhu etilen menjadi 100 °C dan tekanan 8 atm maka etilen dialirkan ke reaktor (R-01) bersamaan dengan oksigen.

Bahan baku oksigen didapat dari udara bebas dengan menggunakan kompresor (CM-02) untuk menghembuskan udara bebas sekaligus menaikkan tekanan udara ini dari 1 atm ke 8 atm. Proses menaikkan tekanan ini juga mengakibatkan adanya kenaikan suhu dari 30 °C pada 1 atm menjadi 360 °C pada 8 atm, sebelum masuk ke reaktor karena kondisi operasi pada reaktor yaitu 100 °C 8 atm. Karena itu setelah melewati CM-02 oksigen masuk ke C-02 untuk menurunkan suhu menjadi 100 °C. Setelah suhu dan kondisi operasi sesuai dengan reaktor kemudian oksigen dan etilen dialirkan secara bersamaan ke reaktor (R-01).

3.1.2 Tahap Pembentukan Asetaldehid

Uap etilen dan oksigen dimasukkan ke dalam reaktor tipe fixed bed multitube yang bekerja secara eksotermis adiabatik pada suhu 100 °C dengan tekanan operasi 8 atm dengan bantuan katalis paladium clorida. Reaksi dalam reaktor adalah sebagai berikut :



Pada reaktor ini panas yang terbentuk akan dikondisikan dengan cairan Dowterm RP yang berfungsi sebagai pendingin dalam reaktor sekaligus sebagai penstabil kondisi reaktor. Bahan baku yang masuk ke dalam reaktor beraksi dengan bantuan katalis paladium clorida padat sehingga menghasilkan output yang terdiri dari beberapa komponen. Komponen-komponen tersebut adalah etilen, etana, oksigen, nitrogen dan asetaldehid dengan kondisi 100 °C dan tekanan 8 atm dengan fase gas. Pada proses reaksi tersebut dihasilkan produk utama berupa asetaldehid dengan konversi maksimal 99%. Kemudian hasil dari keluaran reaktor masuk ke (CM-03) untuk menaikkan tekanan dari 8 atm menjadi 16 atm dengan pertimbangan

semakin tinggi tekanan maka semakin tinggi pula suhu yang didapat pada tahap pemurnian asetaldehid.

3.1.3 Pemurnian Asetaldehid

Hasil keluaran dari CM-03 dengan tekanan 16 atm dan suhu 179 °C yang berupa asetaldehid dan campuran sisa bahan baku. Setelah dari CM-03 ini menuju ke kondensor parsial (CP-01) untuk mengembunkan sebagian hasil dari proses di R-01 dengan bantuan C₂F₂ sebagai pendingin, pada proses pengembunan ini didapat bahwa suhu optimal untuk mengembunkan asetaldehid yaitu -13,9 pada tekanan 16 atm. Suhu optimal ini didapat dari simulasi yang dilakukan pada *aspen plus*. Setelah melalui proses pengembunan di CP-01 produk dan bahan sisa kemudian masuk ke separator (SP-01) untuk memisahkan produk asetaldehid dan bahan sisa. Pada proses di separator ini produk berupa cairan mengalir melalui bawah sedangkan bahan sisa dalam bentuk gas melalui atas, pada proses pemisahan ini menghasilkan produk asetaldehid dengan kemurnian yaitu sebesar 97,6%. Sebelum disimpan dalam tangki penyimpanan produk terlebih dahulu melewati pompa (PM-01) untuk menaikkan tekanan sehingga dapat menaikkan suhu dari tekanan 16 atm -13,9 °C menjadi 24 atm suhu 12,5 °C

3.2 SPESIFIKASI ALAT PROSES

3.2.1 Alat Besar

a) Reaktor

Kode	: (R-01)
Fungsi	: Mereaksikan etilen dan oksigen untuk menjadi produk asetaldehid
Jenis	: Reaktor fixed bed multitube
Bahan	: Stainless steel SA 167 grade 11 tipe 316

Kondisi Operasi

Suhu umpan masuk	: 100 oC
------------------	----------

Suhu umpan keluar	: 100 oC
Fase	: Gas
Tekanan	: 8 atm
Jumlah	: 1 buah

Dimensi Reaktor

Tinggi reaktor	: 5,05 m
Volume reaktor	: 27,11 m ³

Head

Tipe	: elipstical
Bahan	: stainless steel SA 167 Grade 11 type 316
Tebal head	: 0,943 in
Tinggi head	: 0,57 m
Volume head	: 0,001 m ³

Shell

Bahan	: stainless steel SA 167 Grade 11 type 316
Tebal	: 0,899 in
Volume shell	: 26,414 m ³
Diameter shell	: 2,97 m

Tube

Panjang tube	: 3,8 m
OD Tube	: 8,7 cm
ID Tube	: 8 cm
Flow area per tube	: 0,7 cm ²
Susunan tube	: triangular pitch
Jumlah tube	: 650 buah

Katalis

Jenis katalis	: Paladium Klorida (PdCl ₂)
Bentuk	: sphere
Densitas	: 4 gr/cm ³
Diameter katalis	: 5 mm

Pendingin reaktor

Jenis : dowterm RP
 Berat molekul : 236,4
 Jumlah : 973,22 kg/jam

b) Separator

Kode : (S-01)
 Fungsi : memisahkan fraksi cair dan uap keluar dari condensor
 Jenis : Silinder vertikal separator single stage
 Tekanan : 12 atm
 Suhu : -18 °C
 Bentuk : Silinder tegak
 Bahan : Carbon steel SA.283 Grade C
 Tebal shell : 0,0079 m
 Jenis head : Torispherical dished head
 Tebal head : 0,0127 m
 Diameter : 0,6096 m
 Tinggi : 2,7056 m

c) Heat Exchanger

		Cooler-01	Cooler-02	Condensor parsial	Condensor Total
Kode alat		CL-01	CL-02	CP-01	CT-01
Fungsi		Mendinginkan bahan baku setelah melewati kompresor.	Mendinginkan bahan baku setelah melewati kompresor.	Mengembunkan secara parsial keluaran CM-03	Mengembunkan secara total keluaran SP-01
Jenis		Shell and tube excahnger	Shell and tube excahnger	Shell and tube excahnger	Shell and tube excahnger
Aliran	Shell	Bahan baku	Bahan baku	asetaldehid	nitrogen

fluida		etilen	udara		
	Tube	Dowterm	Dowterm	CH ₂ F ₂	CH ₂ F ₂
Spesifikasi Tube	Jumlah Tube	62	62	98	292
	Panjang tube	16	16	16	16
Spesifikasi tube	OD (in)	0,75	0,75	0,75	0,75
	BWG	18	18	18	
	Pitch	0,3125	0,3125	0,3125	0,3125
	Pass	4	4	8	8
Spesifikasi shell	ID	12	12	19	19
	Baffle	5,4	5,4	6	6
	pass	1	1	1	1
Bahan		Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel	Carbon steel

3.2.2 Alat Ringan

a) Tangki

		Tangki penyimpanan Asetaldehid
Kode		TP-02
Fungsi		Menyimpan produk asetaldehid
Jenis tangki		Tangki bola
Bahan		Carbon steel jenis SA-178 grade A
Jumlah tangki		3

Fase		gas
Tekanan(atm)		24
Suhu(oC)		12
Waktu tinggal(hari)		5
Dimensi tangki	Diameter (m)	7,138
	Tebal shell (m)	0,08

b) *Presurre exchanger*

	Compresor 1	Compresor 2	Compresor 3
Kode alat	CM-01	CM-02	CM-03
Fungsi	Menaikkan tekanan bahan baku etilen	Mengkompres udara	Menaikkan tekanan komponen setelah keluar R-01
Fase	Gas	Gas	Gas
Jenis	Single Stage	Single Stage	Single Stage
Daya kompresor	48,39	161,42	60,45

3.3 PERENCANAAN PRODUKSI

3.3.1 Kapasitas Perancangan

Penentuan kapasitas pperancangan suatu pabrik berdasarkan pada suatu tingkat kebutuhan acetaldehyde yang ada di Indonesia, serta akan tersedianya bahan baku juga menentukan kapasitas minimal suatu pabrik yang akan dibangun. Dari pertimbangan yang ada menunjukkan bahwa kebutuhan akan acetaldehyde setiap tahunnya meningkat, hal ini dapat dilihat dari tingkat penggunaan acetaldehyde baik sebagai bahan baku dalam industri kimia untuk menghasilkan produk lain maupun sebagai bahan pencampur untuk produk lain. Dari penjelasan tersebut maka didirikanlah

pabrik acetaldehyde dengan kapasitas produksi 25.000 ton/tahun untuk memenuhi kebutuhan dan juga untuk mengurangi nilai impor.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Bahan Baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik kimia. Bahan baku etilen didapat dari pabrik PT Pertamina UP III, Plaju dan bahan baku oksigen didapat dengan mengompresikan udara sekitar, yang mana udara sekitar masih mengandung 21% oksigen dan 79% nitrogen. Nitrogen yang terkandung didalam udara tersebut nantinya hanya akan menjadi inert dan tidak bereaksi sama sekali.

Dari data diatas maka dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku etilen dan oksigen dapat memenuhi kebutuhan pabrik dengan baik, sehingga proses dapat berjalan dengan efisien dan sesuai dengan rancangan yang telah dibuat serta dapat memenuhi kebutuhan acetaldehyde di Indonesia.

3.3.3 Analisis Kebutuhan Proses

Dalam analisis kebutuhan peralatan proses ini berkaitan dengan kemampuan peralatan yang menunjang kelancaran suatu proses berdasarkan dengan umur peralatan dan pemeliharaan alat (maintenance). Diharapkan dengan adanya analisis kebutuhan alat proses ini pabrik dapat mengatur anggaran dan jenis peralatan apa yang cocok digunakan untuk pembuatan produk, serta dapat mengetahui cara perawatan untuk setiap alatnya.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi suatu pabrik merupakan menjadi hal yang harus diperhatikan, dimana lokasi yang ditentukan untuk membangun perusahaan harus memiliki standar dan komponen yang baik dan tepat. Dalam kemudahan pengoperasian pabrik dan perencanaan merupakan faktor yang diperlukan saat ini dalam penataan lokasi pabrik. Hal ini menyangkut berapa factor produksi dan distribusi di setiap pabrik yang didirikan. Agar pabrik tersebut dapat dijalankan dengan baik perlu ditimbang untuk perkembangan industri yang akan datang. Selain lokasi, pabrik harus menjamin biaya transportasi dan produksi. Disamping itu, ada berapa factor yang lainnya semestinya dipertimbangkan missalkan pengadaan bahan baku, utilitas, dan lain-lain. Berdasarkan pertimbangan lokasi tempat pembuatan *Acetaldehyde*, Akan dipilih berdasarkan rancangan pabrik yang akan dirancang. Pabrik Asetaldehid akan didirikan di Palembang, Sumatra Selatan lebih tepatnya di daerah Plaju.



Gambar 4.1. Peta Rencana Tata Letak Pabrik



Gambar 4.2 rencana lokasi pabrik dengan google map

Ada beberapa timbangan atau factor yang harus diperhatikan untuk menentukan lokasi pabrik yang akan direncanakan ini secara teknis dan menguntungkan secara ekonomis. Faktor-faktor yang mempengaruhi adalah :

4.1.1. Pertimbangan Primer Penentuan Lokasi Pabrik

a) Lokasi yang dengan sumber bahan baku

Kriteria Sumber bahan baku merupakan suatu penilaian yang dimana pada kemudahan memperoleh bahan baku. Hal ini bertujuan untuk menimalisir biaya penyediaan bahan baku, maka dalam hal ini pabrik Asetaldehid ini didirikan dekat dengan penghasil bahan baku utama yaitu Etilen dari PT. Pertamina RU III, Plaju – Sungai Gerong dengan melalui jalur darat atau jalur laut yang jaraknya tidak jauh dari lokasi pabrik yang direncanakan.

b) Pemasaran Produk

Sarana transportasi telah tersedia di bontang dari dan ke pabrik telah memungkinkan untuk terjadinya pengiriman bahan baku dan produk secara baik dan lancar. Mengingat lokasi pabrik di daerah Palembang dekat dengan pelabuhan maka pengangkutan bahan baku dan produk dilakukan dengan cara darat maupun laut.

c) Sumber dan Penyediaan Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik industri maka diperlukan sarana-sarana pendukung seperti penyediaan air, listrik dan sarana-sarana lainnya sehingga proses produksi dapat berjalan dengan baik. Tenaga Listrik dapat disuplai oleh PLN daerah Palembang dan Listrik darurat atau Generator didapat juga bahan bakarnya di PT Pertamina. Untuk kebutuhan air bisa didapat di sepanjang Sungai Musi yang akan diproses menggunakan metode pemurnian air yang dirancang dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan air.

d) Transportasi

Sarana dan Prasarana transportasi sangat diperlukan untuk proses penyediaan bahan baku, pemasaran produk dan juga pengangkutan dapat ditempuh melalui jalur darat dan laut. Dengan adanya fasilitas jalan raya dan pelabuhan laut yang memadai yang telah direncanakan dengan tepat. Diharapkan dapat memperlancar kegiatan produksi dan pemasaran serta pemasaran internasional maupun domestik. Tetapi diutamakan domestik terlebih dahulu.

e) Sumber Daya Manusia

Tersedianya tenaga kerja yang terampil, cekat, terdidik diperlukan untuk menjalankan mesin produksi. Dan saat ini banyak masyarakat

yang membutuhkan kerja, dengan pendirian pabrik ini bisa diharapkan akan mengurangi tingkat pengangguran di area sekitar pabrik.

f) **Karakteristik Wilayah Lokasi**

Karakteristik lokasi menyangkut adanya iklim di daerah tersebut. Kemungkinan jarang adanya terjadinya bencana alam seperti banjir, gempa dan lain-lain serta kondisi sosial masyarakat. Dalam hal ini kota Palembang sebagai kawasan Industri sehingga pemerintah memberikan kelonggaran untuk mendirikan suatu pabrik di daerah tersebut.

4.1.2. Pertimbangan Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Dalam hal ini factor sekunder tidak berperan secara langsung tetapi merasakan dampak dalam proses operasional tersebut. Faktor-faktor yang mempengaruhi adalah :

a) **Perluasan Area Pabrik**

Pada kawasan ini memiliki kemungkinan untuk perluasan pabrik karena masih mempunyai area cukup luas atau lahan yang tak digunakan kembali. Hal ini perlu diperhatikan karena semakin meningkat permintaan produk sehingga akan ada penambahan lahan semakin meningkat dan perluasan pabrik memerlukan sekitar 10-20 tahun kedepan agar proses perluasan pabrik dapat terpenuhi.

b) **Kebijakan Pemerintah**

Pendirian pabrik perlu memperhatikan beberapa factor kepentingan yang terkait didalamnya ada kebijakan pengembangan industry dan hubungan dengan pemerataan kesempatan kerja, kesejahteraan pekerja dan hasil-hasil pembangunan. Disamping itu juga ada pabrik yang didirikan juga

berwawasan lingkungan yang artinya saat adanya pendirian pabrik tidak mengganggu atau merusak lingkungan sekitar.

c) Hubungan Masyarakat

Dengan masyarakat sekitar pabrik antusias dan terbuka dengan adanya pengembangan industry dan tersedianya fasilitas umum untuk hidup masyarakat. Maka lokasi Palembang sudah sangat cukup ditempati.

d) Sarana dan Prasarana Sosial

Sarana dan Prasarana social yang disediakan berupa penyediaan saran umum mulai dari tempat ibadah, rumah sakit, dan sekolah.

4.2. Tata Letak Pabrik

Dalam penempatan peralatan-peralatan pabrik, letak alat proses, penyimpanan bahan baku dan produk, laboratorium, kantor, sarana transportasi dan lain sebagainya ada beberapa hal yang dipertimbangkan sehingga dapat diperoleh koordinasi kerja yang baik dan seefisien mungkin. Berikut beberapa hal yang perlu dirimbangkan, yaitu :

1. Daerah proses

Penempatan alat-alat yang berhubung dengan proses produksi akan diletakkan pada daerah terpisah dari bagian lain

2. Keamanan

Keamanan terhadap situasi darurat seperti kebakaran, ledakan, asap, gas beracun dan lain sebagainya benar-benar diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus adanya penempatan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampung air, penahan ledakan dan lain sebagainya. Tangki penyimpanan bahan baku dan rodruk yang berbahaya harus diletakkan di daerah khusus dan jarak antara antara bangunan satu

dengan lain guna dapat memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri

3. Luas Area yang tersedia

Harga tanah akan menjadi hal yang sangat membatasi kemampuan penyediaan area. Pemakaian tempat akan disesuaikan dengan area yang ada. Jika harga tanah makin tinggi, maka akan diperlukan efisien dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu yang diletakkan diatas peralatan lain atau lantai ruangan diatur agar hemat tempat.

4. Instalasi Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, maupun listrik akan dibantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan peralatan proses di tata sedemikian agar petugas dapat menjangkau dengan baik dan terjalin kelancaran operasi dan memudahkan perawatan alat.

Bangunan-bangunan yang akan dibangun yang berada di lokasi pabrik sebagai berikut :

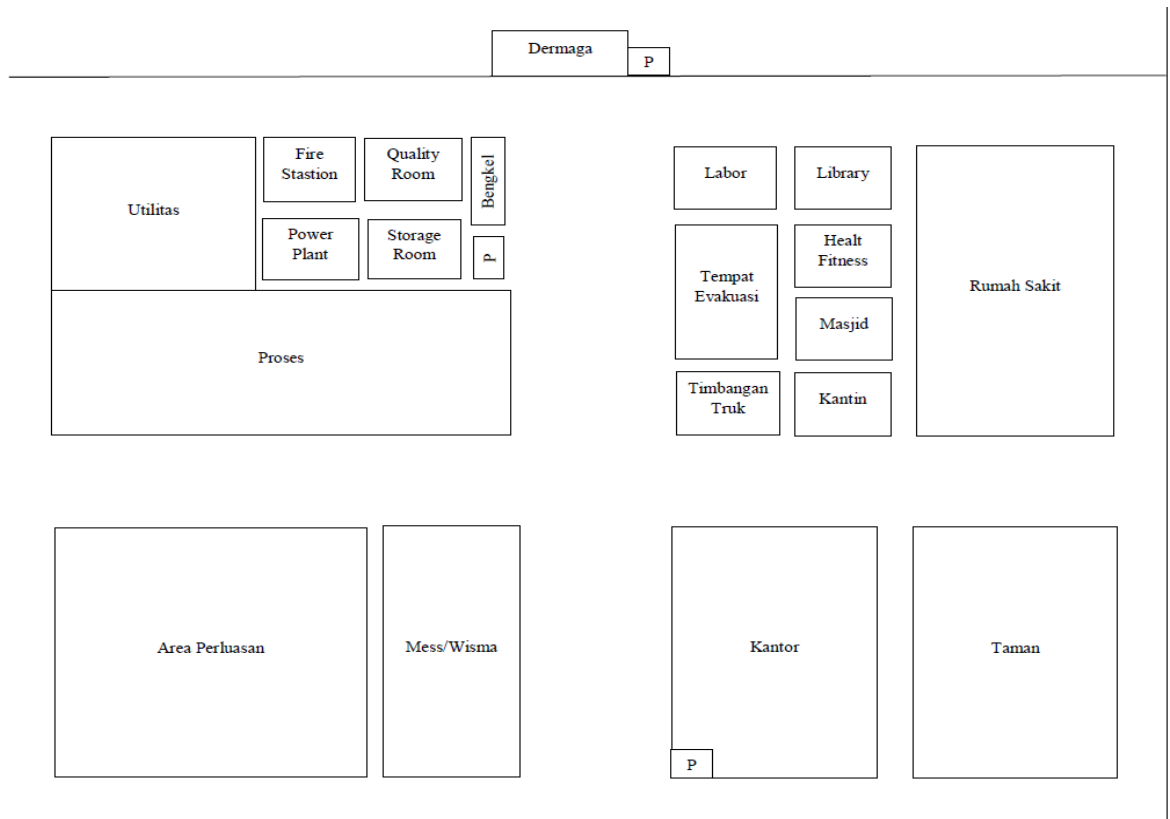
- Kantor
- Health Stregth Fitness
- Area Taman
- Perpustakaan
- Area Parkir
- Masjid
- Kantin
- Rumah Sakit
- Area Proses
- Area Storage
- Tempat Evakuasi
- Parkir Truk
- Timbang Truk

- Control Room
- Laboratorium
- Utilitas
- Control Utilitas
- Bengkel
- Power Station
- Fire Station
- Area Perluasan
- Pos Satpam 1
- Pos Satpam 2
- Pos Satpam 3
- Dermaga

Susunan tata letak pabrik ini memungkinkan ada distribusi bahan-bahan dengan baik, cepat dan efisien. Pabrik Acetaldehyde ini akan dibangun di daerah Plaju, Sumatra Selatan di tanah seluas 32.150m² atau sekitar 3,2 hektar.

