

**PRARANCANGAN PABRIK VINIL ASETAT
DARI ETILEN , ASAM ASETAT DAN OKSIGEN
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON / TAHUN**

TUGAS AKHIR

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Hariyani

No. Mahasiswa : 12 521 167

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2014**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA RANCANGAN PABRIK *VINIL ASETAT* DARI
ETILEN, ASAM ASETAT DAN OKSIGEN DENGAN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Hariyani

No. Mhs : 12 521 167

Yogyakarta, Desember 2014

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan 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.


Hariyani

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK VINIL ASETAT DARI ETILEN , ASAM ASETAT DAN OKSIGEN DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



Yogyakarta, Desember 2014

Pembimbing,

Farham HM. Saleh, Dr., Ir., MSIE.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK VINIL ASETAT DARI ETILEN,
ASAM ASETAT DAN OKSIGEN
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Nama : Hariyani

No. Mahasiswa : 12 521 167

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

Yogyakarta, Desember 2014

Tim Penguji,

Farham HM Saleh, Dr., Ir., MSIE

Ketua

Diana, S.T., M.Sc

Anggota I

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

Anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Drs. Ir. Faisal RM, MSIE., Ph.D

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaykum Wr., Wb.

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT karena atas limpahan rahmat, berkah serta hidayah-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini. Taklupa shalawat serta salam penulis sampaikan kepada junjungan Nabi Muhammad SAW beserta para sahabat, tabi'in dan keluarganya.

Tugas Akhir yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Vinil Asetat Dari Etilen, Asam Asetat, Dan Oksigen Dengan Kapasitas Dengan Kapasitas 30.000 Ton/Tahun”**, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat dibangku kuliah dan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini banyak rintangan dan hambatan yang penulis hadapi, namun itu semua dapat diatasi berkat bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan Rahmat, Hidayah dan Inayahnya.
2. Bapak Dr. Imam Djati Widodo, M.Eng.Sc., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Faisal R M, Ir. Drs.,M.T.,Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Faham HM. Saleh, Dr., Ir., MSIE. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Ibu Diana, S.T.,M.Sc dan Dyah Retno Sawitri, S.T.,M.Eng., selaku dosen penguji, yang telah memberikan saran dan masukan dalam Tugas Akhir ini.
6. Seluruh civitas akademika dilingkungan Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
7. Secara khusus kepada kedua orang tua serta anggota keluarga yang selalu mendukung dan memberi motivasi serta doa.
8. Teman-teman Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia, yang memberikan dorongan dan masukan kepada kami
9. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Penulis menyadari Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan dan masih memerlukan perbaikan-perbaikan, hal ini tidak lain disebabkan karena keterbatasan ilmu dan kemampuan yang di miliki penulis. Oleh karena itu berbagai masukan dan saran yang sifatnya membangun sangat diharapkan demi sempurnanya Tugas Akhir ini. Semoga Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak, Amin.

Wassalamu'alaykum Wr.Wb.

Yogyakarta, Desember 2014

Penyusun

DAFTAR ISI

Lembar judul tugas akhir pra rancangan pabrik.....	i
Lembar pernyataan keaslian pra rancangan pabrik.....	ii
Lembar pengesahan pembimbing	iii
Lembar pengesahan penguji	iv
Kata pengantar	v
Daftar isi.....	vii
Daftar tabel	ix
Daftar gambar	xi
Abstract.....	xii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka	5
1.3 Pemilihan Proses Produksi	11
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Spesifikasi Produk.....	15
2.2 Spesifikasi Bahan Baku.....	16
2.3 Pengendalian Kualitas	19
BAB III PERANCANGAN PROSES	
3.1 Uraian Proses.....	22
3.2 Spesifikasi Alat Proses	24
3.5 Perencanaan Produksi	39

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik.....	42
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	45
4.3 Tata Letak Alat Proses	49
4.4 Alir Proses dan Material.....	53
4.5 Pelayanan Teknik(<i>Utilitas</i>)	60
4.6 Organisasi Perusahaan.....	72
4.7 Evaluasi Ekonomi	95

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan.....	112
5.2 Saran.....	113

DAFTAR PUSTAKA	115
-----------------------------	------------

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Data Impor Vinil Asetat di Indonesia	3
Tabel 1.2	Produksi Vinil Asetat di Dunia	4
Tabel 2.1	Sifat Fisis Udara	18
Tabel 4.1	Perincian Luas tanah dan Bangunan Pabrik.....	48
Tabel 4.2	Neraca Massa Total.....	53
Tabel 4.3	Neraca Massa Evaporator.....	54
Tabel 4.4	Neraca Massa Separator	54
Tabel 4.5	Neraca Massa Reaktor	54
Tabel 4.6	Neraca Massa Absorber	55
Tabel 4.7	Neraca Massa Menara Distilasi	55
Tabel 4.8	Neraca Panas Vaporizer	55
Tabel 4.9	Neraca Panas Heater	56
Tabel 4.10	Neraca Panas Reaktor	56
Tabel 4.11	Neraca Panas Cooler	57
Tabel 4.12	Neraca Panas Menara Distilasi	57
Tabel 4.13	Neraca Panas Cooler	57
Tabel 4.14	Kebutuhan Air Pendingin	67
Tabel 4.15	Kebutuhan Air Pembangkit Steam	67
Tabel 4.16	Kebutuhan Air Proses.....	68
Tabel 4.17	Kebutuhan Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga.....	68
Tabel 4.18	Jadwal Kerja Shift Tiap Regu.....	88
Tabel 4.19	Jabatan dan Keahlian.....	89

Tabel 4.20 Perincian Jumlah Karyawan.....	91
Tabel 4.21 Jumlah Karyawan.....	92
Tabel 4.22 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan.....	94
Tabel 4.23 <i>Physical Plant Cost</i>	105
Tabel 4.24 <i>Direct Plant Cost</i>	106
Tabel 4.25 <i>Fixed Capital Investment</i>	106
Tabel 4.26 <i>Direct Manufacturing Cost</i>	106
Tabel 4.27 <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	106
Tabel 4.28 <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	107
Tabel 4.29 <i>Total Manufacturing Cos</i>	107
Tabel 4.30 <i>Working Capital</i>	107
Tabel 4.31 <i>General Expense</i>	107
Tabel 4.32 <i>Total Production Cost</i>	108
Tabel 4.33 <i>Fixed Cost</i>	108
Tabel 4.34 <i>Variable Cost</i>	108
Tabel 4.35 <i>Regulated Cost</i>	108

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Kurva Hubungan Tahun dengan Kebutuhan Vinil Asetat	3
Gambar 4.1	<i>Lay Out</i> Pabrik.....	51
Gambar 4.2	Tata Letak Alat Proses.....	52
Gambar 4.3	Diagram Alir Neraca Massa	53
Gambar 4.4	Diagram Alir Kualitatif.....	58
Gambar 4.5	Diagram Alir Kuantitatif.....	59
Gambar 4.6	Struktur Organisasi.....	77
Gambar 4.7	Grafik Indeks Harga	98
Gambar 4.8	Grafik Hubungan Harga vs Kapasitas	111
Lampiran		
Gambar PEFD		

ABSTRACT

The requirement of vinyl acetat know by sight increase along with the increase of chemical industry in Indonesia. Vinyl acetat is used as monomer for the production of polyvinyl acetat, vinyl acetat copolymer, vinyl chloride and polyvinyl alcohol process that is used as raw material in the plastic industry, besides that vinyl acetat also is used as aditif industry in the lubricant oil and as raw material in the paint industry, film paper, and ink. Vinyl acetat factory is designed with 30.000 ton/year of capacity with the raw material 99,9 % of etilen, pure oxygen and 99,5 % of acid acetat. The factory is designed and will be established in the Cilegon, Banten, because the tools have been available.

Reactor that is used is fixed bed multitube, with the condition of operation: 170 °C temperature and 8 atm of pressure with Palladium catalisator. Reaction taken place of gas phase and eksothermis. The process of making vinyl acetat taking place in 3 three stage are : preparing of raw material stage, reaction stage, separation and purification of product stage.

The utility required are 11726,4703 Kg/hour of water supply, 13.670,9914 Kg/hour of steam, 553 Kwh of electricity supply, and The fuel that is used for bringing into play the generator is 609.106.815.711 ltr/year, whe are as for boiler is 11.966.572,1980 ltr/year.

An economic analysis showed this plant will have that percentage of 37,39 % of rate after taxes on Investment (ROI), 2,67 years of Pay Out Time after taxes (POT), 13,98% of Discounted Cash Flow Rate (DCFR), 43,21 % of Break Event Point (BEP), 29,55 % of Shut Down Point (SDP). From the analyses above it showed that the result was satisfied so the plant are interesting and appropriate to build.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Perkembangan industri di Indonesia, khususnya industri kimia semakin mengalami peningkatan, meskipun sempat dilanda krisis ekonomi. Oleh karena itu permintaan akan bahan baku pun semakin tinggi, sehingga produksi dalam negeri tidak mampu untuk memenuhi kebutuhan tersebut, untuk pemenuhan kebutuhan tersebut, Indonesia melakukan impor bahan baku. Namun, krisis ekonomi yang melanda Amerika pada akhir tahun 2008 memberikan pengaruh terhadap perekonomian dunia, termasuk Indonesia sebagai Negara berkembang. Sehingga untuk mengatasi semakin memburuknya perekonomian Negara salah satu kebijakan yang diambil pemerintah adalah mengurangi impor. Pengembangan industri dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri merupakan salah satu cara untuk mengurangi impor. Sehingga dengan kebijakan ini, diharapkan industry dalam negeri akan mengalami peningkatan.

Vinyl asetat merupakan bahan kimia antara yang dapat dijadikan sebagai monomer untuk proses produksi polimer polivinil asetat, vinil asetat kopolimer, vinil chloride, dan polivinil alkohol sebagai bahan baku dalam industri plastik, selain itu vinil asetat juga digunakan sebagai bahan aditif dalam minyak pelumas, sebagai bahan baku dalam pembuatan bahan aditif dalam industri cat, industri kertas film, dan tinta.

Produksi vinil asetat hingga tahun 1970, dilakukan dengan tiga cara, yaitu dengan proses asetilen, proses asetaldehid dan proses etilen. Akan tetapi, setelah adanya penelitian dan pengembangan proses, dari ketiga proses tersebut, sekarang ini proses etilen lebih banyak digunakan karena efisiensi proses yang lebih baik. Bahkan sejak tahun 1996, sekitar 88% monomer vinil asetat yang ada didunia diproduksi melalui proses etilen (Weissermel, 1997).

Kebutuhan vinil asetat didalam negeri semakin lama semakin meningkat seiring dengan berkembangnya industri yang menggunakannya, sehingga untuk mencukupinya masih harus mengimpor dari luar negeri terutama dari Amerika. Adanya pabrik vinil asetat ini diharapkan akan memenuhi kebutuhan dalam negeri. Selain itu akan membuka kesempatan bagi Indonesia menjadi Negara pengeksport vinil asetat ke luar negeri. Manfaat yang lain adalah dengan dibangunnya pabrik ini akan merangsang tumbuhnya industri-industri yang memproduksi vinil asetat menjadi bahan lain sehingga perekonomian Negara meningkat.

1.1.2 Kapasitas Perancangan

Kapasitas pabrik merupakan faktor yang sangat penting dalam pendirian pabrik karena akan mempengaruhi perhitungan teknis dan ekonomis. Meskipun secara teori semakin besar kapasitas pabrik kemungkinan keuntungan yang diperoleh akan semakin besar, tetapi dalam penentuan kapasitas perlu juga dipertimbangkan faktor lain yaitu :

1. Prediksi kebutuhan dalam negeri

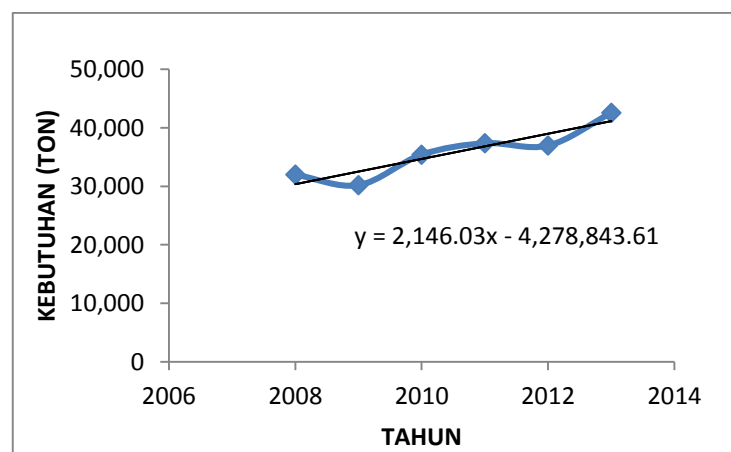
Kebutuhan vinil asetat di Indonesia mengalami peningkatan setiap tahunnya. Hal ini didasarkan pada data perkembangan import vinil asetat yang tercatat pada Biro Pusat Statistik yaitu sebagai berikut :

Tabel 1.1 Data Impor Vinil Asetat di Indonesia

Tahun	Kebutuhan (ton)
2008	31.994
2009	30.186
2010	35.409
2011	37.371
2012	36.964
2013	42.557

(Badan Pusat Statistik Indonesia, data tahun 2008-2013)

Dengan melihat data di atas, jika pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2016 maka perkiraan kapasitas dapat dihitung dengan persamaan regresi linier.



Gambar 1.1. Kurva Hubungan Tahun dengan kebutuhan Vinil Asetat

Sehingga kebutuhan pada tahun 2016 dapat diprediksi dengan menggunakan persamaan *regresi linier* sebagai berikut :

$$Y = 2.146,03 X - 4.278.843,61$$

Jadi, kebutuhan pada tahun 2016 adalah :

$$\begin{aligned} Y &= 2.146,03 (2016) - 4.278.843,61 \\ &= 47.553 \text{ Ton/Tahun} \end{aligned}$$

Untuk memastikan vinil asetat yang diproduksi dapat terserap dalam negeri maka digunakan kapasitas perancangan pabrik 65% dari kebutuhan dalam negeri :

$$\text{Kapasitas} = 65\% \times 41.553 \text{ Ton/Tahun} = 30.909 \text{ Ton/Tahun}$$

Maka dalam perancangan pilih kapasitas perancangan 30.000 Ton/Tahun dengan harapan 65 % dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan kelebihan produksi dapat diekspor.

Kapasitas pabrik yang telah beroperasi di USA dan Cina pada tahun 2013 dapat dilihat pada table dibawah ini.

Tabel 1.2 Produksi Vinil Asetat di dunia pada tahun 2013

Nama Perusahaan	Lokasi pabrik	Kapasitas 2013 (ton/tahun)
Celenese	Amerika Serikat	1.000.000
Celenese	Cina	600.000

2. Ketersediaan bahan Baku

Bahan baku pembuatan Vinil Asetat adalah Etilen, Asam Asetat dan Oksigen. Bahan baku Etilen diperoleh dari PT Chandra Asri Petrochemical Center (PT. CAPC), Oksigen sebagai reaktan disuplai dari PT. Air Liquid

Indonesia dan Asam Asetat didapat dari PT. Organik Chemindo Lampung. Sedangkan, katalis didapatkan dari Amerika.

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Etilena

Etilena adalah bahan baku utama untuk industri petrokimia dan kebanyakan tersedia dalam kemurnian yang tinggi dan harga yang murah. Etilena dapat bereaksi dengan beberapa bahan seperti oksigen, klorin, hidrogen klorida, dan air, reaksi ini berlangsung dibawah kondisi yang relative mudah dicapai dan biasanya dengan yield yang tinggi. Reaksi etilena juga dapat berupa substitusi membentuk vinil monomer. Turunan etilena digunakan untuk memproduksi plastic, bahan perekat, antibeku, serat dan pelarut. Etilena dan kebanyakan turunan etilena digunakan untuk memproduksi polimer, seperti pembentukan polietilena dan polimer etilena yang lain seperti polivinil asetat, polistirena, polyester, dan polivinil klorida. Etilena oksida merupakan bahan yang paling banyak dibuat dari etilena bersama dengan etilena diklorida yang merupakan bahan dasar pembuatan vinil klorida, pemakaian etilen selanjutnya adalah pada pembuatan etil benzene untuk memproduksi stirena. Saat ini polietilena merupakan bahan yang paling banyak diproduksi dari etilena dan beberapa bahan yang lain diantaranya etanol, linier alkohol, vinil asetat, alfa olefin dan banyak lagi (Anonim, 2008a).

1.2.2 Asam Asetat

Asam asetat dengan rumus struktur CH_3COOH dikenal juga dengan asam etanoat merupakan bahan kimia organik, dinamakan cuka karena rasanya yang asam dan baunya yang menyengat. Dalam keadaan muruni, asam asetat bebas air (asam asetat glacial) merupakan cairan tidak berwarna yang menyerap air dari lingkungan (bersifat higroskopis) dan membeku dibawah $16,7^\circ\text{C}$ (62°F) menjadi sebuah kristal padat yang tidak berwarna. Asam asetat merupakan satu dari asam karboksilat yang paling sederhana (berikutnya adalah asam format), merupakan regensia dan bahan kimia industri yang sangat penting yang dipakai untuk memproduksi berbagai macam bahan.

Asam asetat merupakan salah satu bahan kimia antara yang sangat penting di dunia dan digunakan dalam pembuatan vinil asetat monomer (VAM), asam tereptalik yang dimurnikan (PTA), asetat anhidrat, asam monokloroasetat (MCA), dan ester asetat. Penggunaan terbesar untuk asam asetat adalah sebagai bahan baku untuk memproduksi vinil asetat monomer (VAM). Asam asetat juga digunakan untuk pembuatan asam tereptalik yang dimurnikan (PTA), yang mana merupakan bahan antara penting untuk berbagai aplikasi, termasuk serat polyester, botol untuk air dan minuman ringan, film fotografis dan pita magnetik.

Penggunaan yang penting lainnya untuk asam asetat adalah dalam produksi asetat anhidrat. Asetat anhidrat digunakan dalam aplikasi yang luas, satu yang utama adalah dalam pembuatan asetat selulosa. Asetat selulosa digunakan untuk membuat serat tekstil dan filter rokok. Aplikasi lain dari asetat anhidrat adalah plastik, bahan kimia pertanian dan farmasi. Asam monokloroasetat (MCA)

dibuat dari asam asetat dan klorin. Penggunaan utama dari MCA adalah karboksimetil selulosa (CMC). CMC digunakan dalam berbagai aplikasi termasuk makanan, farmasi, kosmetik, dan tekstil. MCA juga digunakan untuk membuat herbisida pada pertanian. Asam asetat digunakan untuk pembuatan berbagai macam ester asetat, yang paling penting adalah etil asetat, n-butil asetat dan isopropyl asetat (Anonim 2008b).

Secara umum penggunaan asam asetat adalah vinil asetat 42% , asam anhidrat, termasuk produksi asetat selulosa 34%, ester asetat 10%, asam tereptalik 8%, campuran, termasuk tekstil dan asam kloroasetat 6% (Anonim, 2008c).

1.2.3 Oksigen

1.2.3.1 Peranan Oksigen dalam Oksidasi Petrokimia

Oksigen merupakan tahap penting dalam pembuatan berbagai macam bahan antara untuk berbagai industry kimia penting dan polimer. Antibeku pada otomotif, serat polyester, botol soda PET, pipa polivinil klorida (PVC) hanyalah sedikit dari berbagai macam produk yang dihasilkan dari oksidasi. Pada proses awal digunakan asetilena sebagai bahan baku dan kerap kali digunakan salah satu klorin sebagai agen pengoksidasi atau digunakan hidrogen sianida untuk membentuk sianohidrin. Kemudian, sebagai teknologi untuk konstruksi skala besar, dikembangkan pabrik etilena, etilena telah menggantikan asetilena sebagai bahan baku yang disukai untuk seluruh petrokimia. Kemudian udara menggantikan agen pengoksidasi anorganik seperti halnya etilena menggantikan asetilena. Selanjutnya katalis pengembangan proses, masih sedang berlangsung, dengan menggunakan oksigen murni sebagai pengganti udara menawarkan

keekonomisan yang lebih baik dan kualitas produk yang lebih tinggi, dan juga keuntungan lingkungan. Secara berkelanjutan, adanya perkembangan dalam teknologi pemisahan udara menghasilkan ketersediaan oksigen dalam jumlah besar dengan harga yang murah untuk digunakan dalam produksi petrokimia. Konsekuensinya, akan berlanjut pada perubahan proses oksidasi dari udara ke teknologi yang berbasis oksigen.

1.2.3.2 Keuntungan Menggunakan Oksigen

Dengan menggunakan oksigen murni sebagai pengganti udara akan memungkinkan kita menggunakan alat-alat yang lebih kecil dalam tahap proses reaksi. Dengan menghilangkan nitrogen dari system, volume gas yang mengalir ke reaktor dan penggabungan alat-alat dapat dikurangi. Kompresor dan alat lainnya dapat dibuat lebih kecil karena hanya dibutuhkan untuk menangani 1/5 volume. Pengurangan volume dan pengecilan alat berarti akan menghemat biaya modal. Sebagai tambahan, peningkatan kinerja katalis dan rentang waktu pakai katalis kerap kali dapat dengan menggunakan oksigen murni (Gunardson, 1998).

1.2.3.3 Beberapa Produk Oksidasi Petrokimia

2. Etilen Oksida
3. Propilen Oksida
4. Asetaldehid
5. Vinil Klorida
6. Vinil Asetat
7. Kaprolaktam

1.2.4 Vinil Asetat Monomer (VAM)

Vinil asetat pertama kali dikenalkan dalam pemberian hak paten Jerman kepada Fritz Klatte dan diserahkan kepada Chemische Fabriken Griesheim-Electron pada tahun 1912. Vinil asetat diidentifikasi sebagai bagian kecil hasil samping dari reaksi antara asam asetat dan asetilena membentuk etilidena diasetat. Dari tahun 1925, kepentingan komersial dari vinil asetat monomer dan polimernya, polivinil asetat, semakin dikembangkan dan proses untuk memproduksi keduanya dalam skala industri telah dipikirkan. Proses komersial pertama untuk vinil asetat monomer yaitu dengan penambahan asam asetat ke asetilena dalam fasa uap dengan menggunakan katalis seng asetat yang dibantu dengan karbon aktif. Proses ini dikembangkan oleh Wacker Chemie pada awal 1930-an dan mendominasi produksi vinil asetat sampai tahun 1960 ketika proses etilena telah telah dikomersialisasi yang didukung oleh teknologi asetilena.

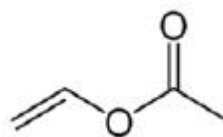
Proses vinil asetat dari etilena juga telah juga telah dikembangkan Wacker Chemie. Dalam proses pembuatan vinil asetat, etilena direaksikan dengan oksigen dan asam asetat dengan kemurnian yang tinggi dengan katalis palladium klorida. National Distiller and Chemical, yang kemudian bernama USI Chemical dan saat ini sebuah divisi dari Quantum Chemical, mengembangkan teknologi etilena fasa uap di Amerika Serikat. Proses versi keduanya saat ini digunakan secara komersial.

Proses etilena fasa cair juga dikembangkan oleh beberapa kelompok secara simultan, tetapi itu tidak pernah dikomersialisasi. Korosi yang parah dan

juga kesulitan teknik lainnya menyebabkan proses ini tidak ekonomis dibandingkan dengan versi fasa uap.

Dalam proses udara untuk vinil asetat dari etilena tidak pernah dikembangkan seperti proses Wacker untuk asetaldehid, vinil asetat dari oksidasi etilena telah dikembangkan selama tahun 1960-an ketika etilena dan oksigen tersedia dalam harga yang relatif lebih murah. Hasilnya, hanya proses oksigen yang dikembangkan. Sesungguhnya, transisi dari asetilena ke oksidasi etilena terjadi dengan laju yang menakjubkan untuk permulaan sebuah teknologi baru. Pengembangan proses dimulai sekitar tahun 1960 dan dari tahun 1970 teknologi baru telah dibangun sebagai bagian dari pasar. Dari tahun 1980, pada dasarnya seluruh vinil asetat dunia dibuat melalui oksidasi etilena fasa uap dengan menggunakan oksigen murni (Gunardson, 1998).

Vinil asetat atau VAM (*vinyl acetate monomer*) adalah senyawa kimia dengan rumus kimia $\text{CH}_3\text{COOCH}=\text{CH}_2$, dan merupakan monomer dari polivinil asetat. Senyawa ini merupakan cairan tak berwarna dengan rasa manis. Nama sistematis dari senyawa ini adalah 1-asetoksietilena atau etenil asetat. Senyawa ini biasanya dibuat melalui reaksi dari etilena, asam asetat, dan oksigen dengan katalis paladium. Senyawa ini dapat polimerisasi sendiri membentuk polivinil asetat (PVA), atau bersama monomer lain untuk membentuk kopolimer seperti etilen-vinil asetat (Anonim, 2008d).



Gambar 2.1 Rumus Struktur Vinil Asetat

VAM merupakan senyawa kimia yang digunakan dalam pembuatan berbagai macam produk industry, sebagai polivinil asetat digunakan untuk memproduksi cat, bahan perekat, dan lapisan untuk bahan lunak. Polivinil alkohol digunakan untuk memproduksi bahan perekat. Polivinil asetat digunakan untuk memproduksi isolasi untuk kawat magnet. Etilena vinil asetat kopolimer digunakan untuk memproduksi bahan perekat, pelapis dan isolasi. VAM merupakan bahan baku utama untuk pembuatan polivinil asetat (PVAc) dan polivinil alkohol (PVOH atau PVA). Hampir 80 persen dari total keseluruhan VAM yang diproduksi diseluruh dunia digunakan untuk membuat kedua bahan kimia tersebut. VAM juga digunakan untuk membuat polivinil butirat (PVE), etilen-vinil asetat (EVA) kopolimer, dan resin etilena vinil alkohol (EVOH) (Anonim, 2008e). Secara umum penggunaan vinil asetat adalah polivinil asetat (termasuk polivinil alkohol (PVA), 27%), 82%, Etilena Vinil Asetat (EVA), 8%, Etilena Vinil Alkohol, 6%, Vinil Klorida/Vinil Asetat Kopolimer, 1% dan campuran , 3% (Anonim, 2008f)

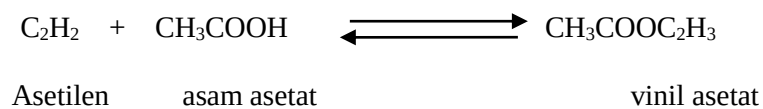
1.3 Pemilihan Proses Produksi

Vinil asetat pertama kali dikenalkan oleh Kettle pada 1912 sebagai hasil samping pembuatan *ethylidene diacetate* dari asetilen dan asam asetat. Industri vinil asetat sendiri baru berkembang pada 1925 dan produksinya terus meningkat sejak 1950.

Terdapat tiga cara pembuatan vinil asetat yang dibedakan berdasarkan jenis bahan bakunya, yaitu:

1. Proses Dasar Asetilen

Asetilen direaksikan dengan asam asetat baik dalam fasa gas maupun fasa cair. Reaksi yang terjadi adalah :



a. Reaksi Fasa Gas

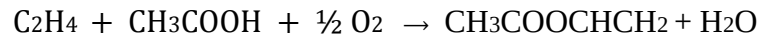
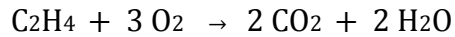
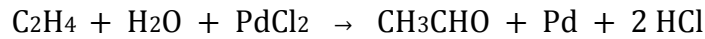
Reaksi dijalankan dalam reaktor bed (kontinu) dengan katalisator zn-asetat yang diendapkan dalam karbon aktif. Kondisi operasi pada suhu 180 °C – 210 °C pada tekanan 115 - 122 kPa dengan perbandingan asetien : asam asetat adalah 4 : 1. Reaktan masuk reaktor yang berisi katalis dalam bentuk uap. Produk vinil asetat dimurnikan dengan distilasi. Produk yang diperoleh memiliki kemurnian 92- 98,5, akan tetapi harga bahan baku asetilen yang cukup mahal dan pertimbangan *safety* membuat proses ini mulai ditinggalkan sejak akhir tahun 1980-an.

b. Reaksi Fasa Cair

Reaksi dijalankan dalam reaktor batch dengan menggunakan katalisator HgSO₄ pada suhu 70 °C dan tekanan atmospheris. Reaksi tidak memberikan keuntungan yang besar karena hasil vinil asetat kecil. Proses ini tidak dipakai secara komersial (Kirk Othmer, 1983).