Tabel 4.1 Luas tanah dan bangunan

Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
	m	m	m ²
Kantor	40	35	1400
Health Stregth Fitness	10	15	150
Area Taman	20	15	300
Perpustakaan	15	15	225
Area Parkir	15	10	150
Masjid	15	15	225
Kantin	10	10	100
Rumah Sakit	45	30	1350
Area Proses	65	45	2925
Area Storage	40	35	1400
Tempat Evakuasi	10	10	100
Parkir Truk	10	10	100
Timbang Truk	10	5	50
Control Room	15	15	225
Laboratorium	20	15	300
Utilitas	25	35	875
Control Utilitas	15	15	225
Bengkel	15	15	225
Power Station	20	25	500
Fire Station	25	25	625
Area Perluasan	65	60	3900
Pos Satpam 1	5	5	25
Pos Satpam 2	5	5	25
Pos Satpam 3	5	5	25
Dermaga	25	30	750
Mess	35	20	700
Total Luas Tanah			16875
Total Luas Bangunan			12975
Total			29850



Gambar 4.3 Peta Lokasi Pabrik dengan skala 1:1000

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam tata letak alat proses, ada berapa hal yang harus diperhatikan dalam penyusunan alat diletakkan dengan baik, sebagai berikut :

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaliran bahan baku dan produk dengan baik memberikan keuntungan dalam ekonomis, dan juga menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu diperhatikan juga dalam penempatan pipa, dimana pipa di atas tanah sangat perlu dipasang dalam ketinggian tiga meter atau lebih dan sedangkan dalam pemipaan pada permukaan tanah harus diatur sedemikian rupa agar tak mengganggu lalu lintas kerja

2. Aliran Udara

Kelancaran dalam aliran udara di dalam dan sekitar area proses juga perlu diperhatikan. Karena bertujuan untuk terhindar dari stagnansi udara

pada suatu tempat dimana dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan para pekerja. Disamping itu perlu diperhatikan juga arah hembusan angin berada.

3. Cahaya

Cahaya juga perlu dipergunakan untuk menyinari seluruh pabrik pada tempat-tempat yang berbahaya atau berisiko tinggi agar terhindar dari bahaya saat bekerja

4. Lalu Lintas Manusia

Dalam tata letak alat proses perlu juga diperhatikan pekerja menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan sangat mudah. Jika terjadi gangguan alat proses dapat segera diperbaiki dan juga keamanan dalam menjalankan tugas juga harus diprioritaskan

5. Tata Letak Alat Proses

Dalam penempatan alat proses pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik agar dapat menguntungkan dari bidang ekonominya

6. Jarak antar Alat Proses

Alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi lebih baik dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila jika terjadi semacam kecelakaan tidak membahayakan pada alat-alat yang lain tersebut.

7. Maintenance

Maintance ini berguna pada saat menjaga sarana atau fasilitas peralatan yang ada di pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar tetap memproduksi dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi agar akan tercapainya target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan. Perawatan dilakukan setiap hari agar menjaga dari kerusakan-kerusakan alat dan kebersihan pada alat. Atau dilakukan secara periodic perawatannya yang disesuaikan pada buku jadwal yang sesuai pada buku petunjuk tersebut. Penjadwalan dilakukan agar alat-alat- mendapatkan perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika ada terjadi kerusakan.

Perawatan dilakukan dengan cara prosedur yang tepat. Hal ini dilakukan karena dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan alat meliputi :

a. Over head 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan dan juga levelling alat secara keseluruhan yakni pembongkaran alat, penggantian bagian alat yang rusak dan dikembalikan seperti semula.

b. Repairing

Adalah Kegiatan dimana maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Karena hal ini dilakukan setelah adanya pemeriksaan. Faktor-faktor yang dapat mempengaruhi maintenance adalah :

- Umur Alat

Semakin tua alatnya, semakin banyak perawatan yang dilakukan yang dapat menambah biaya perawatan

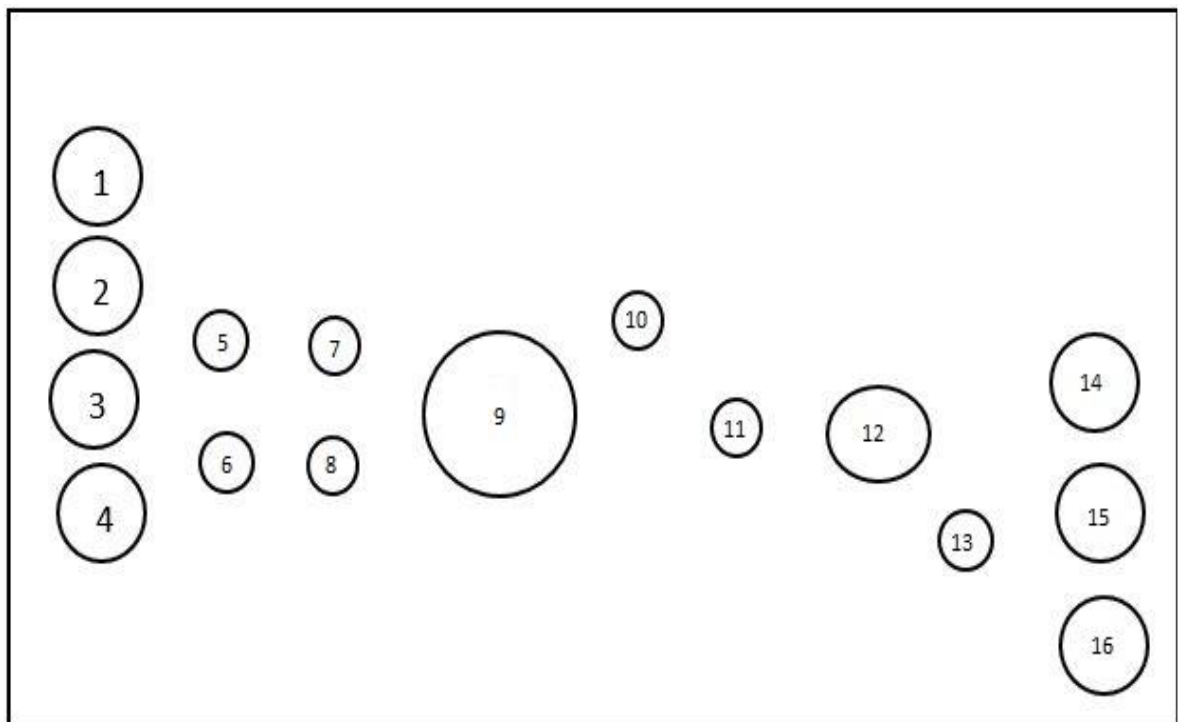
- Bahan Baku

Penggunaan bahan baku dilihat kualitasnya sedemikian. Jika bahan baku tersebut kurang kualitasnya, maka akan menyebabkan rusaknya alat dan sering lakukan pembersihan.

Tata letak proses harus dirancang dengan baik agar :

- a. Kelancaran proses tetap terjamin
- b. Mengefektifan penggunaan ruangan
- c. Biaya material dikendalikan lebih rendah sedemikian rupa agar dapat mengurangi biaya yang tidak penting
- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar, maka tidak ada memakai alat angkut dengan biaya mahal

Tata letak peralatan proses pabrik Asetaldehid dari bahan baku Etilen dan Udara dapat dilihat di gambar berikut ini :



Gambar 4.4 Tata Letak Alat Proses

Keterangan :

1. F111 : tangki penyimpanan etilen
2. F112 : tangki penyimpanan etilen

- 3. F113 : Tangki Penyimpanan Etilen
- 4. F114 : Tangki Penyimpanan Etilen
- 5. G111 : kompresor 1
- 6. G112 : kompresor 2
- 7. E111 : cooler 1
- 8. E112 : cooler 2
- 9. R111 : reaktor *fixed bed multitube*
- 10. G113 : kompresor 3
- 11. E121 : kondensor parsial
- 12. H111 : separator
- 13. G121 : Pompa
- 14. F115 : tangki penyimpanan asetaldehid
- 15. F116 : tangki penyimpanan asetaldehid
- 16. F117 : tangki penyimpanan asetaldehid

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

1. Neraca massa total

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

SENYAWA	ARUS (kg/jam)	
	MASUK	PRODUK
C ₂ H ₄	2118,220	0,000
O ₂	1208,260	0,060
N ₂	3977,170	3977,170
CH ₃ CHO	0,000	3326,420
C ₂ H ₆	22,655	22,655
TOTAL	7326,305	7326,305

2. Neraca Massa Reaktor

Tabel 4.3 Neraca Massa Reaktor

SENYAWA	ARUS (kg/jam)	
	MASUK	PRODUK
C ₂ H ₄	2118,220	0,000
O ₂	1208,260	0,060
N ₂	3977,170	3977,170
CH ₃ CHO	0,000	3326,420
C ₂ H ₆	22,655	22,655
TOTAL	7326,305	7326,305

3. Neraca Massa Separator

Tabel 4.4 Neraca Massa Separator

SENYAWA	MASUK (KG/JAM)	KELUAR (KG/JAM)	
		ATAS	BAWAH
C ₂ H ₄	0,000	0,000	0
O ₂	0,060	0,0608	0,00113
N ₂	3977,170	3923,520	53,422
CH ₃ CHO	3326,420	58,5267	3268,12
C ₂ H ₆	22,655	14,094	8,56
TOTAL	7326,305	3996,202	3330,10
		7326,305	

Diagram Alir Kualitatif

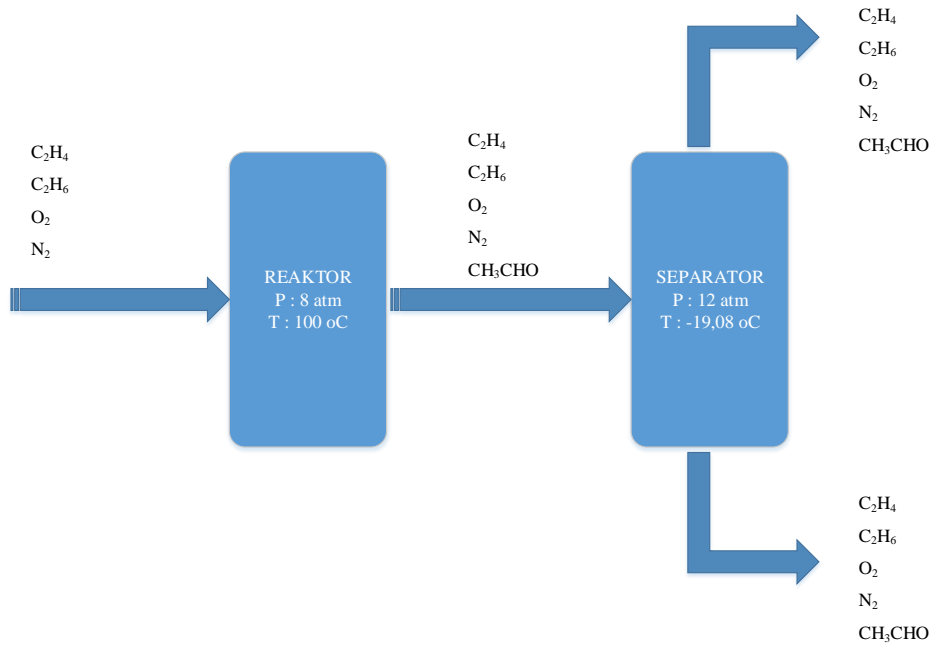
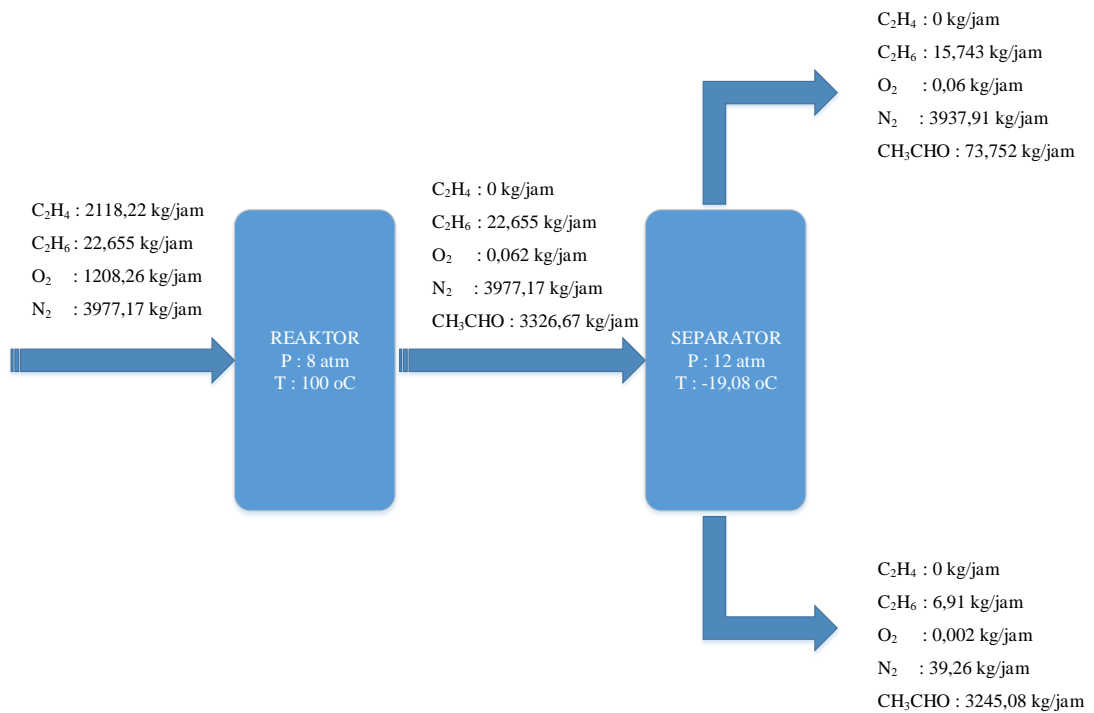


Diagram Alir Kuantitatif



4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Dalam mendukung proses suatu pabrik diperlukan sarana penunjang yang dapat membantu kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang ini merupakan salah satu sarana yang penting dalam suatu proses produksi yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan.

Unit utilitas merupakan unit penunjang bagi unit-unit yang lain dalam pabrik atau sarana penunjang untuk menjalankan suatu pabrik dari mulai tahap awal sampai produk akhir.

1. Unit penyediaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System)
2. Unit Penyediaan *Dowterm*
3. Unit Pembangkit Listrik (Power Plant System)
4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrumen Air System*)

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

4.5.1.1 Unit Penyedia Air

Untuk memenuhi kebutuhan air dalam suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Suatu perancangan pabrik Acetaldehyde ini menggunakan sumber air yang berasal dari sungai gerong, yang mana sungai gerong ini terletak disekitar lokasi pendirian Acetaldehyde ini. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

- a. Sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi dan kecil kemungkinan akan mengalami kekeringan sehingga air akan selalu terjaga.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan lebih murah dibandingkan dengan pengolahan air laut.

Air yang disediakan pabrik nantinya akan dimanfaatkan sebagai :

1. Air Domestik

Merupakan air yang dapat digunakan untuk air minum, keperluan kantor, dan perumahan. Syarat-syarat air domestik meliputi :

a. Syarat Fisik

- Suhu dibawah suhu udara luar
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berasa

b. Syarat Kimia

- Tidak mengandung zat organik dan zat anorganik
- Tidak beracun

c. Syarat Bakteriologi

- Tidak mengandung bakteri-bakteri berbahaya, terutama bakteri pantogen.

2. Air umpan boiler

Air yang digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu dilakukan pengolahan secara kimia. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah :

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi

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

- Zat yang menyebabkan kerak (*scale fouling*)

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

- Zat yang dapat menyebabkan *foaming*

Air yang diperoleh dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan

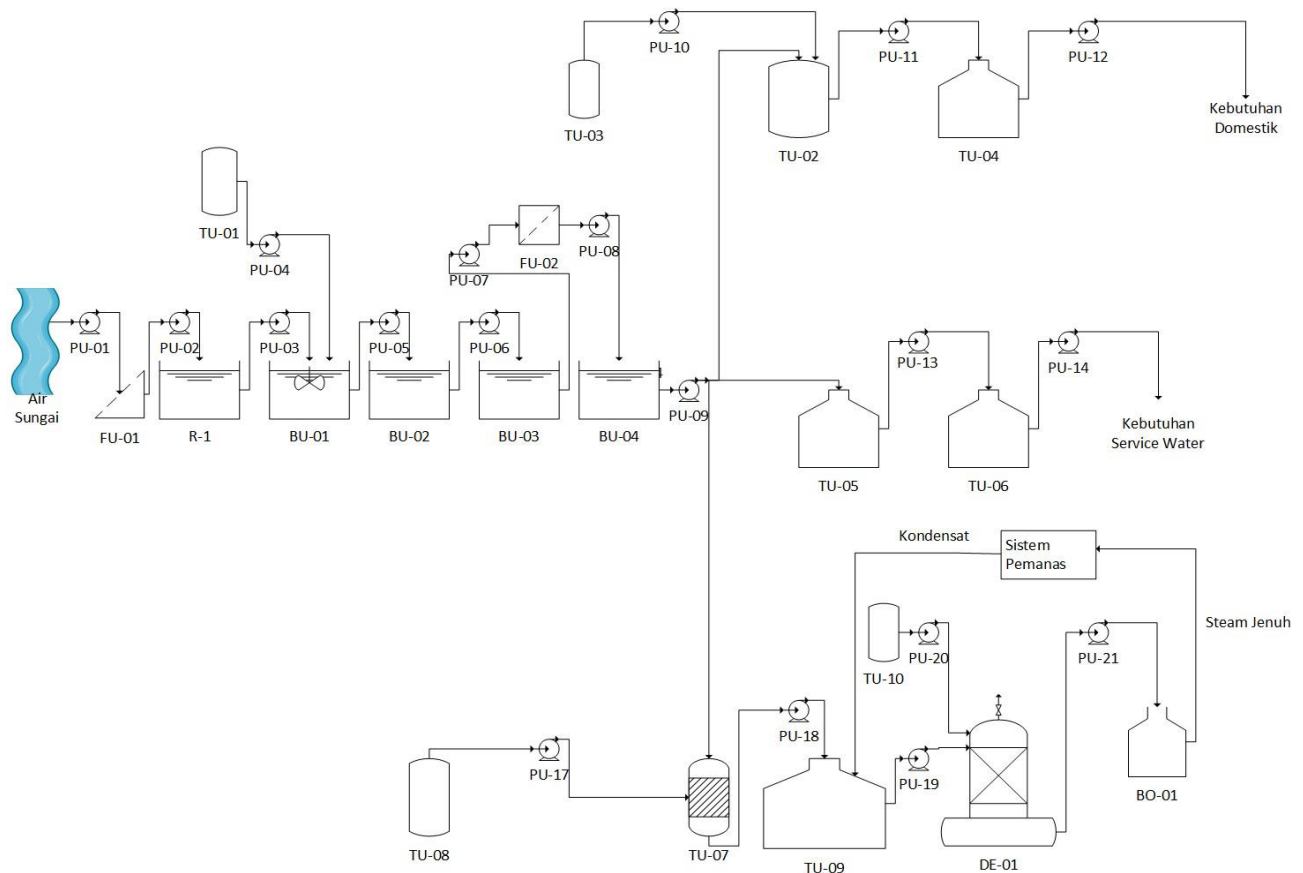
zat-zat tak larut dalam jumlah yang besar. Efek samping dari pembusaan ini terjadi pada alkalinitas yang tinggi.