2. Proses Dasar Etilen

Etilen direaksikan dengan asam asetat dan udara baik dalam fasa gas maupun fasa cair. Reaksi yang terjadi adalah :



a. Reaksi Fasa Cair

Reaksi dapat dijalankan dalam proses batch maupun kontinu dengan kondisi operasi suhu 120 °C – 180 °C dan tekanan 30 – 40 bar menggunakan katalisator PdCl₂. Akan tetapi karena muncul masalah korosi, proses ini juga ditinggalkan. (Kirk Othmer, 1983).

b. Reaksi Fasa Gas

Reaksi dijalankan dengan proses kontinu dalam reaktor *fixed bed multitube* dengan suhu operasi 120 °C, tekanan 5 – 10 atm, menggunakan katalisator palladium dengan penyangga inert. Proses ini menghasilkan lebih sedikit asetaldehid dibandingkan dengan proses fase cair. Reaksi samping yang tidak diinginkan adalah pembakaran sempurna etilen menghasilkan CO₂. Namun, dengan katalis Pd/Au yang lebih modern, selektivitasnya dapat mencapai 94% berdasarkan etilen dan 98 – 99% berdasar asam asetat.

3. Proses Asetaldehid – Asam Asetat Anhidrid

Reaksi dijalankan pada fasa cair. Mula-mula yang terbentuk adalah etilidien diasetat kemudian membentuk vinil asetat. Reaksi ini tidak menguntungkan karena *yield* yang dihasilkan kecil.

Pada perancangan pabrik vinil asetat ini dipilih proses yang ke dua yaitu proses produksi dengan menggunakan bahan baku etilen, udara, dan asam asetat karena :

1. Reaksi merupakan reaksi searah sehingga dapat diperoleh konversi reaksi yang lebih tinggi dengan kecepatan reaksi yang lebih besar.
2. Katalisator yang digunakan tidak terlalu berbahaya dibandingkan proses pertama yang menggunakan bahan merkuri.
3. Harga etilen sebagai bahan baku relatif lebih murah dari pada harga asetilen.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan Vinil Asetat dirancang berdasarkan variabel utama yaitu : Spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Produk

2.1.1. Vinil Asetat

Sifat-sifat :

- Rumus Molekul : $C_4H_6O_2$
- Berat Molekul, Kg/Kmol : 86
- Titik Didih Normal, °K : 345,65
- Titik Lebur, °K : 180,35
- Temperatur Kritik, °K : 524
- Tekanan Kritik, bar : 42,5
- Volume Kritik, cm^3/mol : 270
- Panas Penguapan, kJ/mol: 31,31
- Densitas cair, $kg/m^3(^{\circ}C)$: 934 (20)
- Cairan terang tidak berwarna
- Kelarutan dalam air : Sedikit larut dalam air (2,4 % w/w 20°C)

2.1.2. Air

Sifat-sifat :

- Rumus Molekul : H_2O
- Berat Molekul, Kg/Kmol : 18
- Titik Didih Normal, $^{\circ}\text{K}$: 373,15
- Titik Lebur, $^{\circ}\text{K}$: 273,15
- Temperatur Kritik, $^{\circ}\text{K}$: 674,14
- Tekanan Kritik, bar : 220,64
- Volume Kritik, cm^3/mol : 55,95
- Panas Penguapan, kJ/mol: 39,50
- Densitas cair, $\text{kg}/\text{m}^3(^{\circ}\text{C})$: 1000 (15)

2.2. Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1. Bahan Baku

2.2.1.1. Etilena

Sifat-sifat :

- Rumus Molekul : C_2H_4
- Berat Molekul, Kg/Kmol : 28
- Fase : Gas tak berwarna
- Titik Didih Normal, $^{\circ}\text{K}$: 169,47
- Titik Lebur, $^{\circ}\text{K}$: 104,01
- Temperatur Kritik, $^{\circ}\text{K}$: 282,36
- Tekanan Kritik, bar : 50,32
- Volume Kritik, cm^3/mol : 129,1

- Panas Penguapan, kJ/mol: 13,46
- Densitas cair, kg/m³(°C) : 577 (-110)
- Kelarutan dalam air sekitar 22,6 %
- Senyawa hidrokarbon tidak jenuh yang pada suhu kamar berbentuk gas
- Tidak bersifat karsinogenik pada manusia dan cepat menguap dalam lingkungan perairan

2.2.1.2. Asam Asetat

Sifat-sifat :

- Rumus Molekul : CH₃COOH
- Berat Molekul, Kg/Kmol : 60
- Titik Didih Normal, °K : 391,04
- Titik Lebur, °K : 289,93
- Temperatur Kritik, °K : 594,45
- Tekanan Kritik, bar : 57,90
- Volume Kritik, cm³/mol : 171,0
- Panas Penguapan, kJ/mol: 23,7
- Densitas cair, kg/m³(°C) : 1049,2 (20)
- Cairan yang tidak berwarna
- Larut dalam alkohol, air dan eter
- Mudah menguap diudara terbuka, mudah terbakar, dan dapat menyebabkan korosi pada logam

2.2.1.3. Oksigen

Tabel 2.1 Sifat Fisis Udara

Sifat Gas	N ₂	O ₂
Berat molekul	28,013	32,00
Wujud	Gas	Gas
Kenampakan	Tidak berwarna	Tidak berwarna
Spesific Gravity	12,5	1,7
Titik Didih Normal, °K	77,35	90,17
Titik Lebur, °K	63,15	54,36
Temperatur Kritik, °K	126,10	154,58
Tekanan Kritik, bar	33,94	50,43
Volume Kritik, cm ³ /mol	90,1	73,4
Panas Penguapan, kJ/mol	5,68	6,74

2.2.2. Bahan Pembantu

2.2.2.1. Dowtherm

Sifat - sifat

- Rumus Molekul : (C₆H₅)₂O , (C₆H₅)₂
- Spesifik gravity : 0,997 (212 °C)
- Titik leleh : 53,6 °C
- Kapasitas panas : 0,526 Btu/jam.ft. °F
- Viskositas cairan : 0,3 cp
- Konduktivitas panas : 0,076 Btu/jam.ft. °F
- Titik didih : 495,8 °F

2.2.2.2. Katalis Palladium Silikat (Pd/SiO₂)

- Rumus Molekul : (Pd/SiO₂)
- Bentuk : bola
- Diameter partikel : 1 mm
- Bulk Density : 2600 kg/m³

2.3. Pengendalian Kualitas

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

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Untuk mempertahankan agar tidak terjadi penyimpangan kualitas dan menjaga mutu produk pada pabrik Vinil asetat ini sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan maka perlu dilakukan :

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan - bahan pembantu untuk proses pembuatan vinil asetat di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

Bahan-bahan tersebut antara lain :

- Palladium silikat, sebagai katalisator
- *Dowtherm A*, sebagai pendingin di rektor
- Air, untuk keperluan utilitas, pendingin dan pemanas.

2.3.3 Pengendalian Mutu Dalam Proses Produksi

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu diadakan pengendalian/ pengawasan bahan selama proses berlangsung. Pengawasan dalam proses produksi yang paling utama adalah pengendalian alat –alat proses yang digunakan mulai dari mengkontrol suhu, tekanan, volume cairan, aliran cairan serta kondisi alat yang digunakan. Selain itu aspek pengawasan yang perlu diamati adalah keadaan bahan dan reaksi yang ditimbulkan, standar operasional mesin produksi dan keadaan produk akhir sebelum disimpan dalam tangki penampung maupun kelayakan pemasaran atau konsumsi.

2.3.4 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi vinil asetat. Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain). Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama pada saat akan dipindahkan dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan.

BAB III

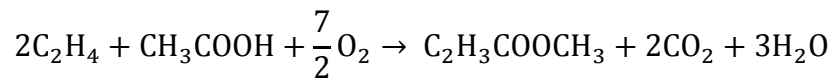
PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Reaksi pembentukan vinil asetat dapat dilakukan pada fasa cair dan fasa gas. Namun reaksi fasa gas lebih baik daripada fasa cair, karena menghasilkan yield yang lebih baik dan tidak banyak masalah korosi yang terjadi pada proses. Pada proses pembuatan vinil asetat, umpan berupa etilen (99,9%), oksigen murni dan asam asetat (99,5%). Gas etilen dan oksigen yang berasal dari masing-masing gas holder di simpan dengan tekanan 8 atm dan temperature 30 °C dan umpan asam asetat ditekan dengan menggunakan pompa hingga tekanan 8 atm kemudian diumpankan ke dalam vaporizer, untuk mengubah fasa bahan baku menjadi fasa gas. Setelah diuapkan asam asetat terdiri atas dua fasa yaitu fasa gas dan fas cair. Campuran produk ini kemudian di pisahkan menggunakan separator, untuk memisahkan fasa cair dan fasa gas.

Ketiga bahan baku gas etilen, asam asetat, dan oksigen diumpankan ke *heater* untuk dipanaskan hingga suhu 170°C. Hal ini dilakukan untuk menyesuaikan temperatur dan tekanan umpan dengan kondisi operasi pada reaktor (R-01). Reaktor yang digunakan adalah reaktor fixed bed multitube, dengan menggunakan katalis Paladium silikat (Pd/SiO_2). Reaktor ini beroperasi pada tekanan 8 atm dan 170°C, dengan konversi reaksi sebesar 98% terhadap umpan asam asetat. Karena reaksi berjalan eksotermis atau mengeluarkan panas maka digunakan media pendingin Dowterm A untuk menjaga suhu.

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah sebagai berikut :



Produk keluaran reaktor adalah etilen, oksigen, karbondioksida, vinil asetat, air, dan asam asetat.. Selanjutnya produk keluaran reaktor dialirkan ke unit pemisahan untuk pemurnian produk.

Produk keluaran reaktor dialirkan melalui cooler (CL-01) untuk didinginkan hingga temperatur 109°C. Setelah didinginkan, produk terdiri dari dua fasa, yaitu fasa gas (etilen, oksigen dan karbon dioksida) dan fasa cair (vinil asetat, asam asetat dan air). Campuran produk ini kemudian dialirkan ke absorber (AB-01) yang bekerja pada suhu 109°C dan tekanan 8 atm, untuk memisahkan fasa cair dan fasa gas. Produk atas dari kolom ini adalah etilen, oksigen dan karbondioksida, sedangkan produk bawahnya merupakan campuran vinil asetat, asam asetat dan air.

Hasil bawah absorber (AB-01) selanjutnya diexpansikan dengan expander valve (EV-01) dari tekanan 8 atm hingga 1 atm. Campuran uap-cair keluar dari expander valve selanjutnya diumpankan ke menara distilasi-01 (MD-01) untuk dimurnikan vinil asetatnya. Hasil atas menara distilasi (MD-01) yang berupa vinil asetat 99% (minimum) selanjutnya diumpankan ke tangki penyimpanan produk (TP-02), sedangkan hasil bawah menara distilasi (MD-01) yang berupa air dan sisa asam asetat selanjutnya diolah di unit pengolahan limbah.

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk

3.2.1. Gas Holder Etilen (GH-01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku etilen sebanyak 2491,6944 Kg
Jenis	: <i>Water sealed gas holder</i>
Kondisi operasi	: 303 K, 1 atm
Spesifikasi	:
<i>Shell</i>	: diameter : 91 ft tinggi : 91 ft tebal : 5/16 in
<i>Head</i>	: jenis : <i>Elliptical</i> tinggi : 23 ft tebal : 5/16 in
Jumlah	: 2 buah
Bahan	: <i>Stainless steel SA 167 grade 11</i>
Harga	: \$ 61.195,06 / Unit

3.2.2. Gas Holder Oksigen (GH-02)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku oksigen sebanyak 4983,3887 Kg
Jenis	: <i>Water sealed gas holder</i>
Kondisi operasi	: 303 K, 1 atm
Spesifikasi	:

<i>Shell</i>	: diameter : 115 ft
	tinggi : 115 ft
	tebal : 3/8 in
<i>Head</i>	: jenis : <i>Elliptical</i>
	tinggi : 29 ft
	tebal : 3/8 in
Jumlah	: 2 buah
Bahan	: <i>Stainless steel</i> SA 167 grade 11
Harga	: \$ 65.019,75/ Unit

3.2.3. Tangki Penyimpanan Asam Asetat (TK-01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku asam asetat 99,5 % selama 20 hari sebanyak 2673,7793 Kg
Bahan konstruksi	: <i>Low alloy steel</i> SA-353
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup <i>dished head</i>
Jumlah	: 2 unit
Kapasitas	: 193593,9981 m ³
Kondisi operasi	:
– Temperatur	: 30 °C
– Tekanan	: 1 atm
Ukuran	:
▪ Silinder	

- Diameter : 8,5378 m
- Tinggi : 13,5181 m
- Tebal : 3/4 in
- Tutup
 - Diameter : 8,5378 m
 - Tinggi : 2,1344 m
 - Tebal : 3/4 in
- Harga : \$ 38.246,91/ Unit

3.2.4. Tangki Penyimpanan Vinil Asetat (TK-02)

- Fungsi : Menyimpan produk vinil asetat cair 99% selama 1 bulan sebanyak 2716953,4800 Kg
- Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-285Grade C*
- Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *dished head*
- Jumlah : 2 unit
- Kapasitas : 461156,3003 gallon
- Kondisi operasi :
 - Temperatur : 30 °C
 - Tekanan : 1 atm
- Ukuran :
 - Silinder
 - Diameter : 11,4024 m

– Tinggi	: 18,0538 m
– Tebal	: 7/8 in
▪ Tutup	
– Diameter	: 11,4024 m
– Tinggi	: 2,8506 m
– Tebal	: 7/8 in
Harga	: \$ 66.932,10 / Unit

3.2.5 SEPARATOR – 01

Tugas	: Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk di dalam Vaporizer
Kondisi	: Tekanan 8 atm, suhu 118 °C
Jenis	: Vertikal Drum Separator
Tipe	: <i>Verikal Separator Single Stage</i>
Ukuran	: Diameter : 1,5240 m Tinggi : 2,5605 m
Tebal shell	: 1/2 in
Tebal head	: 1/2 in
Bahan	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Harga	: \$ 30.980,00

3.2.6 Reaktor (R-101)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara etilen, asam
asetat dan oksigen menjadi vinil asetat sebanyak
10144,7557 Kg

Jenis : *Fixed bed*

Type Reaktor : *Reaktor Fixed Bed Multitube*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Fase : Gas

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 2676,7165 gallon

Kondisi operasi : Nonadiabatis Nonisothermal

- Temperatur masuk : 170 °C
- Temperatur keluar : 203 °C
- Tekanan : 8 atm

Ukuran :

▪ Silinder

- Diameter : 0,4586 m
- Tinggi : 7,1972 m
- Tebal : 1/4 in

▪ Tutup

- Diameter : 0,4586 m
- Tinggi : 0,1486 m
- Tebal : 1/4 in

- Tube

- Diameter luar : 0,0125 m
- Panjang dalam : 6,9 m
- *Pitch* : 0,8438 in *square pitch*
- Jumlah : 415

Tebal isolasi : 3,9 in

Pendingin : Dowterm A cair

Harga : \$ 45.896,30

3.2.7 Menara Destilasi (MD-101)

Fungsi : Memisahkan vinil asetat dari air sebanyak
9908,0447 Kg/jam

Bentuk : silinder vertical dengan alas dan tutup *ellipsoidal*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 Grade C*

Jenis : *Sieve-tray*

Jumlah : 1 unit

Jumlah plate : 21 plate

Kondisi Operasi :

- Puncak menara : Suhu : 81 °C
Tekanan : 1 atm
- Dasar menara : Suhu : 117 °C
Tekanan : 1 atm
- Umpan menara : Suhu : 109 °C
Tekanan : 1 atm

Ukuran :

- Silinder

- Diameter : 1,7031 m
- Tinggi : 15,8237 m
- Tebal : 1/4 in

- Tutup

- Diameter : 1,7031 m
- Tinggi : 0,3518 m
- Tebal : 1/4 in

Harga : \$ 24.860,49

3.2.8 Vaporizer (VP-01)

Fungsi : Menguapkan asam asetat cair dari tangki penyimpanan menjadi fasa uap sebanyak 3342,2241 Kg

Jenis : 2-4 *shell and tube exchanger*

Jumlah : 1 unit

Beban panas : 1616826,2753 kJ/jam

Luas perpindahan panas : 799,6036 ft²

Shell side : Fluida dingin : asam asetat

Ukuran : ID = 23 ¼

Nt = 192

Passes = 1

Tube Side : Fluida panas : Steam

Ukuran	: OD; BWG	= 1 in ; 18
	ID	= 0,902
	Panjang	= 16 ft
	Pitch (P _T)	= 1 1/4 in <i>square pitch</i>
	Passes	= 4
Harga	: \$	17.211,11

3.2.9 Heater (HE-02)

Fungsi	: Menaikkan temperatur campuran gas dari 30 °C menjadi 170 °C sebanyak 10148,8623 Kg		
Jenis	: 2-4 <i>shell and tube exchanger</i>		
Jumlah	: 1 unit		
Beban panas	: 1740668,3755 kJ/jam		
Luas perpindahan panas	: 859,3006 ft ²		
<i>Shell side</i>	: Fluida dingin : Gas		
	Ukuran	: ID	= 23 1/4
		Nt	= 208
		Passes	= 1
<i>Tube Side</i>	: Fluida panas : Steam		
	Ukuran	: OD; BWG	= 1 in ; 18
		ID	= 0,902
		Panjang	= 16 ft
		Pitch (P _T)	=1 1/4 in <i>square pitch</i>

Passes = 2

Harga : \$ 21.035,80

3.2.10 Cooler (CL - 01)

Fungsi : Mendinginkan uap keluar reaktor dari suhu 170 °C menjadi suhu 109 °C dengan kecepatan umpan 10148,8623 Kg/jam

Jenis : 2-4 *shell and tube exchanger*

Jumlah : 1 unit

Beban panas : 1427385,6555 kJ/jam

Luas perpindahan panas : 819,5004 ft²

Shell side : Fluida dingin : Gas

Ukuran : ID = 23 1/4

Nt = 208

Passes = 1

Tube Side : Fluida panas : Air

Ukuran : OD; BWG = 1 in ; 18

ID = 0,902

Panjang = 16 ft

Pitch (P_T) = 1 1/4 in *square pitch*

Passes = 2

Harga : \$ 17.211,11

3.2.11 Kondensor (CL-03)

Fungsi	: Mengkondensasikan uap dari kolom distilasi
Jenis	: 2-4 <i>shell and tube exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Beban panas	: 4543564,7094 kJ/jam
Luas perpindahan panas : 1512,9072 ft ²	
<i>Shell side</i>	: Fluida dingin : Gas
Ukuran	: ID = 31
	Nt = 368
	Passes = 1
<i>Tube Side</i>	: Fluida panas : Air
Ukuran	: OD; BWG = 1 in ; 18
	ID = 0,902
	Panjang = 16 ft
	Pitch (P _T) = 1 1/4 in <i>square pitch</i>
	Passes = 6
Harga	: \$ 28.685,19

3.2.12 Reboiler (RB-05)

Fungsi	: Menguapkan cairan dari kolom distilasi
Jenis	: 2-4 <i>shell and tube exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Beban panas	: 1775442,1518 kJ/jam

Luas perpindahan panas : 738,1161 ft²

Shell side : Fluida dingin : Gas

Ukuran : ID = 21 1/4

Nt = 177

Passes = 1

Tube Side : Fluida panas : Steam

Ukuran : OD; BWG = 1 in ; 18

ID = 0,902

Panjang = 16 ft

Pitch (P_T) = 1 1/4 in *square pitch*

Passes = 1

Harga : \$ 15.776,85

3.2.13 Akumulator (AC-04)

Fungsi : Mengumpulkan destilat yang keluar dari kondensor

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-285 Grade C*

Bentuk : Tangki silinder horizontal

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 229,9642 gallon

Kondisi operasi :

– Temperatur : 30 °C

– Tekanan : 1 atm

Ukuran :

- Silinder

- Diameter : 0,6404 m

- Tinggi : 4,1316 m

- Tebal : 3/16 in

- Tutup

- Diameter : 0,6404 m

- Tinggi : 0,1446 m

- Tebal : 3/16 in

Harga : \$ 4.398,40

3.2.14 Cooler (CL-02)

Fungsi : Mendinginkan uap keluar akumulator dari suhu 81 °C menjadi suhu 30 °C dengan kecepatan umpan 3773,5876 Kg/jam

Jenis : 2-4 *shell and tube exchanger*

Jumlah : 1 unit

Beban panas : 254341,5404 kJ/jam

Luas perpindahan panas : 690,5998 ft²

Shell side : Fluida dingin : Gas

Ukuran : ID = 21 1/4

Nt = 166

Passes = 1

Tube Side : Fluida panas : Air

Ukuran : OD; BWG = 1 in ; 18

ID	= 0,902
Panjang	= 16 ft
Pitch (P_T)	= 1 1/4 in <i>square pitch</i>
Passes	= 2

Harga : \$ 17.211,11

3.2.15 Absorber (AB-01)

Fungsi : Menyerap vinil asetat yang keluar dari reaktor,
dengan menggunakan penyerap air

Jenis : *Packed tower*

Suhu absorber : 109°C

Tekanan absorber : 8 atm

Bahan isian : *Raching Ring*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Volume : 32,2654 m³

Tinggi menara : 7,3440 m

Diameter menara : 2,5185 m

Tebal shell : 1/2 in

Tebal head : 1/2 in

Tinggi bahan isian : 5,4000 m

Harga : \$ 22.948,15

3.2.16 Pompa asam asetat (P-01)

Fungsi	: Memompa asam asetat dari tangki penyimpanan sebanyak 2673,7793 Kg/jam		
Jenis	: Pompa sentrifugal		
Jumlah	: 1 unit		
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>		
Kapasitas	: 11,2206 gpm		
Ukuran pipa	: ID	= 0,824 in	
	OD	= 1,0500 in	
	Sch N	= 40	
	IPS	= 0,75	
Daya motor	: 0,17 hp		
Harga	: \$ 592,83		

3.2.17 Pompa distilat (P-02)

Fungsi	: Memompa distilat dari tangki akumulator sebanyak 3773,55876 Kg/jam		
Jenis	: Pompa sentrifugal		
Jumlah	: 1 unit		
Bahan Konstruksi	: <i>Commercial steel</i>		
Kapasitas	: 18,0497 gpm		
Ukuran pipa	: ID	= 1,049 in	
	: OD	= 1,3200 in	

Sch N = 40

IPS = 1 in

Daya motor : 0,25 hp

Harga : \$ 631,07

3.2.18 Ekspansion Valve (EV-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan dari 8 atm menjadi 1 atm
sebanyak 9912,1514 Kg/jam

Jenis : *Centrifugal Expander*

Jumlah : 1 unit 1 stage

Bahan konstruksi : baja karbon

Takanan masuk : 8 atm

Tekanan keluar : 1 atm

Kapasitas : 611,4566 ft³/menit

Daya yang dihasilkan: 200 hp

Harga : \$ 2.868,52

3.3 Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan internal. Yang dimaksud faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi dua kemungkinan :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Ada tiga alternatif yang dapat diambil :

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar , dengan mempertimbangkan untung atau rugi.
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran lain.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain

a. Material (bahan baku)

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

b. Manusia (tenaga kerja)

Kurang fterampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilan meningkat.

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan,yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasita yang diinginkan pada periode tertentu.

Perencanaan target produksi :

1. Tahun pertama ditargetkan sudah dapat beropersi sampai 80 % kapasitas produksi total.
2. Tahun kedua ditargetkan sudah dapat beroperasi sampai 100 % kapasitas produksi total sampai tahun kedelapan.
3. Tahun kedelapan sampai tahun kesepuluh produksi agak menurun karena peralatan sudah agak tua maka pada tahun kedelapan sampai tahun kesepuluh sudah direncanakan untuk mendirikan pabrik baru

sebagai pengembangan, tetapi hal-hal tersebut sangat tergantung kepada perkembangan perekonomian dan pasar.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

1.4. Lokasi Pabrik

Lokasi suatu pabrik merupakan unsur yang kuat dalam menunjang atau tidaknya suatu industri. Diperlukan pertimbangan yang mendalam dari berbagai faktor guna memilih lokasi pabrik. Hal utama yang harus diperhatikan adalah suatu pabrik harus dilokasikan sedemikian rupa sehingga mempunyai biaya produksi dan distribusi seminimal mungkin serta memiliki kemungkinan yang baik untuk dikembangkan.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka Pabrik Pembuatan vinil asetat ini direncanakan berlokasi di daerah Kawasan Industri Panca Puri di Jln. Raya Anyer Km. 123 Desa Ciwandan, Kotamadya Cilegon, Propinsi Banten.

Lokasi pabrik ditentukan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. Ketersediaan bahan baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu variabel yang penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku dan daerah pemasaran sehingga transportasi dapat berjalan dengan lancar. Bahan baku pabrik yaitu etilen (C_2H_4) disuplai dari PT. Chandra Asri Petrochemical Center (PT. CAPC), oksigen sebagai reaktan disuplai

dari PT. Air Liquid Indonesia dan asam asetat didapat dari PT Organic Chemindo Lampung. Sedangkan, katalis didatangkan dari Amerika.

2. Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat laut, maupun udara. Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik ini merupakan kawasan industri yang telah memiliki sarana transportasi yang lengkap. Transportasi darat dilakukan melalui jalan tol dan dapat juga dengan menggunakan kereta api barang. Transportasi laut dapat dilaksanakan melalui Pelabuhan Ciwandan dan Pelabuhan Bojonegara. Transportasi udara dapat dilaksanakan di Bandara Internasional Soekarno-Hatta dan Bandara Pondok Cabe di Tangerang (Anonim, 2007).

3. Pemasaran

Kebutuhan akan vinil asetat terus menunjukkan peningkatan dari tahun ke tahun, seiring dengan meningkatnya kebutuhan akan produk-produk yang menggunakan vinil asetat sebagai bahan bakunya, khususnya kebutuhan dalam negeri. Lokasi pendirian pabrik dekat dengan pelabuhan Ciwandan sehingga produk dapat dipasarkan baik dalam maupun luar negeri seperti ke Singapura dan Malaysia. Selain itu, vinil asetat ini dapat dijual ke perusahaan domestik yang membutuhkannya seperti pabrik-pabrik pembuatan polivinil asetat, pabrik pembuatan cat dan pabrik lainnya yang menggunakan vinil asetat sebagai bahan bakunya.

4. Kebutuhan air

Air yang dibutuhkan dalam proses diperoleh dari Daerah Aliran Sungai (DAS) Cidanau yang mengalir di sekitar pabrik untuk proses, sarana utilitas dan kebutuhan domestik. Dan apabila tidak mencukupi dapat menggunakan air dari pabrik penyedia air PT. Krakatau Tirta Indonesia yang letaknya dekat dengan lokasi pabrik vinil asetat.

5. Kebutuhan tenaga listrik dan bahan bakar

Dalam pendirian suatu pabrik, tenaga listrik dan bahan bakar adalah faktor penunjang yang paling penting. Pembangkit listrik utama untuk pabrik adalah menggunakan generator *diesel* yang bahan bakarnya diperoleh dari PT Pertamina Banten. Selain itu, kebutuhan tenaga listrik juga dapat diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) Banten.

6. Tenaga kerja

Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Di daerah ini tersedia tenaga kerja terdidik maupun yang tidak terdidik serta tenaga kerja yang terlatih maupun tidak terlatih.

7. Biaya tanah

Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dan dalam harga yang terjangkau.

8. Kondisi iklim dan cuaca

Seperti daerah lain di Indonesia, maka iklim di sekitar lokasi pabrik relatif stabil. Pada tengah tahun pertama mengalami musim kemarau dan tengah tahun berikutnya mengalami musim hujan. Walaupun demikian perbedaan suhu yang terjadi relatif kecil, sehingga tidak akan mempengaruhi proses.

9. Kemungkinan perluasan dan ekspansi

Ekspansi pabrik dimungkinkan karena tanah yang tersedia cukup luas dan di sekeliling lahan tersebut belum banyak berdiri pabrik serta tidak mengganggu pemukiman penduduk.

10. Sosial masyarakat

Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik pembuatan vinil asetat karena akan menjamin tersedianya lapangan kerja bagi mereka. Selain itu pendirian pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya.

4.2. Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Lay out pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan baik bahan baku maupun produk. Ditinjau dari segi hubungan satu dengan yang lain tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dapat efisien dan kelancaran proses produksi dapat terjamin.

Dalam penentuan tata letak pabrik harus diperkirakan penempatan alat-alat produksi sedemikian hingga keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat dipenuhi. Tata letak merupakan suatu pengaturan yang optimal dari perangkat fasilitas-fasilitas pada pabrik.

Untuk mencapai kondisi yang optimal, maka hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik adalah :

1. Daerah proses

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Daerah proses ini diletakkan di daerah yang terpisah dari bagian yang lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus diperhatikan dalam penempatan alat-alat pengaman seperti hidran, penampung air yang cukup, dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di areal khusus serta perlu adanya jarak antara bangunan yang satu dengan yang lain guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3. Luas area yang tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyediaan area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah sangat

tinggi, maka perlu efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan lain ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa hingga menghemat tempat.