3. Air untuk perkantoran dan pabrik (service water)

Air ini digunakan untuk keperluan bengkel, pemadam kebakaran, kebutuhan laboratorium dan sebagainya.

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

pada perancangan suatu pabrik dibutuhkan sumber air terdekat untuk memenuhi keberlangsungan suatu proses dalam industri. Yang mana pabrik acetaldehyde ini menggunakan air sungai sebagai sumber air. Bertujuan untuk memenuhi syarat-syarat air sehingga dapat dipergunakan didalam industri kimia. Pengolahan air dapat meliputi pengolahan secara fisik, pengolahan secara kimia dan penambahan bahan kimia tertentu. Pengolahan air yang dilakukan di pabrik acetaldehyde ini meliputi beberapa proses. Diagram alir pengolahan air ditunjukkan dalam gambar 4.5.



Gambar 4.5. Diagram alir pengolahan air utilitas

Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : Screening
3. R-01 : Reservoir
4. BU-01 : Bak penggumpal (koagulasi dan flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendapan I
7. BU-03 : Bak Pengendapan II
8. FU-02 : Sand Filter
9. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih Sementara
10. TU-02 : Tangki Klorinasi
11. TU-03 : Tangki Kaporit
12. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
13. TU-05 : Tangki Service Water

- 14. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
- 15. TU-07 : Mixed-Bed
- 16. TU-08 : Tangki NaCl
- 17. TU-09 : Tangki Air Denim
- 18. TU-10 : Tangki N₂H₄
- 19. De-01 : Deaerator
- 20. BO-01 : Boiler

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi:

a. Penghisapan

Air yang diambil dari sungai perlu adanya pemompaan yang selanjutnya air tersebut kemudian dialirkan menuju alat penyaringan untuk proses penyaringan untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran besar. Setelah tahap ini akan diolah dalam reservoir.

b. Penyaringan (Screening)

Sebelum air sungai akan digunakan sebagai air bersih, air tersebut akan diproses dalam penyaringan untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran besara, misalnya: daun, ranting dan sampah-sampah lainnya yang ada di sungai. pada tahap scraning ini partikel yang berukuran padat dan besar akan tersaring secara langsung tanpa menggunakan bahan kimia. Sementara untuk partikel yang kecil masih akan terbawa bersama air yang kemudian akan diolah ketahap pengelohan air berikutnya. Tujuan penyaringan yaitu untuk memisahkan kotoran yang besar agar tidak terikut ke pengolahan selanjutnya, sehingga pada sisi isap pompa perlu dipasang saringan dan ditambah fasilitas pembilasan agar meminimalisir alat screen menjadi kotor.

c. Penampungan (Reservoir)

Pengendapan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi. Kotoran kasar yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena gravitasi.

d. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau Aluminium Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur ke dalam air. Selain ini kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan pada proses flokulasi bertujuan untuk mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambah koagulan untuk menggumpalkan kotoran.

e. Bak Pengendapan 1 dan Bak Pengendapan 2

Tujuan dari adanya bak pengendapan 1 dan 2 ini adalah mengendapkan endapan yang terbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokusi). Endapan serta flok yang berasal dari proses koagulasi akan diendapkan pada bak pengendapan 1 dan bak pengendapan 2.

f. Penyaringan (Sand Filter)

Pada tahap ini terjadi proses filtrasi dimana air yang keluar dari bak pengendapan 2 masih terdapat kandungan padatan tersuspensi sehingga harus diproses ke alat filter untuk difilterisasi.

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung didalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ dan lain-lain dengan

menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel.

g. Bak Penampungan Air Bersih

Air yang telah melalui tahap filtrasi bisa juga disebut dengan air bersih. Kemudian air keluaran proses filtrasi akan ditampung dalam bak penampungan air bersih. Air bersih yang ditampung langsung dapat digunakan sebagai layanan umum (service water). Kegunaan air bersih ini juga dapat digunakan untuk domestic water dan boiler feed water namun air harus didesinfektanisasi terlebih dahulu menggunakan resin untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} dimana bertujuan untuk menghasilkan air demin yang melalui proses demineralisasi.

h. Demineralisasi

Pada proses ini mempunyai tujuan untuk menyiapkan air yang digunakan untuk boiler feed water dan air ini harus murni serta bebas dari kadar mineral-mineral yang terlarut didalamnya. Proses demineralisasi ini dapat dilakukan dengan alat yang terdiri dari penukaran anion dan kation.

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

Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada filtered water sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 ohm dan kandungan silika lebih kecil dari 0,02 ppm. Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2-} , Cl^{-} dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler.

Pada proses cation exchanger dan anion exchanger berlangsung pada resin mixed-bed. Resin mixed-bed adalah kolom resin campuran

antara resin kation dan resin anion. Air yang mengandung kation dan anion bila dilewatkan ke resin mixed-bed tersebut kation akan terambil oleh resin kation dan anion akan terambil oleh resin anion. Saat resin kation dan anion telah jenuh oleh ion-ion, resin penukar kation dan anion akan diregenerasi kembali.

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

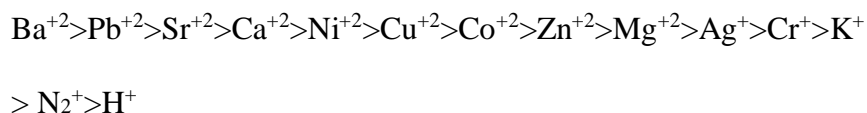
a. Cation Exchanger

Cation Exchanger ini berisi resin penukar kation dengan formula RSO_3H , dimana pengganti kation – kation yang dikandung dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *Cation Exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

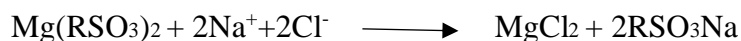
Reaksi penukar kation:



Ion Mg^{+2} dapat menggantikan ion H^+ yang ada dalam resin karena selektivitas Mg^{+2} lebih besar dari selektivitas H^+ . Urutan selektivitas kation adalah sebagai berikut:



Saat resin kation jenuh, maka resin penukar kation akan diregenerasi kembali. Larutan untuk meregenerasi yang digunakan adalah NaCl . Reaksi Regenerasi :



b. Anion Exchanger

Anion Exchanger berfungsi untuk mengikat ion –ion negatif (anion) yang larut dalam air dengan resin yang bersifat basa, yang mempunyai formula RNOH , sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Reaksi Penukar Anion:



Ion SO_4^{2-} dapat menggantikan ion OH^- yang ada dalam resin karena selektivitas SO_4^{2-} lebih besar dari selektivitas OH^- . Urutan selektivitas anion adalah sebagai berikut:



Saat resin anion telah jenuh, maka resin penukar anion akan diregenerasi kembali. Larutan untuk meregenerasi yang digunakan adalah NaOH . Reaksi Regenerasi:



i. Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama O_2 dan CO_2 . Gas tersebut dihilangkan lebih dahulu, karena dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa *Hydrazine* (N_2H_4) yang berfungsi menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi.

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Pada deaerator ini, air dipanaskan hingga 90°C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O_2 dan CO_2 dapat dihilangkan. Karena gas-gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan menutupi permukaan pipa-pipa dan hal ini akan menyebabkan korosi pada pipa-pipa ketel. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas di dalam deaerator.

4.5.1.3 Kebutuhan Air

Kebutuhan air meliputi:

1. Domestic water
2. Service water

Tabel 4.5 Kebutuhan Air

No	Keperluan	Jumlah(kg/jam)
1	Air Domestik	25.818
2	Air layanan umum	700
	Total	26.518

1. Kebutuhan air domestik

Penyediaan keperluan air domestik meliputi:

- Air Kantor

Jumlah karyawan = 160 orang

Kebutuhan air per karyawan = 120 kg/hari

Total kebutuhan air karyawan = 19200 kg/hari

- Air Rumah Tangga

Pabrik juga menyediakan mess untuk kebutuhan karyawan pabrik yang mana kebutuhan air untuk mess :

Jumlah mess = 50 orang

Kapasitas mess = 100 orang

Kebutuhan air tiap orang = 120 kg/hari

Total kebutuhan air rumah tangga = 12000 kg/hari

Jadi jumlah kebutuhan air domestik = 25818 kg/hari

2. Service water

Perkiraan kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum (service water) seperti bengkel, laboratorium, pemadam kebakaran dan lain-lain sebesar 700 kg/jam.

4.5.2 Unit Penyedia Dowterm

Fungsi dowtherm adalah sebagai mediaa pendingin yang lebih efisien dari pada air biasa. Disebabkan oleh titik didih dowtherm ini lebih tinggi dari pada air yang mana besar titik didihnya mencapai 350 °C. Kebutuhan dowtherm untuk peralatan pabrik acetaldehyde ini ditunjukkan pada tabel 4. Sebagai berikut;

Tabel 4.6 Penyediaan Dowterm

No	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	REAKTOR	1465,07
2	COOLER 01	2104,45
3	COOLER 02	5185,43
	TOTAL	8754,95

Unit penyediaan dowtherm setelah digunakan untuk proses pendingin, dowtherm ditampung pada tangki penyimpanan dowtherm sebelum dilakukan proses pendingin pada cooling tower. Dowtherm keluaran cooling tower akan dialirkan kembali sebagai fluida pendingin.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik (*POWER PLANT SYSTEM*)

- a. Kebutuhan listrik untuk proses

Tabel 4.7 Kebutuhan listrik untuk proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Compresor 01	CM-01	8,6089	6419,657
Compresor 02	CM-02	21,0966	15731,73
Compresor 03	CM-03	32,761	24429,88
Total		62,4665	46581,27

- b. Kebutuhan listrik untuk utilitas

Tabel 4.8 Kebutuhan listrik untuk utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,0000	1491,4000
Blower Cooling Tower	BL-01	75,0000	55927,5000
Pompa-01	PU-01	0,4744	353,7397
Pompa-02	PU-02	0,6074	452,9311
Pompa-03	PU-03	0,9871	736,0546
Pompa-04	PU-04	0,0003	0,2092
Pompa-05	PU-05	0,5720	426,5470
Pompa-06	PU-06	0,5519	411,5869
Pompa-07	PU-07	0,2713	202,2993
Pompa-08	PU-08	0,4799	357,8529
Pompa-09	PU-09	0,4799	357,8529
Pompa-10	PU-10	0,0001	0,0417
Pompa-11	PU-11	1,6835	1255,4138
Pompa-12	PU-12	1,3841	1032,1020
Pompa-13	PU-13	0,7406	552,2672
Pompa-14	PU-14	0,6160	459,3296
Pompa-15	PU-15	0,0826	61,5680
Pompa-16	PU-16	0,0522	38,9367
Pompa-17	PU-17	0,0158	11,7541
Pompa-18	PU-18	3,2635	2433,6106
Pompa-19	PU-19	4,2209	3147,5099
Pompa-20	PU-20	0,0005	0,3902
Total		13,8427	10.322,5157

c. Kebutuhan listrik untuk instrumentasi, kantor, penerangan, laboratorium dan bengkel.

Kebutuhan listrik untuk instrumentasi di perkirakan sebesar 60 Kw, untuk listrik AC sebesar 50 Kw, penerangan sebesar 200 Kw, laboratorium dan bengkel sebesar 200 Kw. Total kebutuhan listrik pada pabrik acetaldehyde adalah sebesar:

Tabel 4.9 Total kebutuhan listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	0,3786
	b. Utilitas	10,3225
2	a. Listrik Ac	50,0000
	b. Listrik Penerangan	200,0000
3	Laboratorium dan Bengkel	200,0000
4	Instrumentasi	60,0000
Total		520,7011

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 520,7011 kW. Dengan faktor daya sebesar 70% maka kebutuhan listrik total sebesar 364,49077 kW. Kebutuhan listrik keseluruhan diperoleh dari PLN, namun disediakan generator sebagai cadangan berkekuatan 1000 kW jika sewaktu-waktu padam atau pasokan listrik kurang.

Spesifikasi Generator:

Tipe *Generator* : AC *Generator*
 Kapasitas : 1000 kW
 Bahan bakar : Solar

4.5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk penggerak alat-alat kontrol yang bekerja secara *pneumatic*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 46,728 m³/jam.

4.5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada *generator* dan *boiler*. Bahan bakar yang digunakan untuk *generator* adalah solar

(*Industrial Diesel Oil*) sebanyak 98,325 kg/jam yang diperoleh sebagian dari PT. Pertamina UP III, Plaju Sumatra Utara.

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses di pabrik ini berupa limbah padat, dan limbah cair. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah-limbah tersebut diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan. Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan. Limbah limbah tersebut diantaranya:

1. Limbah Cair

a. Limbah cair utilitas

- Limbah sanitasi pembuangan air yang sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak, bengkel, pemadam kebakaran dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya. Yang perlu diperhatikan disini adalah volume buangan yang diijinkan dan kemana pembuangan air limbah ini.
- Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ini adalah *physical treatment* (pengendapan, penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan *biological treatment*.

2. Limbah padat berupa lumpur pengolahan air

Limbah padat yang dihasilkan dalam pabrik ini adalah lumpur (sludge) yang dihasilkan dari bak sedimentasi pada unit pengolahan air. Lumpur (sludge) ini bersifat tidak berbahaya sehingga dapat digunakan sebagai bahan penimbun. Limbah padat pada sanitasi akan diolah dalam septic tank.

4.6 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik Asetaldehid dari Etilen dan Udara, Analisa ekonomi ini dibuat untuk memperolehnya gambaran kelayakan atau tidaknya terhadap pendirian pabrik tersebut. Kelayakan dari suatu rancangan pabrik kimia, akan diperlukan seperti estimasi profitabilitas. Estimasi profitabilitas itu memiliki beberapa factor yang akan ditinjau yaitu :

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

Sebelum melakukan analisa terhadap kelima factor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*)
Meliputi :
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)
Meliputi :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan Modal
Agar mengetahui titik impasnya, maka perlu dilakukan perkiraannya terhadap:
 - a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)
 - b. Biaya Variabel (*Variable Cost*)
 - c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.6.1 Harga Alat

Harga alat atau peralatan akan berubah disetiap tahunnya tergantung kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan setiap tahunnya pasti merasakan kesulitannya, maka dari itu diperlukan suatu cara memperkirakan suatu harga alat tahun tertentu dan terlebih dahulu mengetahuinya melalui harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

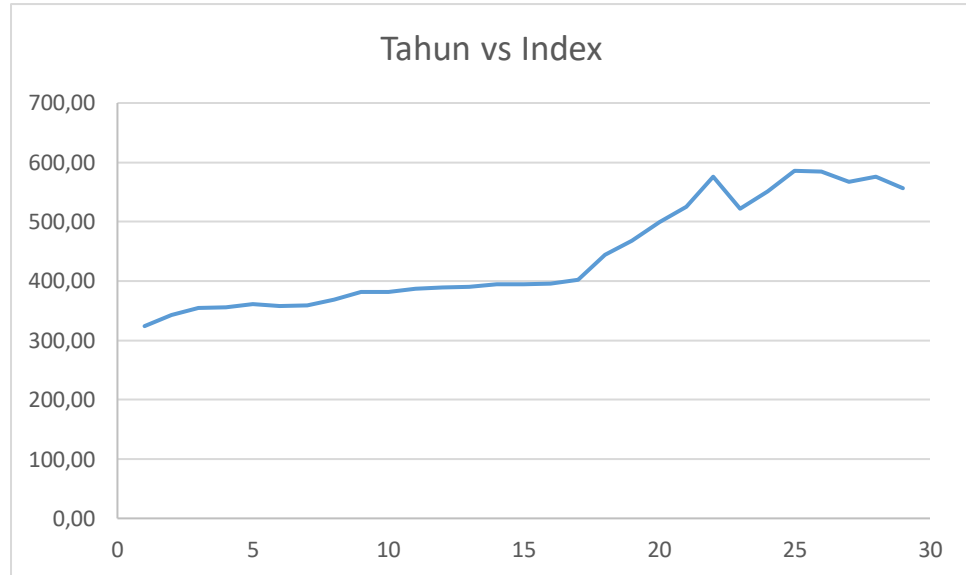
Didalam analisa ekonomi tersebut, harga alat maupun harga lainnya dapat diperhitungkan pada tahun analisisnya. Dalam mencari harga di tahun analisisnya, maka perlu dicari index pada tahun tersebut. Harga indeks ditahun 2019 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2019, dicarilah dengan cara persamaan regresi linier.

Tabel 4.10 harga alat

No	Tahun (X)	Indeks (Y)
1	1987	324,00
2	1988	343,00
3	1989	355,00
4	1990	356,00
5	1991	361,30
6	1992	358,20
7	1993	359,20
8	1994	368,10
9	1995	381,10
10	1996	381,70
11	1997	386,50
12	1998	389,50
13	1999	390,60
14	2000	394,10
15	2001	394,30

16	2002	395,60
17	2003	402,00
18	2004	444,20
19	2005	468,20
20	2006	499,60
21	2007	525,40
22	2008	575,40
23	2009	521,90
24	2010	550,80
25	2011	585,70
26	2012	584,60
27	2013	567,30
28	2014	576,10
29	2015	556,80

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



Gambar 4.6. Tahun dan index harga

Berdasarkan data, persamaan regresi linier yang diperoleh dalam table berikut adalah $y = 9,878x - 19325$. Pabrik Asetaldehid dengan kapasitas 25.000 ton/tahun akan dibangun pada sekitar tahun 2019, maka dari itu, persamaan regresilinier yang diperoleh indeks sebesar 618,682.

Harga alat dan lainnya dapat diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain dari itu, harga alat dan lainnya juga dapat ditentukan dengan referensi buku Peters & Timmerhaus pada tahun 1990 dan Aries dan Newton tahun 1955. Maka harga alat pada tahun evaluasinya dapat juga dicari dengan persamaan

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Keterangan :

E_x = Harga pembelian alat pada tahun 2019

E_y = Harga pembelian alat pada tahun referensi

N_x = Indeks harga pada tahun 2019

N_y = Hargapada tahun referensi

Berdasarkan rumus yang telah tersedia, maka hasil perhitungan alat sebagai berikut:

Tabel 4.11 Harga Alat proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY 2014	NX 2024	EY 2014	EX 2024
Reaktor	R-01	1	576,10	668,07	\$ 239.100	\$ 277.271
Compressor 1	C-01	1	576,10	668,07	\$ 30.200	\$ 35.021
Compressor 2	C-02	1	576,10	668,07	\$ 30.200	\$ 35.021
Tank C ₂ H ₄	T-01	1	576,10	668,07	\$ 93.300	\$ 108.195
Tank CH ₃ CHO	T-02	1	576,10	668,07	\$ 7.925	\$ 9.190
Cooler	CO-01	1	576,10	668,07	\$ 11.000	\$ 12.756
Separator	S-01	1	576,10	668,07	\$ 19.800	\$ 22.961
Heater 1	H-01	1	576,10	668,07	\$ 13.800	\$ 16.003
Heater 2	H-02	1	576,10	668,07	\$ 13.800	\$ 16.003
Total		9			\$ 459.125	\$ 532.423

Tabel 4.12 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2024	2014	2024
Cooling Tower	CT-01	1	576,10	668,07	\$ 9.700	\$ 11.249
Bak Koagulasi - Flokulasi	BK-01	1	576,10	668,07	\$ 1.300	\$ 1.508
Pompa Air Sungai	P-02	1	576,10	668,07	\$ 9.700	\$ 11.249
Pompa Bak Koagulasi - Flokulasi	P-03	1	576,10	668,07	\$ 9.700	\$ 11.249
Pompa Bak Pengendapan	P-04	1	576,10	668,07	\$ 9.700	\$ 11.249
Pompa Bak Air Sanitasi	P-05	1	576,10	668,07	\$ 9.700	\$ 11.249
Pompa Boiler	P-06	1	576,10	668,07	\$ 9.700	\$ 11.249
Bak Penampung Air Dingin	BA-01	1	576,10	668,07	\$ 1.500	\$ 1.739
Pompa Cooling Tower	P-01	1	576,10	668,07	\$ 9.700	\$ 11.249
Total		9			\$ 70.700	\$ 81.987

4.6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Asetaldehid	=	25.000 ton/tahun
Satu tahun produksi	=	330 hari
Umur pabrik	=	10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	=	2019
Kurs mata uang	=	1US\$ = Rp 14.600,-

4.6.3 Perhitngan Biaya

1. *Capital Invesment*

Merupakan jumlah pengeluaran yang digunakan dalam mendirikan fasilitas pabrik dan mengoperasikan pabrik tersebut. Capital Investment meliputi :

- *Fixed Capital Invesment (FCI)*
Yaitu biaya digunakan untuk mendirikan fasilitas pabrik.
- *Working Capital Invesment (WCI)*

Yaitu biaya diperlukan untuk menjalankan usaha untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu yang ditentukan

2. *Manufacturing Cost*

Merupakan jumlah *Direct, Indirect dan Fixed Manufacturing Cost*, Dan menurut Aries and Newton, 1955, *Manufacturing Cost* meliputi :

- *Direct Cost*

Merupakan pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk

- *Indirect Cost*

Merupakan pengeluaran sebagai akibat tidak langsungnya operasi pabrik tersebut.