4. Instalasi dan utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari udara, gas, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan pesawat proses sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi.

5. Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan infrastruktur

Perluasan pabrik ini harus sudah masuk dalam perhitungan sejak awal agar tidak terjadi masalah kebutuhan ruang di masa yang akan datang. Sejumlah area khusus harus sudah dipersiapkan untuk digunakan dalam perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas pabrik ataupun untuk mengolah produknya menjadi produk lain.

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

1. Daerah administrasi/ perkantoran dan laboratorium

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

2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

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

3. Daerah pergudangan, umum, bengkel, dan garasi
4. Daerah Utilitas dan Power Station

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan.

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

Tabel 4.1. Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

Lokasi	panjang, m	lebar, m	luas, m2
Kantor utama	20	20	400
Pos Keamanan/satpam	2	3	6
Mess	30	10	300
Parkir Tamu	14	8	112
Parkir Truk	15	15	225
Ruang timbang truk	12	6	72
Kantor teknik dan produksi	10	14	140
Klinik	8	13	104
Masjid	8	10	80
Kantin	6	10	60
Bengkel	9	10	90
Unit pemadam kebakaran	10	10	100
Gudang alat	22	10	220
Laboratorium	12	16	192
Utilitas	24	10	240
Area proses	65	35	2275
Control Room	28	10	280
Control Utilitas	8	10	80
Jalan dan taman	60	40	2400
Area Perluasan	600	60	36000
Luas Tanah			43376
Luas Bangunan			4639
Total	963	320	43376

4.3. Tata Letak Mesin / Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran Udara

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

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau berisiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

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

5. Tata letak alat proses

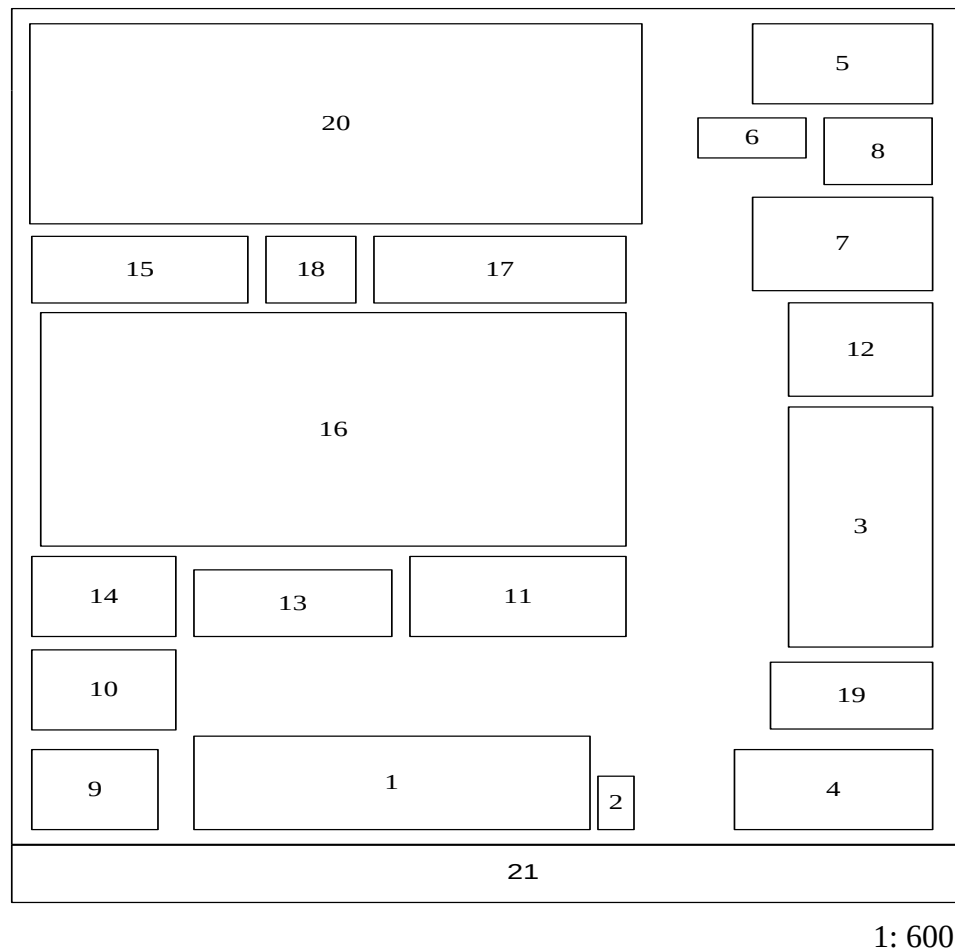
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

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

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

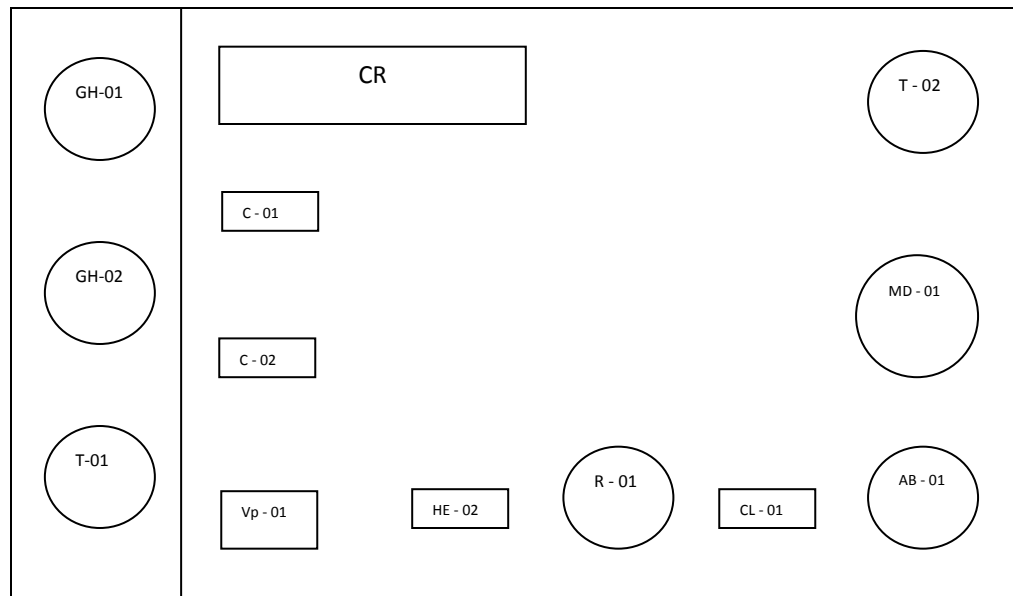
1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai
3. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.
4. Proses produksi berjalan lancar dan perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
5. karyawan mendapatkan kepuasan kerja.



Gambar 4.1. Tata Leta Pabrik

Keterangan gambar :

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Kantor Utama | 12. Unit Pemadam Kebakaran |
| 2. Pos Keamanan | 13. Gudang Alat |
| 3. Mess | 14. Laboratorium |
| 4. Parkir Tamu | 15. Utilitas |
| 5. Parkir Truk | 16. Area Proses |
| 6. Ruang Timbang Truk | 17. Control Room |
| 7. Kantor Teknik dan Produksi | 18. Control Utilitas |
| 8. Klinik | 19. Taman |
| 9. Mesjid | 20. Perluasan Pabrik |
| 10. Kantin | 21. Jalan Raya |



1:300

Gambar 4.2. Tata Letak Proses

Keterangan :

T : Tangki

CL : Cooler

VP : Vaporizer

CR : Control Room

R : Reaktor

HE : Heater

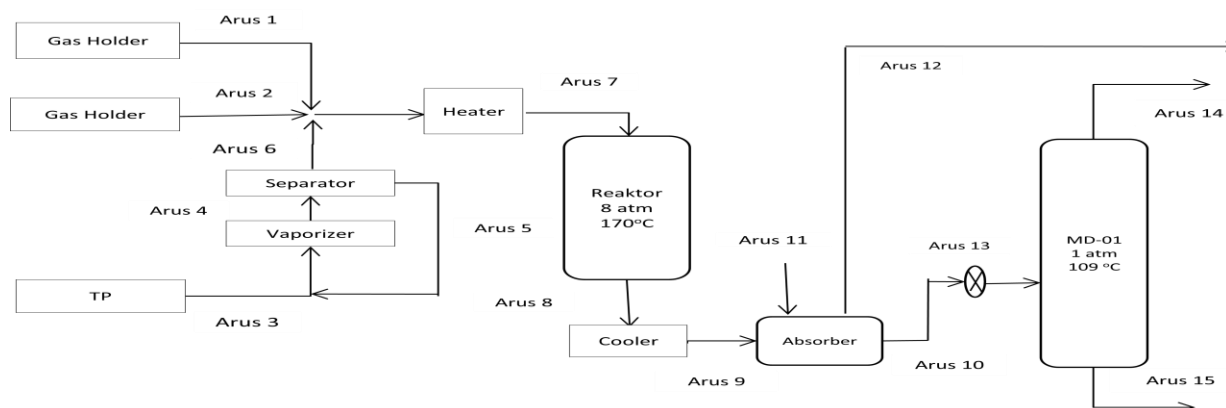
SC : Scrubber

C : Kompresor

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa

4.4.1.1 Neraca Massa Total



Gambar 4.3. Diagram Alir Neraca Massa

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen	Nomor Arus (kg/jam)														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
C ₂ H ₄	2491,6944	-	-	-	-	-	2491,6944	49,8339	49,8339	-	-	49,8339	-	-	-
CH ₃ COOH	-	-	2669,67252	3337,09065	667,41813	2669,67252	2669,6725	53,3935	53,3935	53,3935	-	-	53,3935	-	53,3935
O ₂	-	4983,3887	-	-	-	-	4983,3887	99,6678	99,6678	-	-	99,6678	-	-	-
C ₂ H ₅ COOCH ₃	-	-	-	-	-	-	-	3750,0000	3750,0000	3750,0000	-	-	3750,0000	3712,5000	37,5000
CO ₂	-	-	-	-	-	-	-	3837,2093	3837,2093	-	-	3837,2093	-	-	-
H ₂ O	-	-	4,10676729	5,13345911	1,02669182	4,10676729	4,106767286	2358,75793	2358,75793	6108,7579	3750,0000	-	6108,7579	61,0465116	6043,60465
Total	2491,6944	4983,3887	2673,77929	3342,22411	668,444822	2673,77929	10148,8624	10148,8623	10148,8623	9912,1514	3750,0000	3986,7110	9912,1514	3773,5465	6134,4982

4.4.1.2 Neraca Massa Setiap Alat

4.4.1.2.1 Neraca Massa Evaporator

Tabel 4.3 Neraca Massa di evaporator

Komponen	Input (Kg/ jam)		Output(Kg/ jam)
	Alur 3	Alur 5	
CH ₃ COOH	2669,6725	667,4181	3.337,0907
H ₂ O	4,1068	1,0267	5,1335
Total	3.342,2241		3.342,2241

4.4.1.2.2 Neraca Massa Separator

Tabel 4.4 Neraca Massa di separator

Komponen	Input (Kg/ jam)	Output (Kg/ jam)	
		Alur 6	Alur 5
CH ₃ COOH	3337,0907	2669,6725	667,4181
H ₂ O	5,1335	4,1068	1,0267
Total	3342,2241	3342,2241	

4.4.1.2.3 Neraca Massa di Reaktor

Tabel 4.5 Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Input (Kg/jam)	Output(Kg/jam)
C ₂ H ₄	2491,6944	49,8339
CH ₃ COOH	2669,6725	53,3935
O ₂	4983,3887	99,6678
C ₂ H ₃ COOCH ₃	-	3750,0000
CO ₂	-	3837,2093
H ₂ O	4,1068	2358,7579
Total	10148,8623	10148,8623

4.4.1.2.4 Neraca Massa di Absorber

Tabel 4.6 Neraca Massa di Absorber

Komponen	Input		Output	
	Alur 6 (kg/jam)	Alur 8 (kg/jam)	Alur 9 (kg/jam)	Alur 7 (kg/jam)
C ₂ H ₄	49,8339	-	49,8339	-
CH ₃ COOH	53,3935	-	-	53,3935
O ₂	99,6678	-	99,6678	-
C ₂ H ₃ COOCH ₃	3750,0000	-	-	3750,0000
CO ₂	3837,2093	-	3837,2093	-
H ₂ O	2358,7579	3750,0000	-	6108,7579
Sub Total	10148,8623	3750,0000	3986,7110	9912,1514
Total	13898,8623		13898,8623	

4.4.1.2.5 Neraca Massa di Menara Destilasi

Tabel 4.7 Neraca Massa di Menara Destilasi

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Alur 10	Alur 11	Alur 12
C ₂ H ₃ COOCH ₃	3750,0000	3712,5000	37,5000
CH ₃ COOH	53,3935	-	53,3935
H ₂ O	6108,7579	61,0876	6047,6704
Sub Total	9912,1514	3773,5876	6138,5638
Total	9912,1514	9912,1514	

4.4.2 Neraca Panas

4.4.2.1 Neraca Panas Vaporizer (VP-01)

Tabel 4.8 Neraca Panas Vaporizer (VP-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
CH ₃ COOH	28702,3257	1644499,0114
Steam	1616826,2753	-
Total	1644499,0114	1644499,0114

4.4.2.2 Neraca Panas Heater (HE-02)

Tabel 4.9 Neraca Panas Heater (HE-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₂ H ₄	19624,3951	643429,0746
O ₂	22952,6853	676972,4536
CH ₃ COOH	14266,8159	476020,9124
H ₂ O	38,3863	1128,2174
Steam	1740668,3755	-
Total	1797550,6580	1797550,6580

4.4.2.3 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 4.10 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₂ H ₄	643429,0746	16249,4090
O ₂	676972,4536	12051,6156
CH ₃ COOH	476020,9124	16695,6051
C ₂ H ₃ COOCH ₃	-	1081587,1705
CO ₂	-	637525,1562
H ₂ O	1128,217366	798538,7166
Panas Reaksi	-1499306,8144	-
Panas yang diambil	-	-2264403,8291
Total	298243,8435	298243,8435

4.4.2.4 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Tabel 4.11 Neraca Panas Cooler (CL-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₂ H ₄	16249,4090	7068,6803
O ₂	12051,6156	10080,9768
CH ₃ COOH	16695,6051	7782,0796
C ₂ H ₃ COOCH ₃	1081587,1705	446473,8961
CO ₂	637525,1562	290879,9157
H ₂ O	798538,7166	372976,4689
Air Pendingin	-	1427385,6555
Total	2562647,6730	2562647,6730