- *Fixed Cost*

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

3. *General Expense*

Merupakan pengeluaran umum meliputi pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.6.4 Analisa Kelayakan

Tujuannya untuk melakukan analisa tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan, sehingga dapat ditentukan pabrik tersebut dikatakan potensial atau tidak secara ekonominya. Beberapa perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari rancangan pabrik tersebut diantaranya :

1. Return On Investment (ROI)

Adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan

$$ROI = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

Suatu besar atau kecilnya ROI sangat bervariasi tergantung pada derajat resiko atau kemungkinan kegagalan yang terjadi. Untuk kategori *low risk chemical industry*, minimum acceptable ROI tax sebesar 11% (Aries and Newton, 1955).

2. Pay Out Time (POT)

- Adalah Jumlah tahunan yang telah berselang, seblum mendapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya.
- Waktu minimum teoritis yang baik dibutuhkan pengembalian modal tetap tang telah ditanamkan atas dasar keuntungan setiaptahunnya dan juga ditambahkan dengan penyusutan
- Waktu pengembalian modal yang telah dihasilkan berdasarkan keuntungan pengembalian modal yang telah diperolehnya. Perhitungan ini diperlukan agar dapat mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan bakal kembali

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

3. Break Even Point (BEP)

- Merupakan titik impas produksi dimana suatu kondisi pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian
- Titik yang menunjukkan pada tingkat biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP dapat dilihat dengan menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan harganya serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapatkan keuntungan.

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

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

Keterangan :

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

4. Shut Down Point (SDP)

- Suatu titik atau penentuan suatu aktivitas dimana produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang sangat tinggi atau karena keputusan manajemen tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
- Persentasi kapasitas minimal suatu pabrik dapat tercapainya kapasitas produk yang akan diharapkan dalam satu tahun. Jika tidak mampu mencapai persentasinya minimal kapasitas dalam satu tahun pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
- Level produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik tersebut akan lebih mahal daripada biaya menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
- Titik produksi dimana suatu pabrik mengalami bangkrut sehingga pabrik terhentu atau ditutup

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

5. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR)

- Merupakan analisa kelayakan ekonomi menggunakan DCFR yang dibuat dengan cara nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik
- Laju bunga maksimal yang dimana proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada suatu bank selama umur pabrik
- Besarnya perkiraan keuntungan yang telah diperoleh setiap tahunnya didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahunnya selama umur pabrik

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

Dimana :

FC : Fixed Capital

WC : Working Capital

SV : Salvage Value

C : Cash Value = profit after taxes + depresiasi + finance

n : Umur pabrik

i : Nilai DCFR

4.6.5 Hasil Perhitungan

- Fixed Capital Investment

Meliputi :

- Physical Plant Cost (PPC)*

Tabel 4.13 Physical Plant Cost

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Purchased Equipment cost	Rp 7.564.511.342	\$ 518.117
2	Delivered Equipment Cost	Rp 1.891.127.836	\$ 129.529
3	Instalasi cost	Rp 1.142.137.589	\$ 78.229
4	Pemipaan	Rp 4.065.095.859	\$ 278.431
5	Instrumentasi	Rp 1.873.615.474	\$ 128.330
6	Insulasi	Rp 275.379.300	\$ 18.862
7	Listrik	Rp 907.741.361	\$ 62.174
8	Bangunan	Rp 38.925.000.000	\$ 2.666.096
9	Land & Yard Improvement	Rp 67.500.000.000	\$ 4.623.288
physical plant cost (PPC)		Rp 124.144.608.761	\$ 8.503.055

- Direct Plant Cost (DPC)*

Tabel 4.14 Direct Plant Cost

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Construction</i>	Rp 124.144.608.761	\$ 8.503.055
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp 248.289.217.522	\$ 17.006.111

- Fixed Capital Investment (FCI)*

Tabel 4.15 Fixed Capital Investment

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 248.289.217.522	\$ 17.006.111
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp 9.931.568.701	\$ 680.244
3	<i>Contingency</i>	Rp 24.828.921.752	\$ 1.700.611
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp 283.049.707.976	\$ 19.386.966

- *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Tabel 4.16 Direct Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 3.506.792.256	\$ 240.191
2	<i>Labor</i>	Rp 21.854.400.000	\$ 1.496.877
3	<i>Supervision</i>	Rp 3.278.160.000	\$ 224.532
4	<i>Maintenance</i>	Rp 8.491.491.239	\$ 581.609
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 273.723.686	\$ 87.241
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 36.500.000.000	\$ 2.500.000
7	<i>Utilities</i>	Rp 64.420.616.726	\$ 4.412.371
	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 139.325.183.907	\$ 9.542.821

- *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Tabel 4.17 Indirect Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 3.278.160.000	\$ 224.532
2	<i>Laboratory</i>	Rp 2.185.440.000	\$ 149.688
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 10.927.200.000	\$ 748.438
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 18.250.000.000	\$ 1.250.000
	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 34.640.800.000	\$ 2.372.658

- *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Tabel 4.18 Fixed Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 22.643.976.638	\$ 1.550.957
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 5.660.994.160	\$ 387.739
3	<i>Insurance</i>	Rp 2.830.497.080	\$ 193.870
	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 31.135.467.877	\$ 2.132.566

- *Manufacturing Capital (MC)*

Tabel 4.19 Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 139.325.183.907	\$ 9.542.821
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 34.640.800.000	\$ 2.372.658
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 31.135.467.877	\$ 2.132.566
	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 05.101.451.784	\$ 4.048.045

- *Working Capital (WC)*

Tabel 4.20 Working Capital

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 81.825.153	\$ 5.604
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 341.835.753	\$ 23.413
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 4.785.700.542	\$ 327.788
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 8.516.666.667	\$ 583.333
5	<i>Available Cash</i>	Rp 20.510.145.178	\$ 1.404.804
	<i>Working Capital (WC)</i>	Rp 34.236.173.292	\$ 2.344.943

- *General Expanse (GE)*

Tabel 4.21 General Expanse

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 16.408.116.143	\$ 1.123.844
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 20.510.145.178	\$ 1.404.804
3	<i>Research</i>	Rp 17.433.623.402	\$ 1.194.084
4	<i>Finance</i>	Rp 22.210.011.689	\$ 1.521.234
	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 76.561.896.412	\$ 5.243.966

- *Total Production Cost (TPC)*

Tabel 4.22 Total Production Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 205.101.451.784,173	\$ 14.048.045
2	<i>General Expenses(GE)</i>	Rp 76.561.896.411,555	\$ 5.243.966
	<i>Total Production Cost (TPC)</i>	Rp 281.663.348.196	\$ 19.292.010

- *Fixed Cost (Fa)*

Tabel 4.23 Fixed Cost

N0	Tipen of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depresiasi	Rp 22.643.976.638	\$ 1.550.957
2	Proerty Taxes	Rp 5.660.994.160	\$ 387.739
3	Asuransi	Rp 2.830.497.080	\$ 193.870
TOTAL Nilai Fa		Rp 31.135.467.877	\$ 2.132.566

- *Variable Cost (Va)*

Tabel 4.24 Variable Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Raw Material	Rp 3.506.792.256	\$ 240.191
2	Packaging and Shipping	Rp 18.250.000.000	\$ 1.250.000
3	Utilities	Rp 64.420.616.726	\$ 4.412.371
4	Royalty & Patent	Rp 36.500.000.000	\$ 2.500.000
TOTAL Nilai Va		Rp 122.677.408.982	\$ 8.402.562

- *Ragulated Cost (Ra)*

Tabel 4.25 Ragulated Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp 21.854.400.000	\$ 1.496.877
2	Payroll Overhead	Rp 3.278.160.000	\$ 224.532
3	Supervision	Rp 3.278.160.000	\$ 224.532
4	Plant Overhead	Rp 10.927.200.000	\$ 748.438
5	Laboratorium	Rp 2.185.440.000	\$ 149.688
6	General Expense	Rp 76.561.896.412	\$ 5.243.966
7	Maintenance	Rp 8.491.491.239	\$ 581.609
8	Plant Supplies	Rp 1.273.723.686	\$ 87.241
TOTAL Nilai Ra		Rp 127.850.471.337	\$ 8.756.882

Berdasarkan rincian perhitungan yang telah dilakukan maka didapatkan data untuk menguji apakah pabrik ini layak dibangun atau tidak, berikut penjelasannya :

1. Percent Return On Investment (ROI)

$$ROI = \frac{\text{Profit (Keuntungan)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 37,45% = 35%

ROI sesudah pajak = 22,12% = 21%

Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimal adalah 11% dan syarat ROI sesudah pajak maksimum sebesar 44% (Aries & Newton, 1955)

2. Pay Out Time (POT)

Adalah jangka waktu pengembalian investasi atau modal berdasarkan keuntungan sebuah perusahaan yang didapat dengan mempertimbangkan depresiasi. Persamaan POT, yaitu :

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

POT sebelum pajak = 2,7 tahun

POT sesudah pajak = 4,5 tahun

Untuk kategori low risk tax adalah 5 tahun (Aries dan Newton, 1955). Pabrik Asetaldehid ini masih masuk dalam batas POT before tax yang disyaratkan dibawah 5 tahun meskipun krisis mendekatin 5 tahun.

3. Break Even Point (BEP)

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

BEP = 45,47%

BEP pada umumnya untuk pabrik kimia sebesar 40%-60%

4. Shut Down Point (SDP)

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

SDP = 25,10% (SDP pada umunya untuk pabrik kimia sebesar 20%-30%)

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

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

Umur pabrik	= 10 tahun
Fixed Capital Investment	= Rp 100.763.707.976
Working Capital	= Rp 18.562.882.316
Salvage Value	= Rp 8.061.096.638
Cash Flow	= Rp 24.198.166.818

Dengan trial & error diperoleh nilai $i = 0,17$

DCFR = 16,98%

Minimum nilai DCFR = 1,5 x suku bunga acuan bank = 4,75%

Kesimpulan: Memenuhi syarat

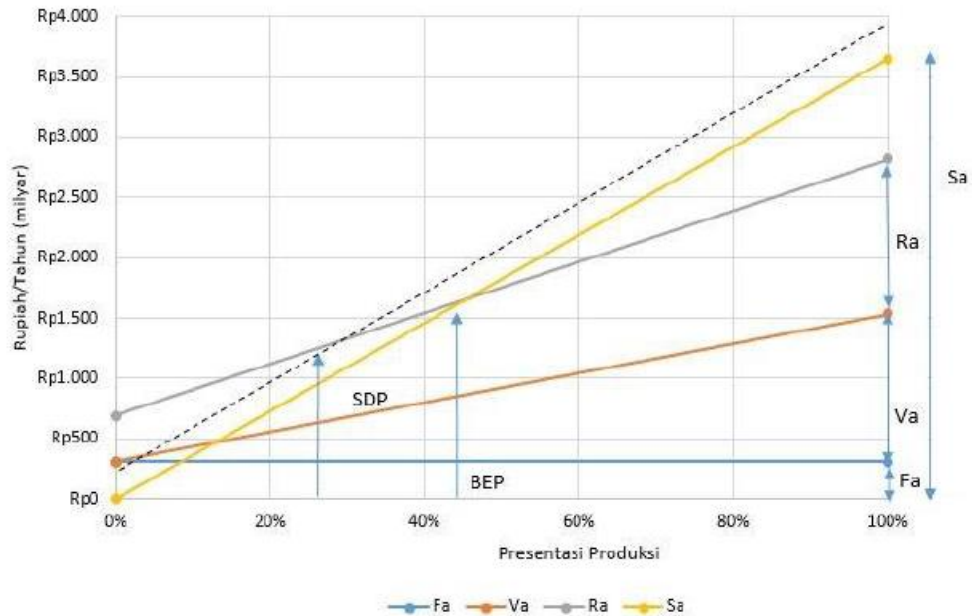
= 1,5 x 4,75% = 7,13%

(Didasarkan pada suku bunga di bank saat ini yaitu 4,75% berlaku mulai dari 1 Juni 2018)

4.6.6 Analisa Keuntungan

Harga Jual produk Asetaldehid	= Rp 292.000/kg
Annual Sale	= Rp 103.952.000.000
Total Cost	= Rp 132.598.954.946
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 28.646.954.946
Pajak Pendapatan	= 52%
Keuntungan Setelah pajak	= Rp 13.750.538.374

Grafik Analisis K



Gambar 4.7. Grafik Evaluasi Ekonomi

4.7 Organisasi Perusahaan

Organisasi adalah suatu pola hubungan-hubungan yang melalui mana orang-orang di bawah pengarahan manajer mengejar tujuan bersama. Organisasi adalah bentuk setiap perserikatan manusia untuk mencapai tujuan bersama. Organisasi merupakan suatu sistem aktivitas kerja sama yang dilakukan oleh dua orang atau lebih.

Anthony (1995), pun juga menjelaskan bahwa organisasi merupakan suatu kelompok manusia yang berinteraksi melakukan berbagai kegiatan secara koordinasi untuk mencapai tujuan yang sama, dimana pada dasarnya bahwa individu tidak dapat mencapai tujuan sendiri-sendiri artinya tujuan organisasi dapat dicapai melalui manajemen yang dilakukan terhadap sejumlah orang sebagai pelaksana pekerjaan-pekerjaan organisasi. Seperti halnya organisasi dalam sebuah perusahaan atau industry.

Keberhasilan sebuah perusahaan dalam mencapai tujuan tergantung pada pengelolaan organisasi yang meliputi pelaksanaan dan pengendalian dan juga pembagian wewenang dan tanggung jawab

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Asetaldehid dengan kapasitas 25.000 ton/tahun yang akan didirikan ini direncanakan memiliki perusahaan berupa PT atau disebut juga Perseroan Terbatas. Perseroan Terbatas adalah suatu badan hukum untuk menjalankan usaha yang memiliki modal terdiri dari saham-saham, yang pemiliknya memiliki bagian sebanyak saham yang dimilikinya.

Saham adalah surat berharga yang menunjukkan bagian kepemilikan atas suatu perusahaan. Membeli saham berarti anda telah memiliki hak kepemilikan atas perusahaan tersebut. Maka dari itu, Anda berhak atas keuntungan perusahaan dalam bentuk dividen, pada akhir tahun periode pembukuan perusahaan. Dalam PT pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor seluruh jumlah yang disebutkan dalam tiap sahamnya. Alasan dipilih dalam bentuk perusahaan perseroan terbatas adalah didasarkan atas beberapa factor, di antaranya:

1. Mudah untuk mendapatkan modal dengan cara menjual saham perusahaan
2. Tanggung jawab pemegang saham sangat terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pengurus perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus saham perusahaan terpisah dengan yang lain. Pemilik perusahaan adalah pemegang saham sedangkan pengurus saham adalah direksi beserta staff-staff yang diawasi oleh Direktur Utama
4. Kelangsungan hidup perusahaan akan terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya pemegang saham, direksi dan staffnya dan juga karyawan perusahaan

5. Efisiensi manajemen adalah pemegang saham yang dapat memilih orang sebagai dewan komisaris beserta direktur yang cakapa dan berpengalaman di bidangnya
6. Lapangan usaha sangat luas. Dalam suatu perusahaan Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang besar dari msyarakat, sehingga dapat memperluas usaha yang dimilikinya

4.7.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Organisasi merupakan wadah dimana orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan dan dicapainya. Struktur organisasi perusahaan adalah sebuah garis hierarki (bertingkat) yang mendeskripsikan kompenen-komponen yang menyusun perusahaan dimana setiap individu (sumber daya manusia) yang berada pada lingkup perusahaan tersebut memiliki posisi dan fungsi masing-masing. Berikut jenjang kepemimpinan dalam perusahaan :

1. Direktur Utama
2. Direktur
3. Staff Ahli
4. Kepala Divisi
5. Kepala Seksi
6. Karyawan dan Operator

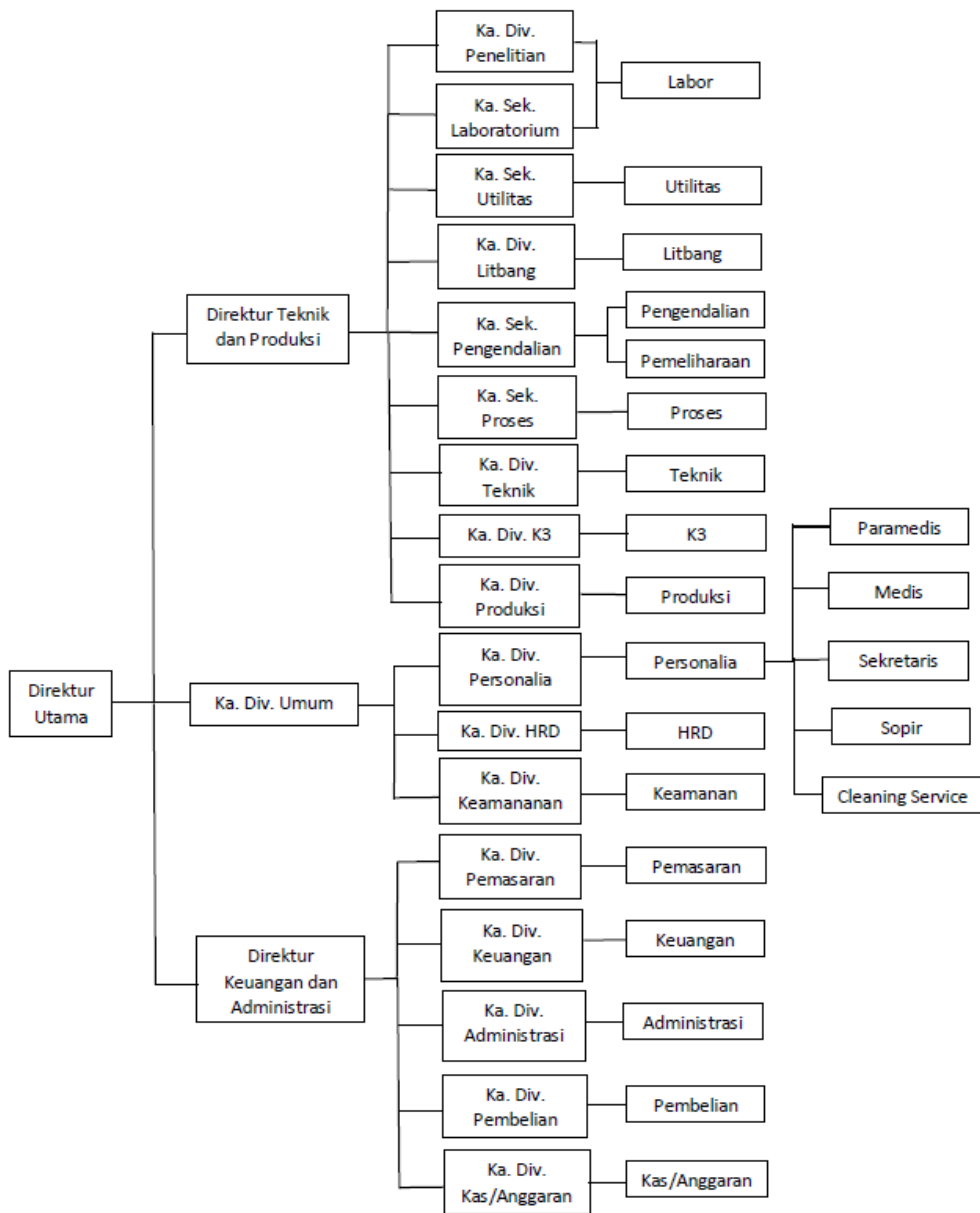
Pemegang saham sebagaimana pemilik perusahaan dalam pelaksanaanya ditugaskan oleh Direktur Utama sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama juga dan diwakili oleh Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi dan Keuangan dan Ketua Divisi Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produski mewakili bidang Teknik, Litbang, Produski, Proses, Pengendalian, Laboratorium, K3 dan Utilitas. Sedangkan Direktur Keuangan dan Administasi mewakili Pemasaran, Keuangan, Pembelian, Administrasi,

Sekretaris dan Kas/Anggaran. Sedangkan Ketua Divisi Umum meliputi Personalia, HRD, Medis, Paramedis, Sopir dan Cleaning Service.