4.4.2.5 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)

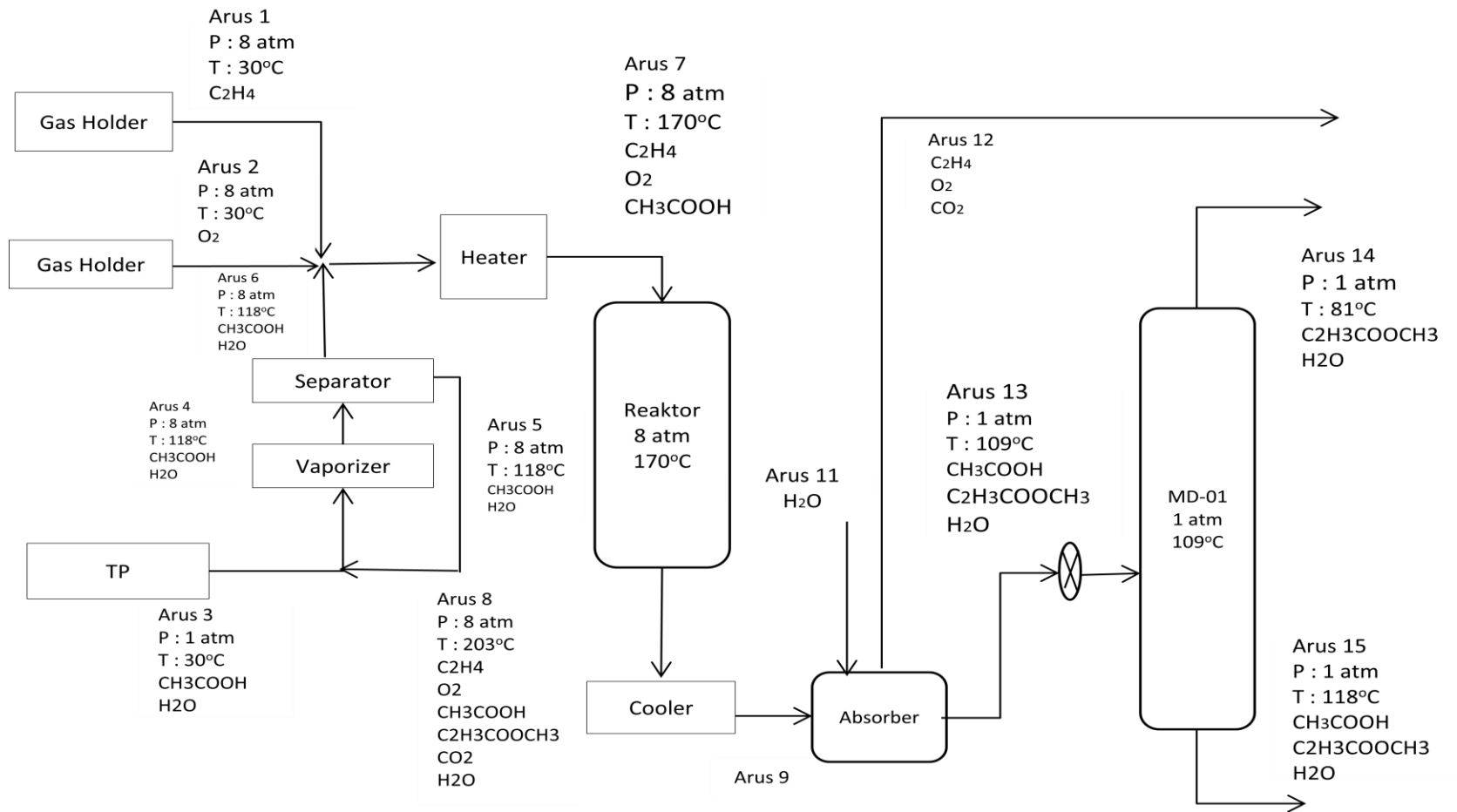
Tabel 4.12 Neraca Panas Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output(kJ/jam)	
		Destilat	bottom
C ₂ H ₃ COOCH ₃	1586,3824	20606,4556	20,0682
CH ₃ COOH	26,1155	-	32,5786
H ₂ O	5602,8845	2330,3995	6939,5421
Subtotal	7215,3825	22936,8551	6992,1889
mol/jam	383,6418	46,5624	337,3076
mol*H	2768122,5576	1067994,0850	2358518,6344
Beban Panas Reboiler	1775442,1518	-	
Beban Panas Kondensor	-	1117051,9900	
Total	4543564,7094	4543564,7094	

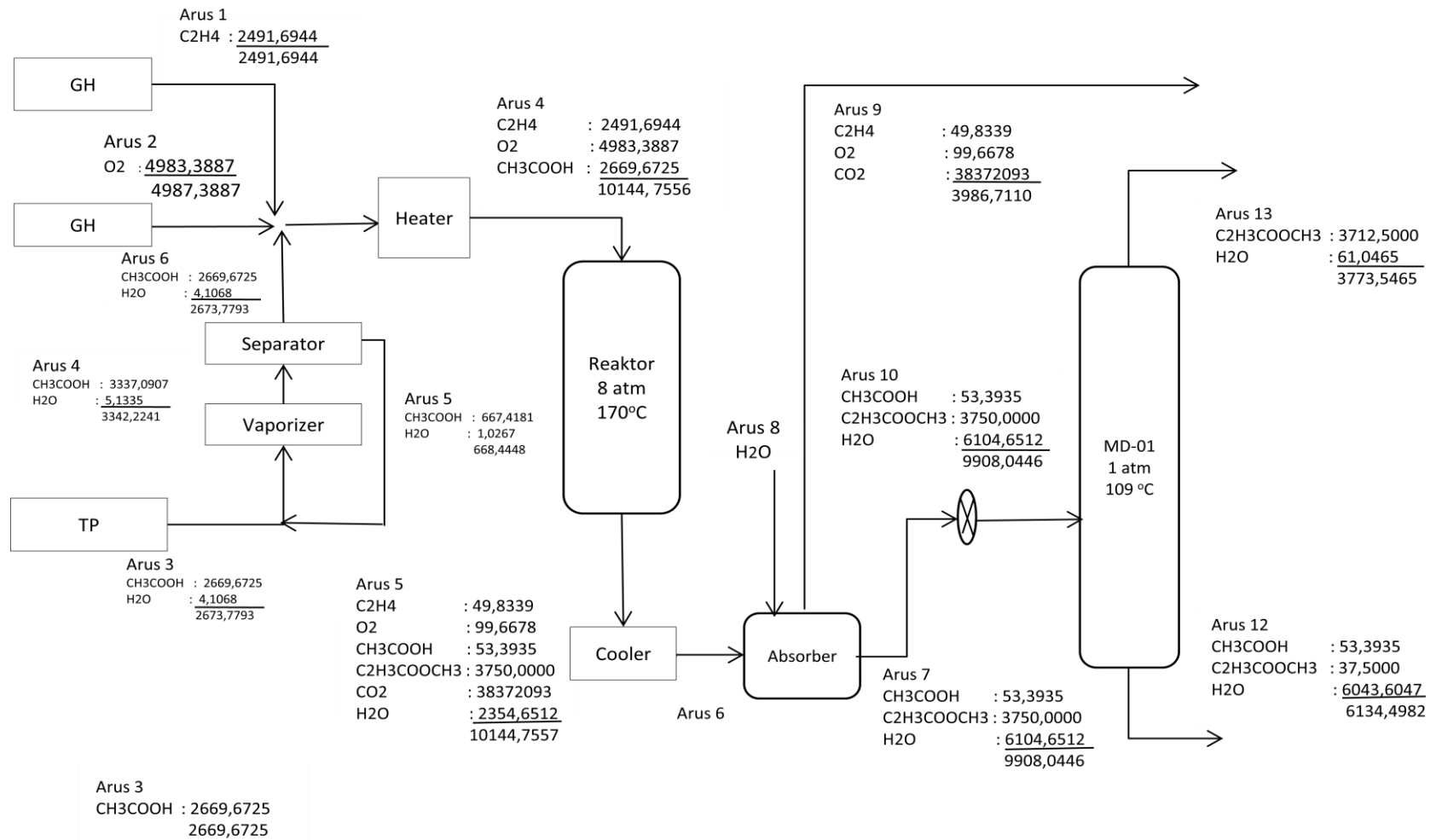
4.4.2.6 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Tabel 4.13 Neraca Panas Cooler (CL-02)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
C ₂ H ₃ COOCH ₃	282939,9760	33739,8079
H ₂ O	6422,5241	1281,1518
Air Pendingin	-	254341,5404
Total	289362,5001	289362,5001



Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.5 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas merupakan unit penunjang utama dalam memperlancar jalannya suatu proses produksi. Dalam suatu pabrik, utilitas memegang peranan yang penting. Karena suatu proses produksi dalam suatu pabrik tidak akan berjalan dengan baik jika utilitas tidak ada. Oleh sebab itu, segala sarana dan prasarannya harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik.

Berdasarkan kebutuhannya, utilitas pada pabrik pembuatan vinil asetat dari etilen, asam asetat, dan oksigen adalah sebagai berikut :

- 1) Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.
- 2) Unit Pembangkit Steam.
- 3) Unit Pembangkit Listrik.
- 4) Unit Penyediaan Bahan Bakar.
- 5) Unit Pengadaan Udara Tekan.

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

4.5.1.1 Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air untuk pabrik pembuatan vinil asetat ini diperoleh dari sungai cidanan yang terletak dikawasan pabrik .Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka di lokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air menjamin kelangsungan penyediaan air, maka di lokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air (*water reservoar*) yang juga merupakan tempat pengolahan awal air sungai. Pengolahan ini meliputi penyaringan sampah dan kotoran yang

terbawa bersama air. Selanjutnya air dipompakan ke lokasi pabrik untuk diolah dan digunakan sesuai dengan keperluannya.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

1) Air pendingin

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

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

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

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

- a) Zat - zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas - gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

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

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

- c) Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

3) Air sanitasi.

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi.

Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid.

Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

- a) Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : dibawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

- b) Syarat kimia, meliputi:

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri, terutama bakteri yang patogen.

4.5.1.2 Unit Pengolahan Air

Pengolahan air di pabrik terdiri dari beberapa tahap, yaitu:

a. Clarifier

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

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

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

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara grafitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier* *turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

b. Penyaringan

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

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

c. Demineralisasi

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion - ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm. Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{++} , 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 (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan reboiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

- ◆ Tidak menimbulkan kerak pada *heat exchanger* jika steam digunakan sebagai pemanas karena hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi boiler atau *heat exchanger*, bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.

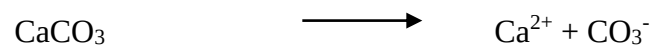
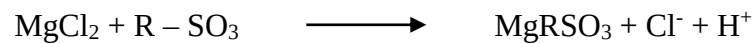
- ◆ Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 dan CO_2 .

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

1) Kation Exchanger

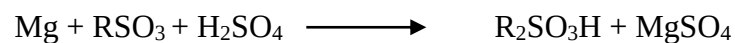
Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ . Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi:



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

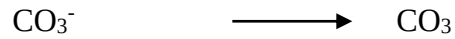
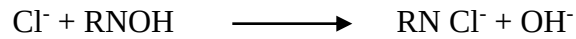
Reaksi:



2) Anion Exchanger

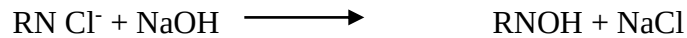
Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion - ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

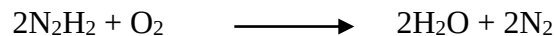
Reaksi:



3) Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan kedalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini di dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

d. Pendinginan dan Menara Pendingin

Air yang telah digunakan pada cooler, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan

pada *cooling tower*. Air yang didinginkan pada *cooling tower* adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit - unit pendingin di pabrik.

4.5.1.3 Kebutuhan Air

Kebutuhan air dapat dibagi menjadi :

- a. Kebutuhan air pendingin

Tabel 4.14 Kebutuhan air pendingin

No	Alat yang memerlukan	Kebutuhan (Kg/jam)
1	Cooler - 01	10665,7555
2	Cooler - 02	1901,4599
2	Condensor - 03	8325,0144
Jumlah		20892,2298

Air pendingin 80 % dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Make up air pendingin} &= 20 \% \times 20892,2298 \text{ kg/jam} \\ &= 4178,4460 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

- b. Kebutuhan air pembangkit steam.

Tabel 4.15 Kebutuhan air pembangkit steam.

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Vaporizer	774,9071
HE-01	821,5363
Reboiler	837,6769
TOTAL	2434,1203

Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%, sehingga ;

$$\begin{aligned}\text{Make up Steam} &= 20 \% \times 2434,1203 \text{ kg/jam} \\ &= 486,8241 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Blowdown 20\%} &= 20\% \times 2434,1203 \text{ kg/jam} \\ &= 486,8241 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Jumlah air make up = 973,6482 kg/jam

c. Kebutuhan air proses

Tabel 4.16 Kebutuhan Air Proses

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
Absorber	3750,0000
TOTAL	3750,0000

Air proses yang digunakan yaitu untuk menyerap Vinil asetat 50% pada absorber.

d. Air Untuk Keperluan Perkantoran Dan Pabrik

Dianggap 1 orang membutuhkan air = 100 lt/hari (Sularso,2000)

Jumlah karyawan = 150 orang

Tabel 4.17 Kebutuhan Air Untuk Perkantoran Dan Pabrik

No	Penggunaan	Kebutuhan (kg/hari)
1	Karyawan	15.000
2	Perumahan	24.000
3	Laboratorium	500
4	Bengkel	200
5	Kantin	1.500
6	Kebersihan, Pertamanan, dan Lain-lain	1.000
Jumlah		42.200

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air total} &= (4178,4460 + 973,6482 + 3750,0000 + 42.200/24) \text{ kg/jam} \\ &= 10.660,4275 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diambil angka keamanan 10 \%} &= 1,1 \times 10.660,4275 \text{ kg/jam} \\ &= 11.726,4703 \text{ kg/jam.}\end{aligned}$$

4.5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (*boiler*) dengan spesifikasi:

Kapasitas : 13.670,9914 kg/jam

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Kebutuhan *steam* pada pabrik *vinil asetat* digunakan untuk alat-alat penukar panas. Untuk memenuhi kebutuhan ini digunakan Boiler dengan jenis *boiling feed water boiler* pipa api (*fire tube boiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- Tidak memerlukan *flange* tebal untuk *shell*, sehingga harganya lebih murah.
- Tidak memerlukan tembok dan batu tahan api.
- Pemasangannya murah.
- Memerlukan ruang dengan ketinggian yang rendah.
- Beroperasi dengan baik pada beban yang naik turun.