Masing-Masing kepala bagian akan mewakili beberapa staff-staff atau karyawan yg dipegang. Karyawan perusahaan akan dibagi sesuai dengan bidang masing-masing dan dikepalai oleh bidang masing-masingnya tersebut.

Manfaat dari struktur organisasi adalah :

1. Menjelaskan wewenang pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenangnya.
2. Sebagai bahan orientasi pejabat
3. Penempatan pegawai yang lebih tepat
4. Penyusunan program pengembangan manajemen
5. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila kurang lancar



Gambar 4.8. Struktur Organisasi

4.7.3 Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi perusahaan

yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut para pemegang saham bertugas untuk:

- a. Mengangkat dan memberhentikan Direktur Utama
- b. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dalam perusahaan

4.7.3.2 Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi, serta Direktur administrasi dan keuangan dan juga Ketua Divisi Umum. Direktur Utama juga bertanggung jawab atas pemegang saham perusahaan untuk mengetahui naik dan turun perusahaan tersebut

Tugas dari Direktur utama adalah :

- a. Menyetujui Direksi tentang kebijakan umum, target, laba pengesahan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya
- b. Mengawasi direksi
- c. Membantu direksi jika dalam kesulitan atau hal-hal yang penting
- d. Melakukan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab pekerjaannya sebagai pemegang saham perusahaan
- e. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antar pemilik saham, pimpinan dan karyawan
- f. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat.
- g. Mengkoordinir kerja sama dengan direktur-direktur yang lain

Tugas dari Direktur Teknik dan Produksi adalah :

- a. Bertanggung jawab pada Direktur Utama atas bidang produksi dan Teknik
- b. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan bawahannya

Tugas dari Direktur Keuangan dan Administrasi adalah:

- a. Bertanggung jawab pada Direktur Utama atas bidang Keuangan dan Administrasi
- b. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan bawahannya.

4.7.3.3 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi bawahannya sesuai bidang yang di jabatnya dalam suatu perusahaan. Kepala bagian dapat juga sebagai staff ahli dan juga staff direktur. Kepala bagian bertanggung jawab sesuai bidang masing-masing yang terdiri dari :

- a. Kepala bagian produksi

Mengawasi terkait adanya pemakaian bahan baku, pemakaian packing material dengan tujuannya meminimalkan pemborosan dalam kegagalan proses, menjaga dan mengawasi agar mutu bahan baku dalam proses dan juga mutu dalam produk yang dihasilkan yang sesuai dengan standarisasi yang telah ditetapkan serta mengawasi pembuatan laporan absensi karyawan, bahan baku, hasil produk dan jam-jam berhentinya setiap mesin.

- b. Kepala bagian teknik

Bertanggung jawab atas penyediaan mesin yang keberlangsungan proses terkait peralatan dan kebutuhan listrik untuk kelancaran proses produksi, dan melakukan pengecekan terhadap perawatan mesin proses

c. Kepala Bagian Penelitian dan Laboratorium

Mengkoordinir setiap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan dan pengawasan mutu

d. Kepala Bagian K3

Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan keselamatan kerja semua karyawannya

e. Kepala bagian keuangan

Mengkoordinir kegiatan pemasaran pengadaan barang serta pembukuan keuangan perusahaan

f. Kepala bagian Administrasi

Mengkoordinir kegiatan administrasi yang ada di perusahaan tersebut

g. Kepala bagian umum

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan perusahaan dan masyarakat sekitar, menjaga keamanan perusahaan dan juga urusan sumber manusia.

4.7.4 Sistem Kepagawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik Asetaldehid ini system gaji untuk karyawannya memiliki keberbedaan tergantung pada status karywan, kedudukan, tanggung jawab dan keahliannya. Pembagian karywan dapat juga dibagi menjadi 3 golongan, yaitu :

a. Karyawan tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapatkan gaji bulanan sesuai dengan keahlian di masa kerjanya.

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan sesuai direksi dengan Surat Keputusan (SK) dan mendapatkan upah harian yang dibayar di akhir pekan

c. Karyawan Borongan

Karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja dan karyawan ini menerima upah borongan dalam suatu pekerjaannya.

4.7.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Asetaldehid yang akan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dalam *full-time* 24 jam perhari. Sisa hari bukanlah untuk hari libur melainkan untuk perbaikan, perawatan, atau *shut down*. Pembagian jam kerja karyawan terbagi 2 golongan, yaitu :

a. Pegawai *non-shift* yang bekerja selama 8 jam dalam seminggu dengan total kerja 48 jam perminggu dan hari sabtu, minggu dan libur nasional dianggap libur. Pegawai *non-shift* biasanya tidak menangani langsung ke kilang atau pabrik atau biasanya di dalam kantor seperti Direktur, Kepala Bagian, Karyawan Kantor atau Administrasi dan Keuangan dan divisi dibawahnya bertanggung jawab non teknik yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinyu. Berikut adalah jam kerjanya :

- Senin – Kamis : 07.00 – 16.00 (istirahat pukul 12.00 – 13.00)
- Jumat : 07.00 – 16.00 (istirahat 11.30 – 13.30)

b. Pegawai shift bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift biasanya yang langsung tanggap ke lapangan dan menangani kilang atau pabrik seperti kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang/storage serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut jadwal jam pegawai shift

- Shift I : 08.00 – 16.00

- Shift II : 16.00 – 24.00
- Shift III: 24.00 – 06.00

Jadwal kerja menjadi 4 minggu dan 4 kelompok dan setiap kelompok kerja mendapatkan libur 1x dalam 3x Shift dan berikut jadwal kerja karyawan :

Tabel 4.26 Jadwal Kerja Karyawan

Karyawan/Hari	1	2	3	4	5	6	7	8
Karyawan I	I	I	IV	IV	III	III	II	II
Karyawan II	II	II	I	I	IV	IV	III	III
Karyawan III	III	III	II	II	I	I	IV	IV

4.7.6. Penggolongan Jabatan Jumlah Karyawan dan Gaji

4.7.6.1 Penggolongan Jabatan

Tabel 4.27 Penggolongan Jabatan dengan Pendidikan Minimal

No	Jabatan	Pendidikan Minimal
1	Direktur Utama	S-2 (Teknik Kimia, Management)
2	Direktur Teknik dan Produksi	S-2 (Teknik Kimia)
3	Direktur Keuangan dan Administrasi	S-2 (Ekonomi, Akutansi)
4	staff Ahli	S-2 (Teknik Kimia, Ekonomi)
5	Ka. Div. K3	S-1 (Teknik Lingkungan, Teknik Industri)
6	Ka. Div. Umum	S-1 (Management, Hukum)
7	Ka. Div. Pemasaran	S-1 (Ekonomi, Akutansi, Management)
8	Ka. Div. Keuangan	S-1 (Ekonomi, Akutansi)
9	Ka. Div. Teknik	S-1 (Teknik Mesin)
10	Ka. Div. Produksi	S-1 (Teknik Kimia, Teknik Mesin)
11	Ka. Div. Litbang	S-1 (Kimia)
12	Ka. Sek. Personalia	S-1 (Management, Psikologi, Ekonomi)
13	Ka. Sek. HRD	S-1 (Psikologi)
14	Ka. Sek. Keamanan	S-1 (Hukum, Management)
15	Ka. Sek. Pembelian	S-1 (Management, Akutansi, Ekonomi)
16	Ka. Sek. Pemasaran	S-1 (Management, Akutansi, Ekonomi)
17	Ka. Sek. Administrasi	S-1 (Management, Akutansi, Ekonomi)
18	Ka. Sek. Kas/Anggaran	S-1 (Management, Akutansi, Ekonomi)
19	Ka. Sek. Proses	S-1 (Teknik Kimia)
20	Ka. Sek. Pengendalian	S-1 (Teknik Industri, Teknik Mesin)

21	Ka. Sek. Laboratorium	S-1 (Kimia)
22	Ka. Sek. K3	S-1 (Teknik Lingkungan, Teknik Industri)
23	Ka. Sek. Utilitas	S-1 (Teknik Lingkungan, Teknik Industri)
24	Ka. Sek. Pengembangan	S-1 (Kimia dan Fisika)
25	Ka. Sek. Penelitian	S-1 (Kimia dan Fisika)
26	Karyawan Personalia	D-3 (Management, Psikologi)
27	Karyawan HRD	D-3 (Psikologi)
28	Karyawan Keamanan	D-3 (Hukum)
29	Karyawan Pembelian	D-3 (Akuntansi, Management, Ekonomi)
30	Karyawan Pemasaran	D-3 (Akuntansi, Management, Ekonomi)
31	Karyawan Administrasi	D-3 (Akuntansi, Management, Ekonomi)
32	Karyawan Kas/Anggaran	D-3 (Akuntansi, Management, Ekonomi)
33	Karyawan Proses	D-3 (Teknik Kimia)
34	Karyawan Pengendalian	D-3 (Kimia)
35	Karyawan Laboratorium	D-3 (Kimia)
36	Karyawan Pemeliharaan	D-3 (Teknik Kimia dan Teknik Mesin)
37	Karyawan Utilitas	D-3 (Teknik Lingkungan, Teknik Industri)
38	Operator Proses	D-3 (Teknik Kimia)
39	Operator Utilitas	D-3 (Teknik Lingkungan, Teknik Industri)
40	Karyawan K3	D-3 (Teknik Lingkungan, Teknik Industri)
41	Karyawan Litbang	D-3 (Kimia)
42	Sekretaris	Akademi Sekretaris
43	Medis	S-1 (Kedokteran)
44	Paramedis	D-3 (Keperawatan)
45	Sopir	SMA/STM
46	Cleaning Service	SMA/STM

4.7.6.2 Jumlah Karyawan

Tabel 4.28 Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jmlh
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Administrasi	1
4	Ka. Div. K3	1
5	Ka. Div. Umum	1
6	Ka. Div. Pemasaran	1
7	Ka. Div. Keuangan	1

8	Ka. Div. Teknik	1
9	Ka. Div. Produksi	1
10	Ka. Div. Litbang	1
11	Ka. Sek. Personalia	1
12	Ka. Sek. HRD	1
13	Ka. Sek. Keamanan	1
14	Ka. Sek. Pembelian	1
15	Ka. Sek. Pemasaran	1
16	Ka. Sek. Administrasi	1
17	Ka. Sek. Kas/Anggaran	1
18	Ka. Sek. Proses	1
19	Ka. Sek. Pengendalian	1
20	Ka. Sek. Laboratorium	1
21	Ka. Sek. Utilitas	1
22	Ka. Sek. Pengembangan	1
23	Ka. Sek. Penelitian	1
24	Karyawan Personalia	3
25	Karyawan HRD	3
26	Karyawan Keamanan	4
27	Karyawan Pembelian	3
28	Karyawan Pemasaran	3
29	Karyawan Administrasi	2
30	Karyawan Kas/Anggaran	2
31	Karyawan Proses	30
32	Karyawan Pengendalian	4
33	Karyawan Laboratorium	4
34	Karyawan Pemeliharaan	8
35	Karyawan Utilitas	9
36	Operator Proses	12
37	Operator Utilitas	6
38	Karyawan K3	5
39	Karyawan Litbang	3
40	Sekretaris	4
41	Medis	15
42	Paramedis	3
43	Sopir	5
44	Cleaning Service	4
Total		155

4.7.6.3 Gaji Karyawan

Sistem gaji dalam perusahaan tersebut memiliki 3 golongan, yaitu :

1. Gaji Bulanan

Gaji ini diberikan pegawai tetap dan besarnya gaji telah sesuai dengan peraturan perusahaan

2. Gaji Harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian

3. Gaji Lembur

Gaji ini diberikan karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4.29 Jumlah Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji per Bulan (Rp)
1	Direktur Utama	Rp 68.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	Rp 57.000.000
3	Direktur Keuangan dan Administrasi	Rp 57.000.000
4	Ka. Div. K3	Rp 35.000.000
5	Ka. Div. Umum	Rp 17.800.000
6	Ka. Div. Pemasaran	Rp 21.000.000
7	Ka. Div. Keuangan	Rp 19.000.000
8	Ka. Div. Teknik	Rp 19.000.000
9	Ka. Div. Produksi	Rp 19.800.000
10	Ka. Div. Litbang	Rp 19.800.000
11	Ka. Sek. Personalia	Rp 19.500.000
12	Ka. Sek. HRD	Rp 15.800.000
13	Ka. Sek. Keamanan	Rp 15.500.000
14	Ka. Sek. Pembelian	Rp 15.800.000

15	Ka. Sek. Pemasaran	Rp	15.500.000
16	Ka. Sek. Administrasi	Rp	15.500.000
17	Ka. Sek. Kas/Anggaran	Rp	15.500.000
18	Ka. Sek. Proses	Rp	15.500.000
19	Ka. Sek. Pengendalian	Rp	17.000.000
20	Ka. Sek. Laboratorium	Rp	16.800.000
21	Ka. Sek. Utilitas	Rp	16.500.000
22	Ka. Sek. Pengembangan	Rp	17.500.000
23	Ka. Sek. Penelitian	Rp	16.500.000
24	Karyawan Personalia	Rp	16.500.000
25	Karyawan HRD	Rp	8.300.000
26	Karyawan Keamanan	Rp	8.200.000
27	Karyawan Pembelian	Rp	6.100.000
28	Karyawan Pemasaran	Rp	8.100.000
29	Karyawan Administrasi	Rp	8.100.000
30	Karyawan Kas/Anggaran	Rp	8.100.000
31	Karyawan Proses	Rp	8.100.000
32	Karyawan Pengendalian	Rp	11.500.000
33	Karyawan Laboratorium	Rp	8.600.000
34	Karyawan Pemeliharaan	Rp	8.200.000
35	Karyawan Utilitas	Rp	8.600.000
36	Operator Proses	Rp	11.500.000
37	Operator Utilitas	Rp	11.500.000
38	Karyawan K3	Rp	11.500.000
39	Karyawan Litbang	Rp	8.200.000
40	Sekretaris	Rp	8.200.000
41	Medis	Rp	7.800.000

42	Paramedis	Rp	9.600.000
43	Sopir	Rp	6.800.000
44	Cleaning Service	Rp	4.600.000
Total		Rp	750.300.000

4.7.6.4 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff berhak mendapatkan fasilitas dari perusahaan, yaitu :

1. Gaji

- a. Gaji per bulan
- b. Bonus pertahun untuk staff min *2x basic salary*
- c. THR pertahun untuk semua staff, *1x basic salary*
- d. Natal pertahun untuk semua staff, *1x basic salary*
- e. Jasa pertahun untuk semua staff, *1x basic salary*

2. Jaminan Sosial dan Pajak Pendapatan

- a. Pajak pendapatan semua ditanggung oleh perusahaan
- b. Jamsostek :
 - 3,5% kali *basic salary*
 - 1,5% tanggungan perusahaan
 - 2% tanggungan karyawan

3. Medical dan Kesehatan

- a. Emergency tersedia poliklinik pengobatan gratis
- b. Pengobatan untuk staff dan keluarga staff bebas biaya dan ditanggung oleh perusahaan

4. Perumahan

Untuk staff magang atau staff dalam keadaan belum menikah disediakan mess atau wisma perusahaan

5. Rekreasi dan Olahraga

- a. Rekreasi bias dilakukan dalam bentuk tour atau acara dan tergantung divisi masing-masing yang ingin mengadakannya

- b. Olahraga tersedia Fitness dan taman Jogging
6. Kenaikkan gaji dan Promosi
- a. Kenaikan gaji dapat dilakukan setiap akhir tahun dengan diperhatikan karyawan yang berprestasi atau melihat besarnya inflasi perusahaan dan lain-lain
 - b. Promosi dapat dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi dan lain-lain
7. Hak Cuti dan Ijin
- a. Cuti tahunan setiap karyawan mendapatkan cuti dalam setahun sekitar 12 hari dan bonus 2 hari menjadi 14 hari dan bias berubah hari cuti tergantung dari kebijakan perusahaan
 - b. Ijin tidak masuk kerja telah diatur oleh KKB yang ada
 - c. Pakaian kerja dan sepatu akan dapat 3 stel baju kerja (2 baju PDL kerja dan 1 baju batik)

BAB V

KESIMPULAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa yang telah di kerjakan, baik yang di tinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dalam pra rancangan pabrik Asetaldehid dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pabrik Asetaldehid didirikan untuk memenuhi kebutuhan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi impor barang, memberikan lapangan pekerjaan dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi dalma negeri
2. Pabrik Asetaldehid akan didirikan dengan kapasitas 25.000 ton/tahun dengan bahan baku Etilen sebanyak 2118,22 kg/jam dan Udara (Oksigen sebanyak 2416,51 kg/jam dan Nitrogen sebanyak 7954,34 kg/ jam)
3. Pabrik Asetaldehid akan didirikan di Kecamatan Plaju, Kota Palembang, Sumatra Selatan, dengan pertimbangan untuk mendapatkan bahan baku, tenaga kerja, pengembangan pabrik, ketersediaan air dan listrik, serta mempunyai geografis yang mendukung untuk didirikannya pabrik Asetaldehid.
4. Berdasarkan kondisi operasi dan evaluasi ekonomi, maka pabrik Asetaldehid tergolong pabrik resiko rendah
5. Bedasarkan hasil ekonomi, maka dapat hasil yang sebagai berikut :

No.	Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standart Kelayakan (Aries and Newton, 1945)
1	Profit Sebelum Pajak	Rp 37.567.109.968	
2	Profit sesudah Pajak	Rp 18.032.212.785	
3	ROI Sebelum Pajak	34,40%	Low Risk
4	ROI Sesudah Pajak	16,51%	Minimum ROI Sebelum Pajak 11%
5	POT Sebelum Pajak	2,4	Low Risk
6	POT Sesudah Pajak	4,1	POT Maksimum 5%

			Sebelum Pajak
7	DCFR	16,98%	1,5 * Bunga Simpanan
8	BEP	42,64%	40% - 60%
9	SDP	25,81%	20% - 30%

Berdasarkan hasil analisis diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik Asetaldehid dari Etilen dan Udara dengan kapasitas 25.000 ton/tahun layak dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

5.2 Saran

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

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

DAFTAR PUSTAKA

- Brown, G.G., "Unit Operation", 14th ed, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons. Inc, New York, 1963
- Brownell, L.E., and Young, E.H., "*process Equipment Design: Vessel design*", John Wiley & Sons. Inc., New York, 1959.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., "*Chemical Engineering: Fluida Flow, Heat Transfer and Mass Transfer. Vol 1 (revised 2nd ed)*", A Pergamon Press Book, 1964.
- Fogler, H.S., "*Elements of Chemical Reaction Engineering (3rd ed)*", Prentice Hall India, 2004.
- Geankoplis, J.C., "*Transport Process and Unit Operation*", Prentice Hall International, 1978
- Kern, D.Q., "*process Heat Transfer*", McGraw Hil Book Company Inc., New York. 1965.
- McKetta, John J., "*Encyclopedia of Chemical Processing and design vol 2*", P 406, Marcel Dekker Inc, New York, 1977
- Perry, R.H and Grens, D.W., "*Chemical Engineering's Handbook*", 7th ed, McGrawHill Book Kogakusha, Tokyo, 1984.
- Peter, M.S., Timmerhaus, K.D., and West, R.E., "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", 5th Edition, International Edition, : McGrawHill, Singapura, 2004.
- Technology, A., "*Aspen Plus*" *Aspen Plus User Guide*. 2000, Aspen Technology, Inc Cambridge.
- Ullmann., 2005, "*Encyclopedia of Industrial*", pp.15547-15550. WILEY : New York.

Yaws, C.L., “*Chemical Properties Handbook: Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties For Organic and Inorganic Chemicals*”, The McGrawHill Companies, Inc, 1999.

Wallas, Stanley, M., “*Chemical Process Equipment Selection and Design*”, McGrawHill Book Co., Tokyo, 1991.

Kirk, R.E., and Othmer D.F. 1998. *encyclopedia of Chemical Technology, 4th ed.* The Interscience Encyclopedia Inc. New York.

Anonim., “*Dowtherm RP Heat Transfer Fluida*”, Dow Chemical Company, U.S.A, 1997.

Anonim., <https://www.sancaiindustry.com/product/acetaldehyde-99/> diakses pada tanggal 21 Agustus 2018.

Anonim., <http://alibaba.com> diakses 25 Agustus 2018.

UN Comtrade Database. 20018, www.comtrade.un.org. Diakses pada tanggal 18 Juni 2018.

LAMPIRAN A

LAMPIRAN A

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan umpan berupa etilen sebanyak 2118,22 kg/jam dan oksigen sebanyak 1208,255 kg/jam sehingga menghasilkan produk acetaldehyde sebanyak 3326,667 kg/jam.
Jenis	: Reaktor <i>fixed bed multitubular</i> dilengkapi dengan pendingin.
Fase	: Gas
Kondisi Operasi	
T	: 100 °C
P	: 8
Katalis	: PdCl ₂

1. Uraian Proses dan Persamaan Reaksi

Reaksi antara etilen dan oksigen menjadi acetaldehyde terjadi pada suhu 80-100 °C dengan katalis padat *paladium clorida*. Reaksi terjadi permukaan padatan katalis sedangkan reaktan masuk reaktor pada fase gas. Kondisi operasi reaktor ini adalah adiabatik dan isothermal pada suhu gas 80-100 °C dan tekanan 8 atm. Konversi reaktan menjadi asetaldehid sebesar 95 %. Dalam kinetik kimia, suatu konstanta laju reaksi atau koefisien laju reaksi k mengukur dari suatu reaksi kimia. Nilai k dalam reaksi ini didapat dari jurnal sebesar 1,11 mol h⁻¹ g⁻¹ (Ko,et al, 1995). Persamaan reaksi yang terjadi adalah:



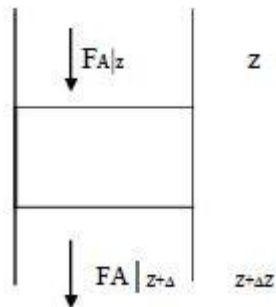
2. Persamaan-Persamaan Matematis Reaktor

Tabel A-1 Neraca Massa Reaktor

Fomula	BM kg/kgmol	INPUT		OUTPUT	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C2H4	28	75,516	2118,222	3,776	105,9111
O2	32	37,758	1208,255	1,888	60,41274
N2	28	142,042	3977,172	142,042	3977,172
CH3CHO	44	0	0	71,740	3156,566
H2O	18	0	0	0	0
Total			7303,65		7303,6

a. Persamaan neraca massa pada elemen volume

Penyusunan neraca massa dibuat pada elemen volume di sebuah pipa dalam reaktor. Dalam hal ini diasumsikan tidak ada distribusi komposisi arah radial, sehingga arah axial saja yang ditinjau (karena $L/D \gg$)



Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} - (-r_A) \cdot V = 0$$

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} - (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2}{4} \cdot \Delta Z \cdot Nt = 0$$

$$F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z} = (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2}{4} \cdot \Delta Z \cdot Nt$$

$$\frac{F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2}{4} \cdot Nt$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{A|z} - F_{A|z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2}{4} \cdot Nt$$

$$\frac{-dF_A}{dZ} = (-r_A) \frac{\pi ID^2}{4} Nt$$

Dimana :

$$F_A = F_{A0}(1-X)$$

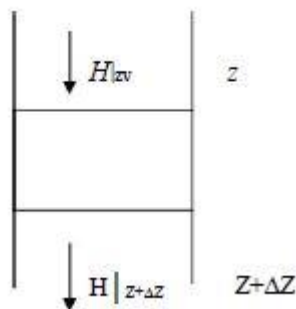
$$dF_A = -F_{A0}.dx$$

Sehingga diperoleh :

$$\frac{F_{A0}.dx}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2}{4} Nt$$

$$\frac{dx}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi ID^2 Nt}{4.F_{A0}} \dots\dots\dots(1)$$

b. Persamaan neraca panas pada elemen volume



Heat of input – *Heat of output* + *Heat of generation* - *Heat transfer* = *Acc*

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot V - U_d Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot \Delta z \cdot Nt - U_d Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot \Delta z \cdot Nt + U_d Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Nt + U_d Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Nt + U_d Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$-\frac{dH}{dz} = -(-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Nt + U_d Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

$$\frac{dH}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Nt - U_d Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_P)$$

Dimana :

$$H = Q = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot (T - T_{ref})$$

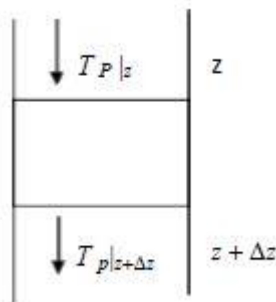
$$dH = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

sehingga :

$$\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot \frac{dT}{dz} = (-r_A) \cdot \Delta H_R \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot Nt - U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{FAO \cdot (\Delta HR) \frac{dx}{dz} - U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \dots\dots\dots(2)$$

c. Persamaan neraca panas pendingin



Heat of input – Heat of output + Heat transfer = Acc

$$W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_{p|z} - W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_{p|z+\Delta z} + U_d \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_{p|z} - W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_{p|z+\Delta z} = -U_d \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_{p|z} - W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_{p|z+\Delta z}}{\Delta z} = -U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_{p|z} - W_p \cdot C_{p,p} \cdot T_{p|z+\Delta z}}{\Delta z} = -U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$-\frac{dT_p}{dz} = -\frac{U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{p,p}}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)}{W_p \cdot C_{p,p}} \dots\dots\dots(3)$$

d. Pressure drop

Pressure drop pada reaktor dicari menggunakan persamaan Ergun (Fogler, p.159)

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{Gt}{\rho_{g,g,Dp}} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \left[\frac{150 \cdot (1-\varepsilon) \cdot \mu}{Dp} + 1.75 \cdot Gt \right] \dots\dots\dots(4)$$

Persamaan 1,2,3, dan 4 merupakan persamaan differensial simultan. Maka digunakan metode euler untuk menyelesaikannya, sehingga diperoleh konversi reaksi, panjang reaktor, suhu reaksi keluar dan pendingin keluar.

3. Langkah perancangan

a. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor jenis fixed bed multitube melalui pertimbangan

- Reaksi berada dalam fasa gas dengan katalis padat
- Umur katalis panjang
- Tidak perlu pemisahaan katalis dari gas keluaran reaktor
- Pengendalian suhu relatiif mudah karena memakai shell and tube
- Pressure drop gas pada fixed bed lebih kecil dibandingkan dengan reaktor fluidized bed.
- Konstruksi reaktor lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor fluidized bed sehingga biaya pembuatan oprasional dan perawatan relatif murah.

(Charles G Hill, p 425-431)

b. Menentukan Bahan Konstruksi

Daam perancangan digunakan bahan konstruksi stainless steel SA 167 grade 11 tipe 316 dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Memiliki allowable stress cukup besar
- Harga relatif murah
- Tahan korosi

c. Perhitungan Data Fisis

1. Menghitung Panas Reaksi

Panas reaksi dapat dihitung dengan :

$$(\Delta HR^0) = (\Sigma \Delta Hf^0)_{\text{produk}} - (\Sigma \Delta Hf^0)_{\text{reaktan}}$$

Tabel A-2 data panas pembentukan

komponen		Hf (KJ/kmol)	Hf(KJ/mol)
CH3CHO	ACETALDEHYDE	-166378,603	-166,379
C2H4	ETHYLENE	52286,321	52,286
O2	OXYGEN	0	0
N2	NITROGEN	0	0

$$\begin{aligned}
 (\Delta HR^{0298}) &= (\Sigma \Delta H_f^0)_{\text{produk}} - (\Sigma \Delta H_f^0)_{\text{reaktan}} \\
 &= (\Delta H_f^0 \text{ CH}_3\text{CHO}) - (\Delta H_f^0 \text{ C}_2\text{H}_4 + \Delta H_f^0 \text{ O}_2) \\
 &= (-166378,603) - (52286,321 + 0) \\
 &= -218664,924 \text{ KJ/Kmol}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan bahwa (ΔHR^{0298}) bernilai negatif sehingga reaksi ini bersifat eksotermis. Nilai Q yang diperoleh sebesar 7861200,96 KJ/Jam

2. BM Rata Rata Gas

$$BM_G = \frac{\sum Y_i B_{mi}}{N}$$

Dimana :

Y_i = fraksi mol komponen i

B_{mi} = BM komponen i

Didapatka berat molekul rata-rata gas = 33 kg/kmol

3. Z umpan msauk reaktor

Berdasarkan fig, 3.15 (smith van Ness), untuk menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan 3.61 sampai 3.66

$$\begin{aligned}
 B^0 &= \frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1 \\
 Z &= 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^0 \frac{P_r}{T_r}
 \end{aligned}$$

$$Z = 1 + \left[\frac{BP_c}{RT_c} \right] \left[\frac{P_r}{T_r} \right]$$

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

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

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \omega B^1$$

Tabel A-3 Data Z umpan masuk reaktor

Komponen	Yi	Tr	Pr	Bo
a asetildehid	0,0000	0,7225	0,1270	-0,6268
n etilen	0,2961	1,3210	0,1611	-0,1873
oksigen	0,1478	0,5764	0,0368	-0,9360
J Nitrogen	0,5560	373,0000	8,1060	0,0830
TOTAL	1,0000	375,6199	8,4308	-1,6672

tan

komponen	BPc/RTc	Pr/Tr	Z	Yi.Z
asetildehid	-0,9673	0,1757	0,8300	0,0000
etilen	-0,1800	0,1219	0,9780	0,2896
oksigen	-1,4883	0,0638	0,9051	0,1338
Nitrogen	0,2220	0,0217	1,0048	0,5587
total	-2,4137	0,3832	3,7180	0,9822

Maka dari data dan perhitungan diatas diperoleh Z umpan masuk reaktor adalah 0,9822

4. Volume gas masuk reaktor

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Dimana :

N = mol umpan, mol/detik = 66,8791 mol/s

R = konstanta gas, $\text{cm}^3 \text{ atm/gmol K} = 82,05 \text{ cm}^3 \text{ atm/gmol K}$ T =
Temperatur K=598 K

P = tekanan atm = 1tm

Didapatkan laju alir volumetri (V_g) = 0,2666 m^3/s

5. Densitas gas campuran

$$\rho_G = \frac{P \cdot \sum M_i}{R \cdot T \cdot Z}$$

Didapatkan densitas gas campuran (ρ_G) = 0,0076095 gr/cm³

6. Viskositas Umpan (μ)

Viskositas fas gas dihitung dengan persamaan empiris :

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Berikut data konstanta untuk perhitungan viskositas :

Tabel A-4. Data konstanta perhitungan viskositas

Komponen		A	B	C
CH3CHO	asetildehyd	0,069	3,02E-01	-4,24E-05
C2H4	etilen	-3,985	3,87E-01	-1,123E-04
O2	oksigen	42,606	4,75E-01	-9,88E-05
N2	Nitrogen	4,4224E+01	5,6200E-01	-1,13E-04

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Sehingg diperoleh $\mu_{\text{gas}} = 0,00002$ kg/m.s

7. Konduktivitas Umpan (K)

Menentukan konduktivitas campuran gas digunakan persamaan :

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Berikut data konstanta untuk perhitungan konduktivitas :

Tabel A-5. Data konstanta konduktivitas

Komponen		A	B	C
CH3CHO	asetildehyd	-0,00181	2,1187E-05	8,0192E-08
C2H4	etilen	-0,00123	3,6219E-05	1,2459E-07
O2	oksigen	0,00121	8,6157E-05	-1,3346E-08
N2	Nitrogen	0,00309	7,59E-05	-1,10E-08

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Lanjutan

Komponen		yi	k _{gas}	yi.k _{gas}
			W/m.K	W/m.K
CH3CHO	asetildehyd	0,000	0,017	0,000
C2H4	etilen	0,296	0,030	0,009

O2	oksigen	0,148	0,031	0,005
N2	Nitrogen	0,556	0,030	0,017
TOTAL		1,000	0,108	0,030

Sehingga diperoleh k campuran = 0,030 W/m.K

d. Menentukan spesifikasi shell and tube

- Pemilihan tempat katalisator (*tube*)
- Katalisator

Katalis yang dipakai adalah paladium clorida. Dimensi katalis yang dipakai:

Diameter	= 5 mm
Bentuk	= sphere
Densitas	= 4 gr/cm ³
Porositas	= 0,4

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh ratio D_p/D_T terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi katalisator dibanding dengan pipa kosong yaitu h_w/h , telah diteliti oleh Colburns (Smith, 1981).

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
h_w/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$ karena memberikan nilai h_w/h yang paling besar (transfer panas yang baik)

Dimana:

D_p : Diameter katalisator, cm

D_T : diameter tube, inchi

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h_i = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi kosong, cal/j.cm².K

Sehingga :

$$D_p/D_T = 0,15$$

$$D_p = 1 \text{ cm}$$

1. Jenis dan Ukuran Tube

Dari hasil perhitungan, diambil ukuran pipa standart, (Kern Q. D, 1950)

Ukuran pipa IPS	= 3 in
OD	= 3,5 in
ID	= 3,068 in
Flow area perpipa	= 7,380 in ²
Schedule number	= 40

Pipa tersusun secara triangular pitch

2. Menghitung mass velocity umpan

(Gt) Asumsi Re = 2500 (Transisi)

$$G_t = \mu \cdot N_{Re} / D_t = 2206,1309 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

Keterangan : μ = viskositas umpan (g/cm dtk)

D_t = iner diameter

3. Menentukan luas penampung total (A_T) dan jumlah tube

- $A_t = G/G_t = 3,1645 \text{ m}^2$
- Jumlah tube (N_t) = 664 buah

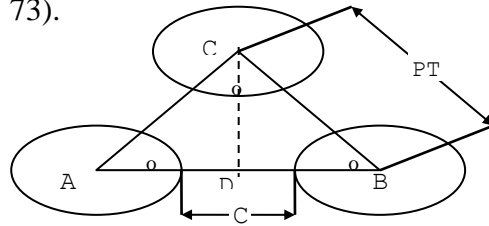
4. Lay out pipa dalam reaktor

Susunan tube = Triangular

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch, dengan alasan :

- Turbulensi yang terjadi pada susunan segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan bujur sangkar, karena fluida yang mengalir di antara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung - menumbuk pipa yang terletak pada deretan berikutnya.
- Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan segitiga 25% lebih tinggi dibandingkan dengan fluida yang mengalir dalam

shell pada susunan segi empat (Agra, S.W., Perpindahan Panas, p 7-73).



$$\text{Pitch tube (Pt)} = 1,25 \times \text{ODt} = 4,375 \text{ in} = 11,112 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{Pt} - \text{ODt} = 0,875 \text{ in} = 2,222 \text{ cm}$$

5. Diameter dalam shell

Untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total

luas shell = luas segitiga

$$A_{\text{total}} = 2 \cdot Nt \cdot \text{Luas segitiga ABC}$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 \cdot Nt \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot \sin 60 \right)$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 \cdot Nt \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot 0,866 \right)$$

Sehingga :

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$= 297,57 \text{ cm}$$

$$= 2,9757 \text{ m}$$

$$= 117,15 \text{ in}$$

6. Baffle space (B)

$$\text{Baffle space (B)} = 0,25 \times ID_s = 29,287 \text{ in (Kern Q. D, 1965)}$$

7. Flow area shell

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot PT} = 0,33 \text{ ft}^2$$

Keterangan :

ID_s = diameter dalam shell (in)

C' = jarak antara tube (in)

B = baffle spacing (in)

8. Massa velocity sisi shell (air pendingin)

ws (laju air pendingin) = 862,57 kg/jam

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = 26063,6 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

9. Bilangan reynold sisi shell (*downtherm* RP)

- T = 30 °C

- Cp = 0,2183 cal/g.K

- Densitas, ρ = 1,0223g/cm³

- Konduktifitas termal, K = 1,119 cal/jam cm K

- Viskositas, μ = 22,8274 g/cm jam

Res = $\frac{De \times Gt}{\mu}$ = 8846,46 (aliran turbulen)

μ

10.

e. Mechanical Design

1. Tube

Susunan pipa = Triangular

Ukuran pipa (kern ,1983)

Diameter Nominal (IPS) = 3,00 in

Schedule number = 40

Diameter luar (OD) = 3,5 in

Diameter dalam (ID) = 3,068 in

Luas penampang pipa = 7,380 in²

Luas permukaan luar perpanjang pipa = 0,917 ft²/ft

Luas permukaan dalam perpanjang pipa = 0,804 ft²/ft

Panjang pipa = 3,89 m

Jarak antar 2 pusat pipa (PT) = 4,375 in

Clearance (C = PT-OD) = 0,875 in

Jumlah pipa = 650 buah

2. Shell

a. Tekanan design (max overdesign 20%)

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\ &= 14,7 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$P \text{ design} = 17,64 \text{ psi}$$

b. Bahan konstruksi shell

Dipilih material : Stainless Steel SA 167 grade 11 tipe 316

c. Tebal dinding shell

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan:

$$ts = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c$$

(Brownell, 1959)

Dari tabel 13.1, Brownell, 1959. diperoleh :

$$\text{Tekanan yang diijinkan (f)} = 12.650 \text{ psi}$$

$$\text{Efficiency pengelasan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0,125$$

$$\text{Dengan IDs} = 117,1545 \text{ in}$$

$$ts = 0,22 \text{ in}$$

$$= 0,25 \text{ in (standar)}$$

$$\text{Ods} = \text{IDs} + 2(\text{shell})$$

$$= 117,1545 + 2(0,25)$$

$$= 117,654 \text{ in}$$

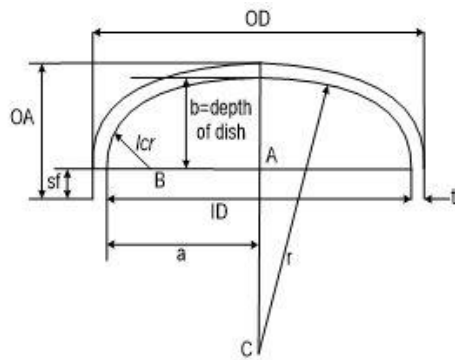
$$= 2,00 \text{ m}$$

dari tabel 5.7, Brownell,1959. dipilih OD standar = 120 in = 3,048 m

3. Head Reaktor

a. Bentuk head : elipstical head

Dapat digunakan untuk vessel dengan tekanan antara 15 -200 psig, (Brownell and Young,1959).di gunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis, (Coulson P.818)



b. Bahan Konstruksi Head

Dipilih material : Stainless Steel SA 167 grade 11 tipe 316

c. Tebal Head (tH)