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silica, O₂, Ca, Mg yang mungkin masih terikut, dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam boiler *feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 150⁰C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10 bar, baru kemudian dialirkan ke *steam header* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan,

diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power-power yang di nilai penting antara lain *boiler*, kompressor, pompa, dan *Cooling tower*.

Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

- Kapasitas : 553 KWatt
- Jenis : Generator listrik
- Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari generator diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik PLN 100% untuk penerangan dan diesel untuk penggerak alat proses. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100 %.

4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler* dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar *boiler* menggunakan *fuel oil* sebanyak 11.966.572,1980 ltr/tahun. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 609.106.815,7911 ltr/tahun.

4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 84,3348 m³/jam.

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan pada Pra Rancangan Pabrik Vinil Asetat adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam Perseroan Terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Pabrik Vinil Asetat yang akan didirikan direncanakan mempunyai:

- Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan Usaha : Industri Vinil Asetat
- Lokasi Perusahaan : Cilogen, Propinsi Banten
- Kapasitas : 30.000 ton/tahun

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh perusahaan. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain (pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan

adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris), sehingga kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.

3. Efisiensi dari Manajemen

Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.

4. Lapangan usaha lebih luas

Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

5. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.

6. Mudah mendapatkan kredit dari Bank dengan jaminan perusahaan yang ada.

7. Mudah bergerak di pasar modal.

Ciri-ciri Perseroan terbatas (PT) yaitu Perseroan Terbatas didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab Undang-Undang Hukum Dagang. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham, pemiliknya adalah para pemegang saham serta yang memilih suatu direksi yang memimpin jalannya perusahaan. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi tersebut dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.6.2 Bentuk Organisasi Perusahaan

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Untuk mendapatkan suatu sistem yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas sebagai pedoman antara lain :

- Tujuan perusahaan
- Pembagian kerja
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Pengontrolan pekerjaan yang dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berdasar pada pedoman tersebut maka akan diperoleh struktur organisasi yang baik, yang salah satunya yaitu *sistem line and staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang ahli di bidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

1. Sebagai staff yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.
2. Sebagai garis atau line yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

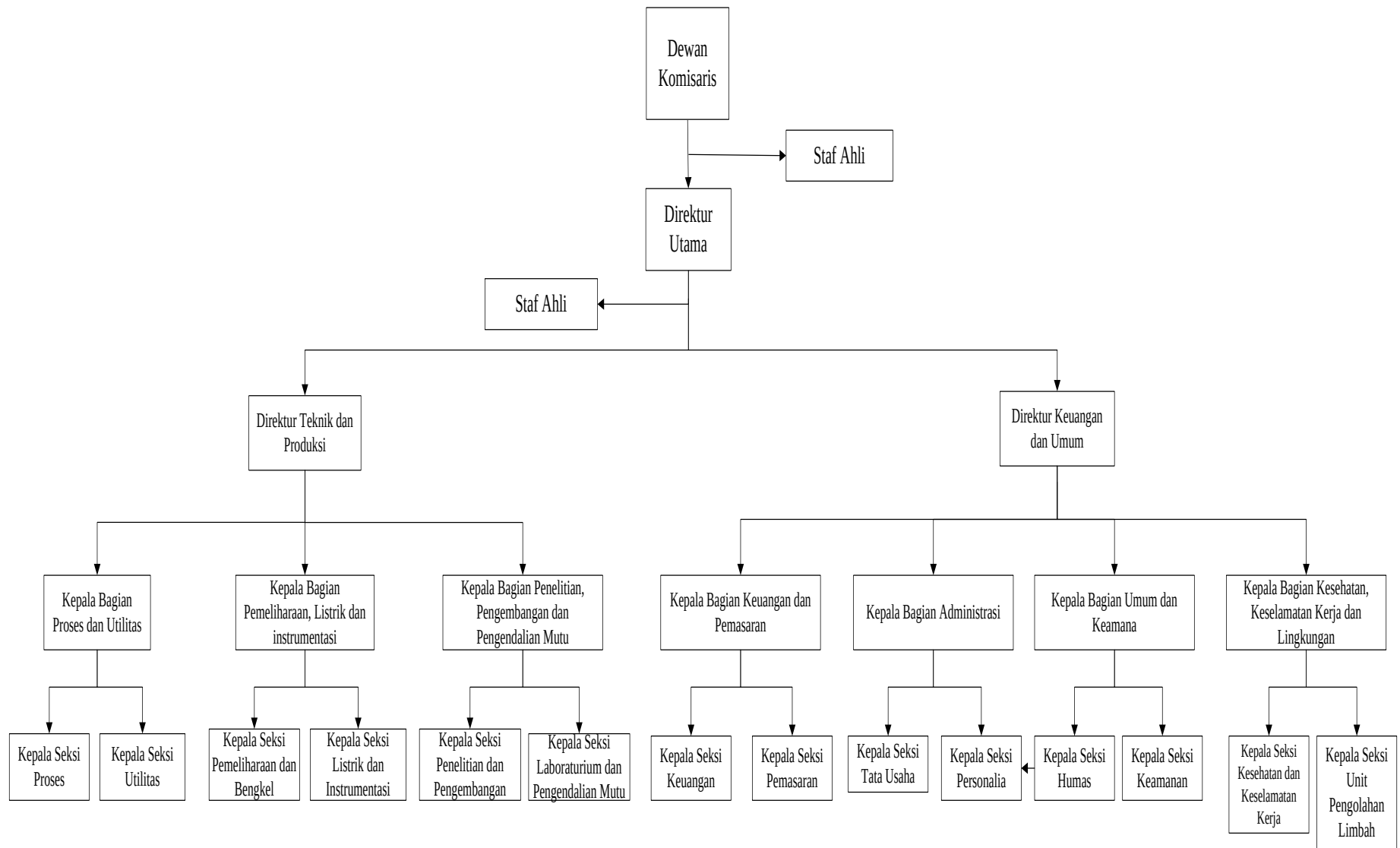
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh dewan komisaris yang dipimpin oleh Presiden Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan direktur dibantu oleh direktur produksi dan teknik serta direktur keuangan dan umum. Direktur produksi dan teknik membawahi bidang teknik dan produksi sementara itu direktur keuangan dan umum membawahi bidang pemasaran, keuangan dan umum. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi yang dikepalai oleh kepala seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya.

Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu dan masing-masing kepala regu akan bertanggung jawab kepada kepala seksi.

Manfaat adanya struktur organisasi sebagai berikut :

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

Berikut gambar struktur organisasi pabrik Vinil Asetat dari etilen, asam asetat dan oksigen dengan kapasitas 30.000 ton/tahun.



Gambar 4.6 Struktur Organisasi

4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada rapat umum tersebut para pemegang saham berwenang (Sutarto, 2002) :

1. Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris dan Direktur lewat suatu sidang.
2. Dengan musyawarah dapat mengganti Dewan Komisaris dan Direktur serta mengesahkan anggota pemegang saham bila mengundurkan diri.
3. Menetapkan besar laba tahunan yang diperoleh untuk dibagikan, dicadangkan, atau ditanamkan kembali.

4.6.3.2 Dewan Komisaris

Dewan Komisaris dipilih dalam RUPS untuk mewakili para pemegang saham dalam mengawasi jalannya perusahaan. Dewan Komisaris ini bertanggung jawab kepada RUPS. Tugas-tugas Dewan Komisaris adalah:

1. Menentukan garis besar kebijaksanaan perusahaan.
2. Mengadakan rapat tahunan para pemegang saham.
3. Meminta laporan pertanggungjawaban Direktur secara berkala.
4. Melaksanakan pembinaan dan pengawasan terhadap seluruh kegiatan dan pelaksanaan tugas Direktur.

4.6.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat oleh RUPS. Adapun tugas - tugas direktur adalah:

1. Memimpin dan membina perusahaan secara efektif dan efisien.
2. Menyusun dan melaksanakan kebijaksanaan umum pabrik sesuai dengan kebijaksanaan RUPS.
3. Mengadakan kerjasama dengan pihak luar demi kepentingan perusahaan.
4. Mewakili perusahaan dalam mengadakan hubungan maupun perjanjian-perjanjian dengan pihak ketiga.
5. Merencanakan dan mengawasi pelaksanaan tugas setiap personalia yang bekerja pada perusahaan.

Dalam melaksanakan tugasnya, direktur dibantu oleh Manajer Produksi, Manajer Teknik, Manajer Umum dan Keuangan, Manajer Pembelian dan Pemasaran. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi adalah memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

b. Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Keuangan dan Umum adalah bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.6.3.4 Staff Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
3. Mempertinggi efisiensi kerja.

4.6.3.5 Kepala Bagian

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

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas Seksi Proses meliputi :

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

2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5. Kepala Bagian Administrasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.6.3.6 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1. Kepala Seksi Proses

Tugas seksi proses meliputi :

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

2. Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

3. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

4. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

5. Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

6. Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu

Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

7. Kepala Seksi Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

8. Kepala Seksi Pemasaran

Tugas seksi pemasaran antara lain :

- a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi

- b. Mengatur distribusi barang dari gudang.

9. Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

10. Kepala Seksi Personalia

Tugas seksi personalia antara lain :

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

11. Kepala Seksi Humas

Tugas seksi humas antara lain :

- a. Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

12. Kepala Seksi Keamanan

Tugas seksi keamanan antara lain :

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

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

13. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tugas seksi kesehatan dan keselamatan kerja antara lain :

- a. Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
- b. Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
- c. Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
- d. Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

14. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas seksi unit pengolahan limbah antara lain :

- a. Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan perusahaan
- b. Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

4.6.3.7 Status Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut:

1. Karyawan Tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik/perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.6.4 Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift.

4.6.4.1 Jam kerja karyawan non-shift

Karyawan *non shift* adalah para karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk para karyawan *non shift* adalah : Direktur Utama, Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum, Kepala Bagian serta bawahan yang berada di kantor. Jam kerja karyawan *non*

shift ditetapkan sesuai Keputusan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor : Kep.234/Men/2003 yaitu 8 jam sehari atau 40 jam per minggu dan jam kerja selebihnya dianggap lembur. Perhitungan uang lembur menggunakan acuan 1/173 dari upah sebulan (Pasal 10 kep.234/Men/2003) dimana untuk jam kerja lembur pertama dibayar sebesar 1,5 kali upah sejam dan untuk jam lembur berikutnya dibayar 2 kali upah sejam. Karyawan *non shift* dalam satu minggu bekerja selama 5 hari dengan jam kerja sebagai berikut :

Senin – Kamis

Jam Kerja : 08.00 – 12.00 dan 13.00 – 17.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jum'at

Jam Kerja : 08.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

Hari Sabtu dan Minggu libur

4.6.4.2 Jam kerja karyawan shift

Untuk pekerjaan yang langsung berhubungan dengan proses produksi yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam, para karyawan diberi pekerjaan bergilir (*shift work*). Pekerjaan dalam satu hari dibagi tiga *shift*, yaitu tiap *shift* bekerja selama 8 jam dengan pembagian *shift* sebagai berikut:

- a. Shift I : 00.00 – 08.00
- b. Shift II : 08.00 – 16.00

c. Shift III : 16.00 – 00.00

Jam kerja bergiliran berlaku bagi karyawan. Untuk memenuhi kebutuhan pabrik, setiap karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 4.12 sebagai berikut:

Tabel 4.18 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

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

4.6.5 Catatan

4.6.5.1 Cuti Tahunan

Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

4.6.5.2 Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime).

4.6.5.3 Kerja Lembur (*Overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

4.6.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

4.6.6.1 Jabatan dan Keahlian

Masing-masing jabatan dalam struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari Sarjana S-1 sampai lulusan SMP. Perinciannya sebagai berikut :

Tabel 4.19 Jabatan dan keahlian

No.	Jabatan	Keahlian
1	Direktur Utama	Magister Teknik Kimia
2	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
4	Staf Ahli	Sarjana Teknik Kimia dan Ekonomi
5	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
6	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin

7	Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Bagian Administrasi, Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
10	Kepala Seksi Personalia dan Humas	Sarjana Sosial
11	Kepala Seksi Keamanan	Ahli Madya
12	Kepala Seksi Pembelian dan Pemasaran	Sarjana Industri/Ekonomi
13	Kepala Seksi Administrasi dan Keuangan	Sarjana Industri/Ekonomi
14	Kepala Seksi Proses	Sarjana Teknik Kimia
15	Kepala Seksi Pengendalian	Sarjana Teknik Kimia
16	Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana Teknik Kimia
17	Kepala Seksi Utilitas dan Pemeliharaan	Sarjana Teknik Kimia
18	Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan	Sarjana Teknik Kimia
19	<i>Foreman</i> Proses	Ahli Madya Teknik Kimia
20	Operator Proses	Ahli Madya Teknik Kimia
21	<i>Foreman</i> Teknik	Ahli Madya Teknik Mesin
22	Operator Teknik	Ahli Madya Teknik Mesin
23	<i>Foreman</i> Utilitas	Ahli Madya Teknik Kimia
24	Operator Utilitas	Ahli Madya Teknik Kimia
25	Karyawan Pembelian dan Pemasaran	Ahli Madya Teknik Industri / Ekonomi
26	Karyawan Administrasi dan Keuangan	Ahli Madya Ekonomi
27	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	Ahli Madya Teknik Kimia
28	Karyawan Personalia dan Humas	Ahli Madya Sosial
29	Karyawan Keamanan	Lulusan SMA
30	Karyawan Proses	Ahli Madya Teknik Kimia
31	Karyawan Pengendalian	Ahli Madya Teknik Kimia
32	Karyawan Laboratorium	Ahli Madya Teknik Kimia

33	Karyawan Utilitas dan Pemeliharaan	Ahli Madya Teknik Kimia
34	Sekretaris	Ahli Madya Sekretaris
35	Medis	Dokter
36	Paramedis	Sarjana Keperawatan
37	Sopir	Lulusan SMP
38	<i>Cleaning Service</i>	Lulusan SMP

4.6.6.2 Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis proses ataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dapat digambarkan sebagai berikut :