Untuk elipstical dished head, tebal head dihitung dengan persamaan persamaan 13.10 (Brownell and Young, 1959)

Dipilih tebah head standar = 0,25 in (brownell p.85)

d. Tinggi head (hH)

Dari tabel 5.7 Brownell dengan ODs =120 in dan ts = 0,25 in

Didapatkan:

$$\begin{aligned} I_{cr} &= 7,250 \text{ in} \\ R &= 114 \text{ in} \\ a &= I_{ds}/2 = 58,5772 \text{ in} \\ AB &= a - icr = 51,3272 \text{ in} \\ BC &= r - icr = 106,7 \text{ in} \\ AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 93,601 \text{ in} \\ B &= 20,399 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell dengan th 0,25 in didapat sf = 2 in

$$\begin{aligned} hH &= th + b + sf \\ &= 22,649 \text{ in} \\ &= 0,575 \text{ in} \end{aligned}$$

4. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}h &= \text{panjang tube} + (2 \times \text{tinggi head}) \\ &= 198,84 \text{ in} \\ &= 5,05 \text{ m}\end{aligned}$$

5. Volume reaktor

$$\begin{aligned}\text{Volume head (Vh)} &= 0,000049 \text{ IDs}^3 && \text{(Brownell, 1959)} \\ &= 0,00129 \text{ m}^3 \\ \text{Volume shell (Vs)} &= \pi/4 \cdot (\text{IDs})^2 \cdot Z \\ &= 26,414 \text{ m}^3 \\ \text{Volume reaktor (Vr)} &= \text{Vs} + (2 \times \text{Vh}) \\ &= 26,42 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Keterangan : Z = paanjang tube (in)
Ids = diameter dalam shell (in)

6. Spesifikasi Nozzle

a. Diameter saluran gas umpan

$$D, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} P^{-0,37}$$

$$G = \text{kecepatan umpan masuk} = 2,0288 \text{ kg/s}$$

$$P = \text{densitas gas umpan mix} = 0,76095 \text{ kg/m}^3$$

sehingga, diameter optimum = 20,70 in

$$\begin{aligned}\text{Dipilih ukuran standar} & \quad \text{ID} &= 21 \text{ in} \\ & \quad \text{OD} &= 22 \text{ in}\end{aligned}$$

b. Diameter saluran gas keluar

$$D, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} P^{-0,37}$$

$$G = \text{kecepatan umpan masuk} = 2,4985 \text{ kg/s}$$

$$P = \text{densitas gas umpan mix} = 0,7532 \text{ kg/m}^3$$

sehingga, diameter optimum = 20,81 in

$$\begin{aligned}\text{Dipilih ukuran standar} & \quad \text{ID} &= 21 \text{ in} \\ & \quad \text{OD} &= 22 \text{ in}\end{aligned}$$

c. Diameter pendingin

$$\rho p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{out})$$

$$\rho_p = 1022,3 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 0,2681 \text{ kg/s}$$

$$\begin{aligned} D, \text{ optimum} &= 260 G^{0,52} p^{-0,37} \\ &= 0,0442 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih ukuran standar} \quad \text{ID} = 0,269 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,405 \text{ in}$$

d. Diameter pendingin keluar

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{out})$$

$$\rho_p = 858,7 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 0,2681 \text{ kg/s}$$

$$\begin{aligned} D, \text{ optimum} &= 260 G^{0,52} p^{-0,37} \\ &= 0,0472 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih ukuran standar} \quad \text{ID} = 0,269 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,405 \text{ in}$$

7. Isolasi

Asumsi :

1. Keadaan stady state
2. Suhu keluar 30 °C
3. Suhu pendingin luar isolator 50 °C

Sifat – sifat fisis bahan :

- Bahan isolasi asbestos (kern, 1983)

$$K_{is} = 0,1734 \text{ W/m.C}$$

$$e = 0,96$$

- Sifat –sifat fisis udara pada suhu T_f (holman, 1988.)

$$T_f = 315,65 \text{ K}$$

$$\nu = 0,00002 \text{ m}^2/\text{s}$$

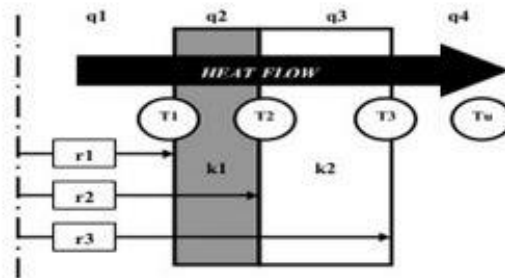
$$k = 0,02742627 \text{ W/m.C}$$

$$Pr = 0,70433808$$

$$\beta = 0,003168066 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,000019 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari luar setelah diisolasi

k_1 = tebal dinding shell

k_2 = tebal isolator

T_1 = suhu dinding dalam shell

T_2 = suhu dinding luar shell

T_3 = suhu isolator luar

T_4 = suhu udara luar

q_1 = konveksi bahan ke dinding dalam shell

q_2 = konduksi dalam shell ke luar shell

q_3 = konduksi luar shell ke permukaan luar isolator

q_4 = konveksi dan radiasi permukaan luar isolator ke udara

keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 59 \text{ in} = 1,49 \text{ m}$$

$$r_2 = 60 \text{ in} = 1,52 \text{ m}$$

$$L = 3,8 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{k \cdot 2\pi L (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}$$

$$Q_c = \frac{k_{is} \cdot 2\pi L (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = h_c \cdot A (T_3^4 - T_v^4)$$

$$Q_D = h_c \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 L (T_3^4 - T_v^4)$$

Gr.Pr > dari 109 maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan (Daftar 7-2, Holman, 1988) :

$$H_c = 1,31 * (\Delta T)^{1/2}$$

c. Panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon \sigma A (T_3^4 - T_v^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \sigma 2\pi \cdot r_3 L (T_3^4 - T_v^4)$$

dengan $\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ w/m}^2 \cdot \text{k}^4$

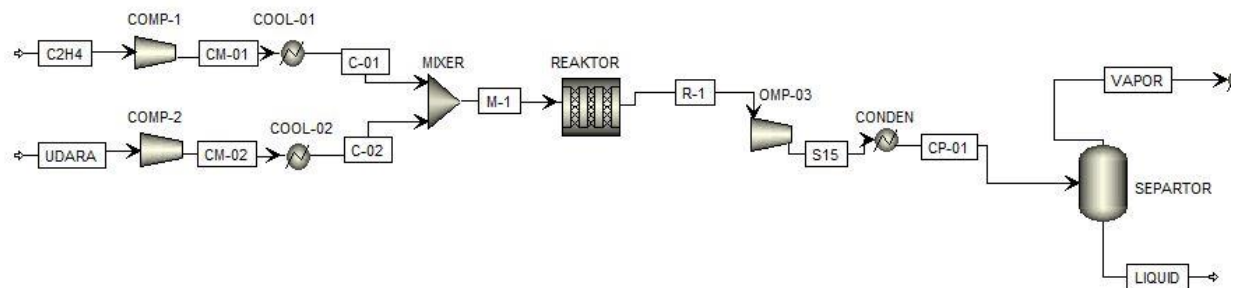
LAMPIRAN TABEL NERACA LABA RUGI

Keterangan	Tahun I	Tahun II	Tahun III	Tahun IV	Tahun V	Tahun VI
Asumsi Penjualan	89%	90%	95%	98%	98%	98%
Penjualan	Rp 105.567.273.780	Rp 111.777.113.414	Rp 117.986.953.048	Rp 121.712.856.829	Rp 121.712.856.829	Rp 121.712.856.829
Pengeharan	Rp 124.196.792.682	Rp 124.196.792.682	Rp 124.196.792.682	Rp 124.196.792.682	Rp 124.196.792.682	Rp 124.196.792.682
A. FIX COST (FC)						
Depresiasi	Rp 8.061.096.638	Rp 8.061.096.638	Rp 8.061.096.638	Rp 8.061.096.638	Rp 8.061.096.638	Rp 8.061.096.638
Biaya Penelibaran	Rp 3.022.911.239	Rp 3.022.911.239	Rp 3.022.911.239	Rp 3.022.911.239	Rp 3.022.911.239	Rp 3.022.911.239
Biaya Asuransi	Rp 1.007.637.080	Rp 1.007.637.080	Rp 1.007.637.080	Rp 1.007.637.080	Rp 1.007.637.080	Rp 1.007.637.080
Pajak	Rp 964.505.200	Rp 964.505.201	Rp 964.505.202	Rp 964.505.203	Rp 964.505.204	Rp 964.505.205
Gaji Karyawan	Rp 21.854.400.000	Rp 21.854.400.000	Rp 21.854.400.000	Rp 21.854.400.000	Rp 21.854.400.000	Rp 21.854.400.000
Bunga Bank	Rp 2.386.531.806	Rp 2.386.531.806	Rp 2.386.531.806	Rp 2.386.531.806	Rp 2.386.531.806	Rp 2.386.531.806
Cicilan Bank	Rp 715.959.542	Rp 715.959.542	Rp 715.959.542	Rp 715.959.542	Rp 715.959.542	Rp 715.959.542
Total Biaya Fix Cost	Rp 38.013.041.505	Rp 38.013.041.506	Rp 38.013.041.507	Rp 38.013.041.508	Rp 38.013.041.509	Rp 38.013.041.510
B. Variabel Cost (VC)						
Bahan Baku	Rp 22.321.117.674	Rp 23.634.124.596	Rp 24.947.131.518	Rp 25.734.935.671	Rp 25.734.935.671	Rp 25.734.935.671
Listrik dan Bahan Bakar	Rp 771.580.157	Rp 816.967.225	Rp 882.354.293	Rp 889.586.534	Rp 889.586.534	Rp 889.586.534
Biaya lain-lain	Rp 13.253.880.000	Rp 14.033.520.000	Rp 14.813.180.000	Rp 15.280.944.000	Rp 15.280.944.000	Rp 15.280.944.000
Total Biaya Variabel Cost	Rp 36.346.577.831	Rp 38.484.611.821	Rp 40.622.645.811	Rp 41.905.466.205	Rp 41.905.466.205	Rp 41.905.466.205
Total Biaya Keseluruhan	Rp 74.359.619.335	Rp 76.497.653.327	Rp 78.635.687.318	Rp 79.918.507.713	Rp 79.918.507.714	Rp 79.918.507.715
P/L sebelum Pajak	Rp 31.207.654.444	Rp 35.279.460.088	Rp 39.351.265.731	Rp 41.794.349.116	Rp 41.794.349.115	Rp 41.794.349.114
Pajak Perusahaan	Rp 9.362.296.333	Rp 10.583.838.026	Rp 11.805.379.719	Rp 12.538.304.735	Rp 12.538.304.735	Rp 12.538.304.734
P/L Setelah Pajak	Rp 21.845.358.111	Rp 24.695.622.061	Rp 27.545.886.011	Rp 29.256.044.381	Rp 29.256.044.381	Rp 29.256.044.380
Keterangan						
Komposisi Modal	Rp 105.501.300.731					
Ekuitas	Rp 70.334.200.487					
Piutaman Bank	Rp 175.835.501.218	Rp 197.680.859.329	Rp 222.376.481.390	Rp 249.922.367.402	Rp 279.178.411.783	
Saldo Awal						
Perubahan						
Penjualan	Rp 105.567.273.780	Rp 111.777.113.414	Rp 117.986.953.048	Rp 121.712.856.829	Rp 121.712.856.829	
Total Perencanaan Setelah Pajak	Rp 96.204.977.447	Rp 101.193.275.388	Rp 106.181.573.329	Rp 109.174.552.094	Rp 109.174.552.094	
Pengeharan	Rp 74.359.619.335	Rp 76.497.653.327	Rp 78.635.687.318	Rp 79.918.507.713	Rp 79.918.507.714	
Saldo Akhir	Rp 197.680.859.329	Rp 222.376.481.390	Rp 249.922.367.402	Rp 279.178.411.783	Rp 308.434.456.164	

LAMPIRAN B

LAMPIRAN *ASPEN PLUS*

Aspen Plus merupakan sebuah *software* canggih yang dapat digunakan hampir setiap aspek rekayasa proses mulai dari tahap desain untuk analisis biaya dan profitabilitas. *Aspen plus* dapat mengubah sebuah spesifikasi seperti lembar konfigurasi, aliran operasi, kondisi dan komposisi yang mana data tersebut untuk menjalankan sebuah kasus baru dan menganalisis alternatif proses. *Aspen plus* juga memungkinkan untuk melakukan berbagai tugas-tugas seperti estimasi dan reduksi sifat fisik, menghasilkan hasil output grafis, data proses yang cocok untuk model simulasi, mengoptimalkan proses dan menampilkan hasil lembar kerja.



Hasil simulasi *Aspen Plus* dari proses Asetaldehid pada setiap alat yaitu :

1. Kompresor 1

Substream: MIXED		
Mole Flow kmol/hr	C2H4	CM-01
ETHYLENE	75,50574	75,50574
OXYGEN	0	0
NITROGEN	0	0
ACETA-01	0	0
ETHAN-01	0,7534177	0,7534177
Mass Flow kg/hr		
ETHYLENE	2118,22	2118,22
OXYGEN	0	0
NITROGEN	0	0

ACETA-01	0	0
ETHAN-01	22,655	22,655
Total Flow kmol/hr	76,25916	76,25916
Total Flow kg/hr	2140,875	2140,875
Total Flow l/hr	1890710	368285
Temperature C	29	197,6881
Pressure atm	1	8
Vapor Frac	1	1
Liquid Frac	0	0
Solid Frac	0	0
Enthalpy cal/mol	12261,41	14351,56
Enthalpy cal/gm	436,7581	511,2104
Enthalpy kcal/hr	935045	1094440
Entropy cal/mol-K	-12,79836	-11,49683
Entropy cal/gm-K	-0,4558846	-0,4095233
Density mol/cc	4,03E-05	0,000207066
Density gm/cc	0,00113231	0,00581309
Average MW	28,07368	28,07368
Liq Vol 60F l/hr	6460,036	6460,036

2. Kompresor 2

Substream: MIXED		
Mole Flow kmol/hr	UDARA	CM-02
ETHYLENE	0	0
OXYGEN	37,75938	37,75938
NITROGEN	141,9735	141,9735
ACETA-01	0	0
ETHAN-01	0	0
Mass Flow kg/hr		
ETHYLENE	0	0
OXYGEN	1208,255	1208,255
NITROGEN	3977,172	3977,172
ACETA-01	0	0

ETHAN-01	0	0
Total Flow kmol/hr	179,7329	179,7329
Total Flow kg/hr	5185,427	5185,427
Total Flow l/hr	4456160	1168040
Temperature C	29	360,4436
Pressure atm	1	8
Vapor Frac	1	1
Liquid Frac	0	0
Solid Frac	0	0
Enthalpy cal/mol	27,8735	2387,494
Enthalpy cal/gm	0,9661277	82,7533
Enthalpy kcal/hr	5009,784	429111
Entropy cal/mol-K	1,113731	2,238992
Entropy cal/gm-K	0,0386031	0,077606
Density mol/cc	4,03E-05	0,000153875
Density gm/cc	0,00116365	0,00443941
Average MW	28,85074	28,85074
Liq Vol 60F l/hr	9626,098	9626,098

3. Cooler 1

Substream: MIXED		
Mole Flow kmol/hr	CM-01	C-01
ETHYLENE	75,50574	75,50574
OXYGEN	0	0
NITROGEN	0	0
ACETA-01	0	0

ETHAN-01	0,7534177	0,7534177
Mass Flow kg/hr		
ETHYLENE	2118,22	2118,22
OXYGEN	0	0
NITROGEN	0	0
ACETA-01	0	0
ETHAN-01	22,655	22,655
Total Flow kmol/hr	76,25916	76,25916
Total Flow kg/hr	2140,875	2140,875
Total Flow l/hr	368285	291875
Temperature C	197,6881	100
Pressure atm	8	8
Vapor Frac	1	1
Liquid Frac	0	0
Solid Frac	0	0
Enthalpy cal/mol	14351,56	13058,67
Enthalpy cal/gm	511,2104	465,1569
Enthalpy kcal/hr	1094440	995843
Entropy cal/mol-K	-11,49683	-14,56422
Entropy cal/gm-K	-0,4095233	-0,5187856
Density mol/cc	0,000207066	0,000261274
Density gm/cc	0,00581309	0,00733492
Average MW	28,07368	28,07368
Liq Vol 60F l/hr	6460,036	6460,036

4. Cooler 2

Substream: MIXED		
Mole Flow kmol/hr	CM-02	C-02
ETHYLENE	0	0
OXYGEN	37,75938	37,75938
NITROGEN	141,9735	141,9735
ACETA-01	0	0
ETHAN-01	0	0
Mass Flow kg/hr		
ETHYLENE	0	0
OXYGEN	1208,255	1208,255
NITROGEN	3977,172	3977,172
ACETA-01	0	0
ETHAN-01	0	0
Total Flow kmol/hr	179,7329	179,7329
Total Flow kg/hr	5185,427	5185,427
Total Flow l/hr	1168040	687910
Temperature C	360,4436	100
Pressure atm	8	8
Vapor Frac	1	1
Liquid Frac	0	0
Solid Frac	0	0
Enthalpy cal/mol	2387,494	523,8583
Enthalpy cal/gm	82,7533	18,15753
Enthalpy kcal/hr	429111	94154,56
Entropy cal/mol-K	2,238992	-1,541474
Entropy cal/gm-K	0,077606	-0,0534292
Density mol/cc	0,000153875	0,000261274

Density gm/cc	0,00443941	0,00753794
Average MW	28,85074	28,85074
Liq Vol 60F l/hr	9626,098	9626,098

5. Mixer

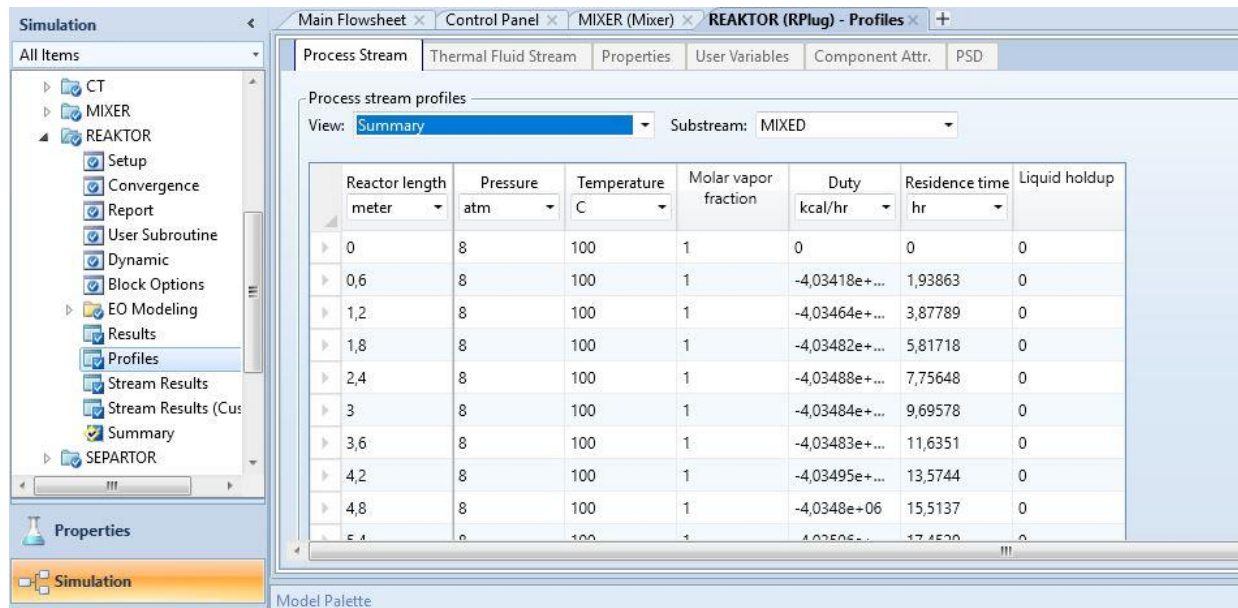
Substream: MIXED			
Mole Flow kmol/hr	C-01	C-02	M-01
ETHYLENE	75,50574	0	75,50574
OXYGEN	0	37,75938	37,75938
NITROGEN	0	141,9735	141,9735
ACETA-01	0	0	0
ETHAN-01	0,7534177	0	0,7534177
Mass Flow kg/hr			
ETHYLENE	2118,22	0	2118,22
OXYGEN	0	1208,255	1208,255
NITROGEN	0	3977,172	3977,172
ACETA-01	0	0	0
ETHAN-01	22,655	0	22,655
Total Flow kmol/hr	76,25916	179,7329	255,9921
Total Flow kg/hr	2140,875	5185,427	7326,302
Total Flow l/hr	291875	687910	979785
Temperature C	100	100	99,99996
Pressure atm	8	8	8
Vapor Frac	1	1	1
Liquid Frac	0	0	0
Solid Frac	0	0	0
Enthalpy cal/mol	13058,67	523,8583	4257,935
Enthalpy cal/gm	465,1569	18,15753	148,7787
Enthalpy kcal/hr	995843	94154,56	1090000
Entropy cal/mol-K	-14,56422	-1,541474	-4,211385
Entropy cal/gm-K	-0,5187856	-0,0534292	-0,1471522
Density mol/cc	0,000261274	0,000261274	0,000261274
Density gm/cc	0,00733492	0,00753794	0,00747746
Average MW	28,07368	28,85074	28,61926
Liq Vol 60F l/hr	6460,036	9626,098	16086,13

6. Reaktor

Setelah semua lengkap melakukan kembali RUN untuk mengetahui hasil keluaran dan untuk melihat apakah ada tidaknya eror. Setelah RUN berhasil maka hasil dari stream result yaitu sebagai berikut:

Substream: MIXED		
Mole Flow kmol/hr	M-01	R-01
ETHYLENE	75,50574	0
OXYGEN	37,75938	0,00193663
NITROGEN	141,9735	141,9735
ACETA-01	0	75,5149
ETHAN-01	0,7534177	0,7534177
Mass Flow kg/hr		
ETHYLENE	2118,22	0
OXYGEN	1208,255	0,0619696
NITROGEN	3977,172	3977,172
ACETA-01	0	3326,67
ETHAN-01	22,655	22,655
Total Flow kmol/hr	255,9921	218,2438
Total Flow kg/hr	7326,302	7326,559
Total Flow l/hr	979785	835307
Temperature C	99,99996	99,99996
Pressure atm	8	8
Vapor Frac	1	1
Liquid Frac	0	0
Solid Frac	0	0
Enthalpy cal/mol	4257,935	-13495,43
Enthalpy cal/gm	148,7787	-402,0022
Enthalpy kcal/hr	1090000	-2945300
Entropy cal/mol-K	-4,211385	-10,04326
Entropy cal/gm-K	-0,1471522	-0,2991689
Density mol/cc	0,000261274	0,000261274
Density gm/cc	0,00747746	0,0087711
Average MW	28,61926	33,57053
Liq Vol 60F l/hr	16086,13	11917,87

Sedangkan untuk hasil dari profiles reaktor yaitu :



a. View summary

Reactor length meter	Pressure atm	Temperature C	Molar vapor fraction	Duty kcal/hr	Residence time hr	Liquid holdup
0	8	99,9999634	1	0	0	0
0,6	8	99,9999634	1	-4034175,02	1,9386277	0
1,2	8	99,9999634	1	-4034642,79	3,87789061	0
1,8	8	99,9999634	1	-4034822,08	5,81718457	0
2,4	8	99,9999634	1	-4034877,95	7,75647913	0
3	8	99,9999634	1	-4034838,9	9,69578143	0
3,6	8	99,9999634	1	-4034833,61	11,6350756	0
4,2	8	99,9999634	1	-4034953,52	13,5743667	0
4,8	8	99,9999634	1	-4034795,33	15,5136684	0
5,4	8	99,9999634	1	-4035060,76	17,4529426	0
6	8	99,9999634	1	-4035290,27	19,3921989	0

b. View molar composition

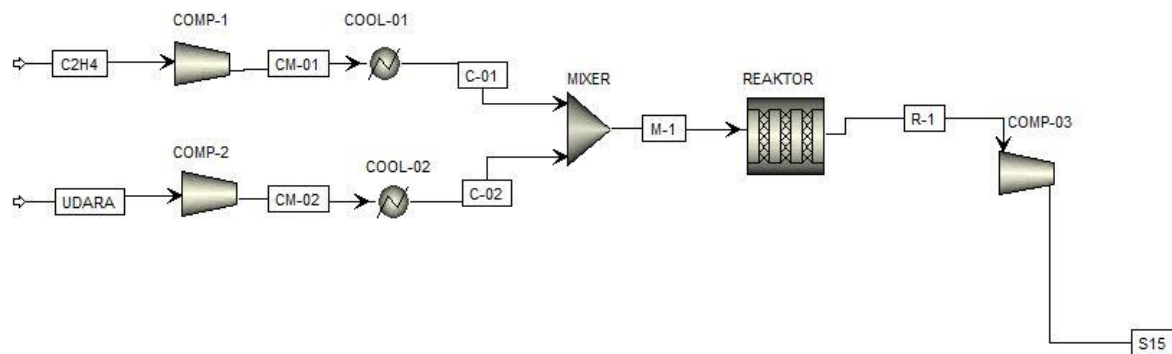
Length meter	ETHYLENE	OXYGEN	NITROGEN	ACETA-01	ETHAN-01
0	0,294953	0,147502176	0,55460123	0	0,002943129
0,6	6,42E-05	6,19E-05	0,65051999	0,345901739	0,003452146
1,2	2,41E-05	4,19E-05	0,65053304	0,345948785	0,003452215
1,8	8,70E-06	3,42E-05	0,65053804	0,345966817	0,003452242
2,4	3,91E-06	3,18E-05	0,6505396	0,345972437	0,00345225

3	7,26E-06	3,35E-05	0,65053851	0,345968509	0,003452244
3,6	7,72E-06	3,37E-05	0,65053836	0,345967977	0,003452244
4,2	0	2,81E-05	0,65053976	0,345979858	0,003452251
4,8	1,10E-05	3,53E-05	0,65053729	0,345964127	0,003452238
5,4	0	2,20E-05	0,65053577	0,345990003	0,00345223
6	0	8,87E-06	0,65052723	0,346011712	0,003452185

c. View massa composition

Length meter	ETHYLENE	OXYGEN	NITROGEN	ACETA-01	ETHAN-01
0	0,289125	0,164920174	0,54286214	0	0,003092283
0,6	5,36E-05	5,90E-05	0,54286214	0,453932896	0,003092283
1,2	2,01E-05	3,99E-05	0,54286214	0,453985531	0,003092283
1,8	7,27E-06	3,26E-05	0,54286214	0,454005704	0,003092283
2,4	3,27E-06	3,03E-05	0,54286214	0,454011991	0,003092283
3	6,07E-06	3,19E-05	0,54286214	0,454007597	0,003092283
3,6	6,45E-06	3,21E-05	0,54286214	0,454007001	0,003092283
4,2	0	2,68E-05	0,54286059	0,45402032	0,003092274
4,8	9,19E-06	3,37E-05	0,54286214	0,454002694	0,003092283
5,4	0	2,10E-05	0,54285503	0,454031763	0,003092243
6	0	8,46E-06	0,54284312	0,45405625	0,003092175

7. Kompresor 3

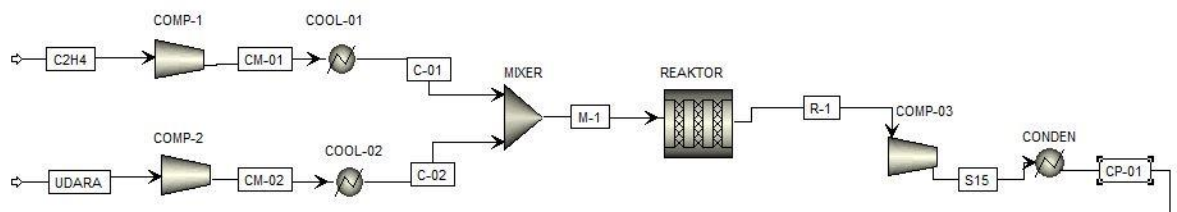


Setelah melengkapi spesifikasi kemudian di RUN kembali, dengan hasil yang didapat yaitu :

Substream: MIXED	R-1	S15

Mole Flow kmol/hr		
ETHYLENE	0	0
OXYGEN	0,00193663	0,00193663
NITROGEN	141,9735	141,9735
ACETA-01	75,5149	75,5149
ETHAN-01	0,7534177	0,7534177
Mass Flow kg/hr		
ETHYLENE	0	0
OXYGEN	0,0619696	0,0619696
NITROGEN	3977,172	3977,172
ACETA-01	3326,67	3326,67
ETHAN-01	22,655	22,655
Total Flow kmol/hr	218,2438	218,2438
Total Flow kg/hr	7326,559	7326,559
Total Flow l/hr	835307	502271
Temperature C	99,99996	175,6008
Pressure atm	8	16
Vapor Frac	1	1
Liquid Frac	0	0
Solid Frac	0	0
Enthalpy cal/mol	-13495,43	-12730,22
Enthalpy cal/gm	-402,0022	-379,2082
Enthalpy kcal/hr	-2945300	-2778300
Entropy cal/mol-K	-10,04326	-9,554526
Entropy cal/gm-K	-0,2991689	-0,2846105
Density mol/cc	0,000261274	0,000434514
Density gm/cc	0,0087711	0,0145868
Average MW	33,57053	33,57053
Liq Vol 60F l/hr	11917,87	11917,87

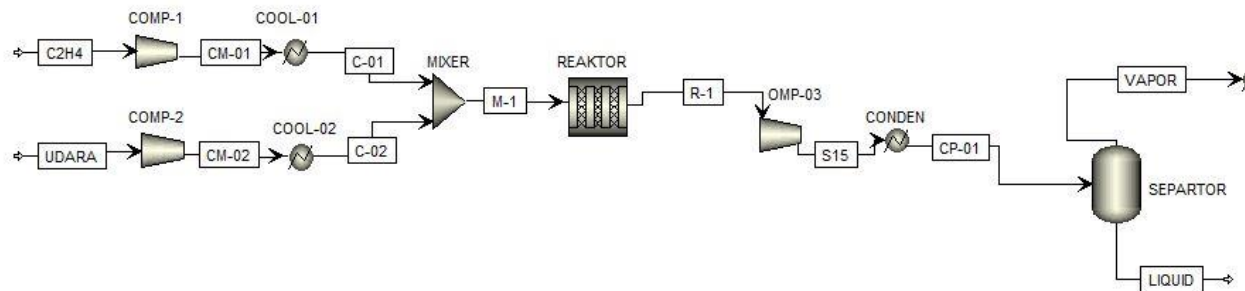
8. Condensor Parsial



Kemudian setelah lengkap dilakukan RUN kembali untuk mendapatkan hasil dari kondensor parsial ini.

	S15	CP-01
Substream: MIXED		
Mole Flow kmol/hr		
ETHYLENE	0	0
OXYGEN	0,00193663	0,00193663
NITROGEN	141,9735	141,9735
ACETA-01	75,5149	75,5149
ETHAN-01	0,7534177	0,7534177
Mass Flow kg/hr		
ETHYLENE	0	0
OXYGEN	0,0619696	0,0619696
NITROGEN	3977,172	3977,172
ACETA-01	3326,67	3326,67
ETHAN-01	22,655	22,655
Total Flow kmol/hr	218,2438	218,2438
Total Flow kg/hr	7326,559	7326,559
Total Flow l/hr	502271	188487
Temperature C	175,6008	-19,60953
Pressure atm	16	16
Vapor Frac	1	0,65
Liquid Frac	0	0,35
Solid Frac	0	0
Enthalpy cal/mol	-12730,22	-16912,14
Enthalpy cal/gm	-379,2082	-503,7794
Enthalpy kcal/hr	-2778300	-3691000
Entropy cal/mol-K	-9,554526	-22,15508
Entropy cal/gm-K	-0,2846105	-0,6599561
Density mol/cc	0,000434514	0,00115787
Density gm/cc	0,0145868	0,0388704
Average MW	33,57053	33,57053
Liq Vol 60F l/hr	11917,87	11917,87

9. Separator



Dimana data temperature pada spesifikasi separator ini merupakan diambil dari hasil RUN kondensor parsial, dan juga pressure diambil dari proses sebelumnya.

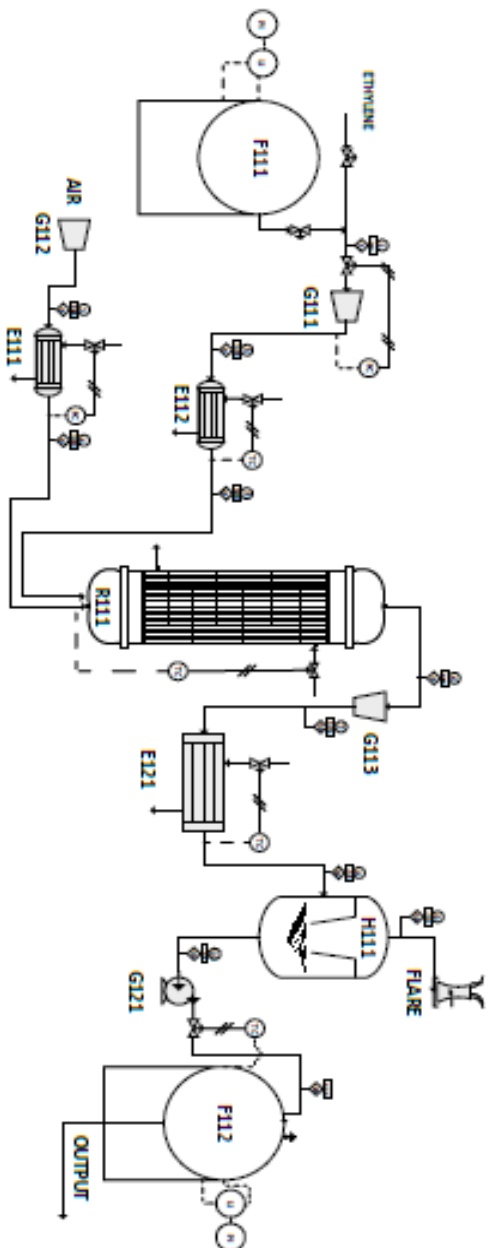
Kemudian dilakukan RUN maka didapat hasil sebagai berikut :

	CP-01	VAPOR	LIQUID
Substream: MIXED			
Mole Flow kmol/hr			
ETHYLENE	0	0	0
OXYGEN	0,00193663	0,00190116	3,55E-05
NITROGEN	141,9735	140,0586	1,914868
ACETA-01	75,5149	1,329182	74,18571
ETHAN-01	0,7534177	0,4687134	0,2847043
Mass Flow kg/hr			
ETHYLENE	0	0	0
OXYGEN	0,0619696	0,0608347	0,00113489
NITROGEN	3977,172	3923,53	53,6421
ACETA-01	3326,67	58,55465	3268,115
ETHAN-01	22,655	14,09404	8,560957
Total Flow kmol/hr	218,2438	141,8584	76,38532
Total Flow kg/hr	7326,559	3996,239	3330,319
Total Flow l/hr	188487	184456	4030,629
Temperature C	-19,60953	-19,60953	-19,60953
Pressure atm	16	16	16
Vapor Frac	0,65	1	0
Liquid Frac	0,35	0	1
Solid Frac	0	0	0
Enthalpy cal/mol	-16912,14	-762,2009	-46904,88
Enthalpy cal/gm	-503,7794	-27,05659	-1075,826
Enthalpy kcal/hr	-3691000	-108120	-3582800

Entropy cal/mol-K	-22,15508	-6,881264	-50,52073
Entropy cal/gm-K	-0,6599561	-0,244271	-1,15876
Density mol/cc	0,00115787	0,000769063	0,0189512
Density gm/cc	0,0388704	0,0216649	0,8262531
Average MW	33,57053	28,17062	43,59894
Liq Vol 60F l/hr	11917,87	7615,849	4302,018

LAMPIRAN C

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK ASETALDEHID DARI ETILEN DAN UDARA
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN**



SENYAWA	ARUS (KG/JAM)					ARUS (KG/JAM)				
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CH ₂ O	2118,22		2118,22		2118,22	1229,99	1229,99	3229,99	80,29	3149,7
CH ₃ CHO						0	0		0	0
O ₂		1208,26		1208,26		22,655	22,655	22,655	15,143	6,912
N ₂		3977,17		3977,17		0,0619	0,0619	0,0619	0,062	0
TOTAL	2140,88	5185,43	2140,88	5185,43	2140,88	1229,99	1229,99	3229,99	4073,265	3156,612

KETERANGAN INSTRUMEN
FC : FLOW CONTROLLER
LC : LEVEL CONTROLLER
TC : TEMPERATURE CONTROLLER
LI : LEVEL INDICATOR
PI : PRESSURE INDICATOR

KETERANGAN SIMBOL
○ : Nomor Arus
◇ : Tekanan, atm
□ : Suhu, °C
⊞ : Control Valve
⊞ : Arus Sinyal Pneumatic
⊞ : Arus Sinyal Listrik
→ : Arus Proses

KETERANGAN ALAT
F111-F112 : TANGKIP PENYIMPANAN
E111-E112 : COOLER
E111 : REAKTOR
E121 : CONDENSER PASANG
G111-G113 : COMPRESSOR
G121 : POMPA
H11 : SEPARATOR

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA
--	--

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK ASETALDEHID DARI ETILEN DAN UDARA KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN RENGAN BANTUAN INDUSTRIAL RESEARCH

Deskripsi Oleh: 1. Mulyono, Ghozali, Rizkiyana (14-521-805) 2. Mulyono, Fauz Rizkiyana (14-521-229)

Dosen Pembimbing: Dr. Sidiqo Sidiq Ahmad Chahri M.S.T., M.Sc.
--

LAMPIRAN D

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Anugrah Ihsar Hutomo
 No. MHS : 14521224
 Nama Mahasiswa : H Gunanda Fikriputera
 No. MHS : 14521005
 Judul Prarancangan)* :

Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : ~~10 September 2018~~ 10 Maret 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	14/11-18	Bimbingan Judul	
2	23/11-18	Bimbingan Neraca Massa dan Panas	
3	15/12-18	Bimbingan Neraca Massa dan Panas	
4	20/12-18	Bimbingan Neraca Massa dan Panas	
5	6/1-19	Bimbingan Aspen	
6	16/1-19	Bimbingan Aspen	
7	6/2-19	Bimbingan Neraca Massa dan Panas	
8	7/2-19	Bimbingan Neraca Massa dan Panas, Aspen dan Rancangan Pabrik	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7/2/2019

Pembimbing,







Achmad Chafidz Mas Sahid, S.T., M.Sc.

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Anugrah Ihsar Hutomo
 No. MHS : 14521224
 Nama Mahasiswa : H Gunanda Fikriputera
 No. MHS : 14521005
 Judul Prarancangan]* :

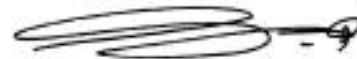
Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : ~~10 September 2018~~ 10 Maret 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	1/12-18	Bimbingan Judul Skripsi	
2	22/12-18	Bimbingan Ekonomi	
3	4/1-19	Bimbingan Ekonomi	
4	18/1-19	Bimbingan Ekonomi	
5	8/2-19	Bimbingan Ekonomi	
6	8/2-19	Bimbingan Ekonomi	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, _____

Pembimbing,



Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc.

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