Tabel 4.20 Perincian Jumlah Karyawan

Nama Alat	Σ Unit	Orang/Unit.Shift	Orang/shift
Reaktor Fixed bed Multitube	1	1,5	1,5
Absorber	1	1	1
Vaporizer	1	0,5	0,5
Heater	1	0,5	0,5
Cooler	2	0,5	1
Tangki	2	0,25	0,5
Gas Holder	2	0,25	0,5
Pompa	4	0,25	1
Kompresor	2	0,25	0,5
Expander	1	0,25	0,25
Menara Destilasi	1	1,5	1,5
Total			8,75

- Jumlah operator untuk alat proses = $9 \times 4 \text{ Shift}$
= 36 Orang
- Jumlah operator utilitas = $0,5 \times \text{Jumlah operator produksi}$
= $0,5 \times 36 \text{ Orang}$
= 18 Orang

Sehingga total keseluruhan operator lapangan = $36 \text{ Orang} + 18 \text{ Orang}$
= 54 Orang

Tabel 4.21 Jumlah karyawan

Jabatan	Jmlh
Direktur Utama	1
Direktur Teknik dan Produksi	1
Direktur Keuangan dan Umum	1
Staff Ahli	2
Ka. Bag. Pembelian dan Pemasaran	1
Ka. Bag. Administrasi, Keuangan dan umum	1
Ka. Bag. Teknik	1
Ka. Bag. Produksi	1
Ka. Sek. Personalia dan Humas	1
Ka. Sek. Keamanan	1
Ka. Sek. Pembelian dan Pemasaran	1
Ka. Sek. Administrasi dan Keuangan	1
Ka. Sek. Proses	1
Ka. Sek. Pengendalian	1
Ka. Sek. Laboratorium	1

Ka. Sek. Utilitas dan Pemeliharaan	1
Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1
Karyawan Personalia dan Humas	3
Karyawan Keamanan	12
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	4
Karyawan Administrasi dan Keuangan	3
Foremen Proses	8
Karyawan Proses	28
Foreman Teknik	4
Karyawan Teknik	10
Foreman Utilitas	6
Karyawan Utilitas	12
Karyawan Pengendalian	5
Karyawan Laboratorium	4
Karyawan Pemeliharaan	7
Karyawan KKK	6
Sekretaris	3
Medis	1
Paramedis	3
Sopir	6
Cleaning Service	7

4.6.6.3 Sistem Gaji Karyawan

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

Tabel 4.22 Penggolongan gaji menurut jabatan

Jabatan	Jmlh	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
Direktur Utama	1	20.000.000,00	20.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	15.000.000,00	15.000.000,00
Staff Ahli	2	5.000.000,00	10.000.000,00
Ka. Bag. Pembelian dan Pemasaran	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Bag. Administrasi, Keuangan dan umum	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Bag. Teknik	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Bag. Produksi	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Sek. Personalia dan Humas	1	6.000.000,00	6.000.000,00
Ka. Sek. Keamanan	1	4.500.000,00	4.500.000,00
Ka. Sek. Pembelian dan Pemasaran	1	4.500.000,00	4.500.000,00
Ka. Sek. Administrasi dan Keuangan	1	4.500.000,00	4.500.000,00
Ka. Sek. Proses	1	4.500.000,00	4.500.000,00
Ka. Sek. Pengendalian	1	4.500.000,00	4.500.000,00
Ka. Sek. Laboratorium	1	4.500.000,00	4.500.000,00
Ka. Sek. Utilitas dan Pemeliharaan	1	4.500.000,00	4.500.000,00
Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	4.500.000,00	4.500.000,00
Karyawan Personalia dan Humas	3	1.500.000,00	4.500.000,00

Karyawan Keamanan	12	1.500.000,00	18.000.000,00
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	4	1.500.000,00	6.000.000,00
Karyawan Administrasi dan Keuangan	3	1.500.000,00	4.500.000,00
Foremen Proses	8	2.000.000,00	16.000.000,00
Karyawan Proses	28	1.500.000,00	42.000.000,00
Foreman Teknik	4	2.000.000,00	8.000.000,00
Karyawan Teknik	10	1.500.000,00	15.000.000,00
Foreman Utilitas	6	2.000.000,00	12.000.000,00
Karyawan Utilitas	12	1.500.000,00	18.000.000,00
Karyawan Pengendalian	5	1.500.000,00	7.500.000,00
Karyawan Laboratorium	4	1.500.000,00	6.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan	7	1.500.000,00	10.500.000,00
Karyawan KKK	6	1.500.000,00	9.000.000,00
Sekretaris	3	1.500.000,00	4.500.000,00
Medis	1	2.000.000,00	2.000.000,00
Paramedis	3	1.500.000,00	4.500.000,00
Sopir	6	1.500.000,00	9.000.000,00
Cleaning Service	7	800.000,00	5.600.000,00
Total	150		328.600.000,00

4.7 EVALUASI EKONOMI

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan

terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor 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

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

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

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik Vinil asetat beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2016. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

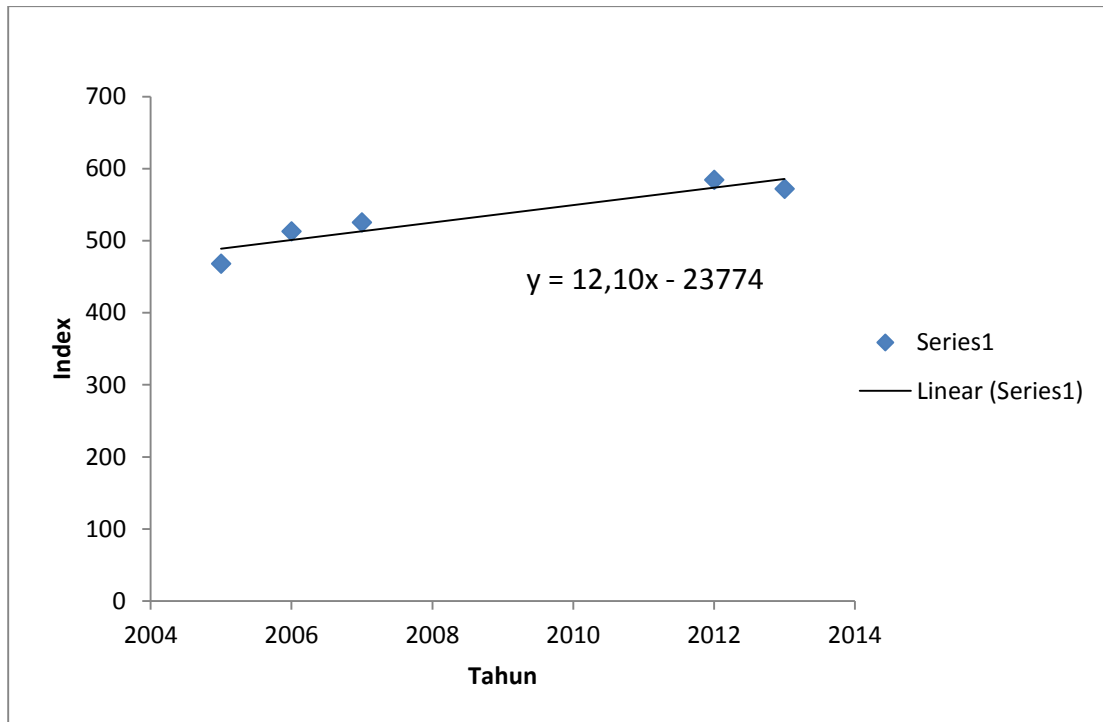
Harga peralatan yang digunakan berdasarkan harga alat. Harga peralatan diambil dari :

- a. CE index 1954 = 86,1 (Aries Newton)
- b. CE index 1987 = 324 (Peters & Timmerhauss)
- c. CE index 2005 = 468,2 (<http://www.che.com>)
- d. CE index 2006 = 513,1 (<http://www.che.com>)
- e. CE index 2007 = 525,4 (<http://www.che.com>)
- f. CE index 2012 = 584,6 (<http://www.che.com>)

g. CE index 2013 = 571,9 (<http://www.che.com>)

h. CE index 2016 = 619,6 (Ekstrapolasi)

Jadi, harga index pada tahun 2016 = 619,6



Gambar 4.7 Grafik Indeks harga

4.7.2 Harga Alat

Harga alat pabrik dapat diperhitungkan berdasarkan pada tahun evaluasi dikalikan dengan Rasio Index harga. Selain itu, harga alat dapat juga ditentukan dengan referensi.

a. Peters & Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries & Newton, pada tahun 1955).

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

Dimana :

E_x : Harga pembelian

E_y : Harga pembelian pada tahun referensi

N_x : Index harga pada tahun pembelian

N_y : Index harga pada tahun referensi

b. Metode *six tenths factor* :

$$\frac{C_a}{C_b} = \left(\frac{A_a}{A_b} \right)^n$$

Dimana :

C_a : Harga alat a

C_b : Harga alat b

A_a : kapasitas alat a

A_b : Kapasitas alat b

n : eksponen harga (0,4- 0,8)

Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi vinil asetat : 30.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 hari

Umur pabrik : 10 tahun

Tahun evaluasi : 2016

Kurs mata uang	: 1 US\$ = Rp. 11.825,00	
	(dollar pada 14 Sept. 2014)	
Untuk buruh asing	: \$ 20/ <i>manhour</i>	
1 <i>manhour</i> asing	: 3 <i>manhour</i> Indonesia	
Harga bahan etilen	: US \$ 0,605 / kg	(www.alibaba.com)
Harga bahan asam asetat	: US \$ 0,42 / kg	(www.alibaba.com)
Harga bahan oksigen	: US \$ 0,5 / kg	(www.alibaba.com)
Katalis Palladium silikat	: US \$ 1,24 / kg	(www.alibaba.com)
Harga produk vinil asetat	: US \$ 3,1 / kg	(www.alibaba.com)

4.7.3 Perhitungan Biaya

4.7.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran–pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas–fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital *investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

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

4.7.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

4.7.3.3 *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.7.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

4.7.4.1 Percent Return On Investment

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

4.7.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

4.7.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah :

1. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Dimana :

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4.7.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah dimana pabrik mengalami kerugian sebesar fixed cost sehingga pabrik harus ditutup.

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

4.7.4.5 Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return(DCFR) adalah:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

4.7.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Vinil asetat memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing-masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 4.23 *Physical Plant Cost*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Harga Alat	10.506.509.033	888.500
2	Instalasi	1.707.305.497	144.381
3	Pemipaan	3.759.686.509	317.944
4	Instrumentasi	1.082.006.058	91.502
5	Isolasi	374.458.201	31.667
6	Instalasi Listrik	840.520.723	71.080
7	Pembelian Tanah dan Perbaikan	99.764.800.000	8.436.770
8	Pembuatan Bangunan dan Perlengkapan	7.422.400.000	627.687
9	Utilitas	12.322.311.072	1.042.056
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		137.779.997.093	11.651.585

Tabel 4.24 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	27.555.999.419	2.330.317
Total (DPC + PPC)		165.335.996.511	13.981.902

Tabel 4.25 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	165.335.996.511	13.981.902
2	Kontraktor	6.613.439.860	559.276
3	Biaya tak terduga	16.533.599.651	1.398.190
Fixed Capital Investment (FCI)		188.483.036.023	15.939.369

Tabel 4.26 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	636.493.531.886	53.826.091
2	<i>Labor</i>	1.081.200.000	91.433
3	<i>Supervision</i>	108.120.000	9.143
4	<i>Maintenance</i>	75.684.000	6.400
5	<i>Plant Supplies</i>	11.352.600	960
6	<i>Royalty and Patents</i>	11.126.095.200	940.896
7	<i>Utilities</i>	59.900.796.566	5.065.606
Direct Manufacturing Cost (DMC)		708.796.780.251	59.940.531

Tabel 4.27 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	216.240.000	18.287
2	<i>Laboratory</i>	216.240.000	18.287
3	<i>Plant Overhead</i>	756.840.000	64.003
4	<i>Packaging and Shipping</i>	55.630.476.000	4.704.480
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		56.819.796.000	4.805.057

Tabel 4.28 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	18.848.303.602	1.593.937
2	<i>Property taxes</i>	7.539.321.441	637.575
3	<i>Insurance</i>	1.884.830.360	159.394
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		28.272.455.403	2.390.905

Tabel 4.29 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	708.796.780.251	59.940.531
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	56.819.796.000	4.805.057
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	28.272.455.403	2.390.905
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		793.889.031.655	67.136.493

Tabel 4.30 *Working Capital (WC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	53.041.127.657	4.485.508
2	<i>In Process Inventory</i>	396.944.515.827	33.568.247
3	<i>Product Inventory</i>	66.157.419.305	5.594.708
4	<i>Extended Credit</i>	92.717.460.000	7.840.800
5	<i>Available Cash</i>	66.157.419.305	5.594.708
<i>Working Capital (WC)</i>		675.017.942.094	57.083.970

Tabel 4.31 *General Expense (GE)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	47.633.341.899	4.028.190
2	<i>Sales expense</i>	79.388.903.165	6.713.649
3	<i>Research</i>	39.694.451.583	3.356.825
4	<i>Finance</i>	34.540.039.125	2.920.934
<i>General Expense (GE)</i>		201.256.735.772	17.019.597

Tabel 4.32 *Total Production Cost (TPC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	793.889.031.655	67.136.493
2	<i>General Expense (GE)</i>	201.256.735.772	17.019.597
<i>Total Production Cost (TPC)</i>		995.145.767.427	84.156.090

Tabel 4.33 *Fixed cost (Fa)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	18.848.303.602	1.593.937
2	<i>Property taxes</i>	7.539.321.441	637.575
3	<i>Insurance</i>	1.884.830.360	159.394
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		28.272.455.403	2.390.905

Tabel 4.34 *Variable Cost (Va)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	636.493.531.886	53.826.091
2	<i>Packaging & shipping</i>	55.630.476.000	4.704.480
3	<i>Utilities</i>	59.900.796.566	5.065.606
4	<i>Royalties and Patents</i>	11.126.095.200	940.896
<i>Variable Cost (Va)</i>		763.150.899.651	64.537.074

Tabel 4.35 *Regulated Cost (Ra)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	1.081.200.000	91.433
2	<i>Plant overhead</i>	756.840.000	64.003
3	<i>Payroll overhead</i>	216.240.000	18.287
4	<i>Supervision</i>	108.120.000	9.143
5	<i>Laboratory</i>	216.240.000	18.287
6	<i>Administration</i>	47.633.341.899	4.028.190
7	<i>Finance</i>	34.540.039.125	2.920.934
8	<i>Sales expense</i>	79.388.903.165	6.713.649
9	<i>Research</i>	39.694.451.583	3.356.825
10	<i>Maintenance</i>	75.684.000	6.400
11	<i>Plant supplies</i>	11.352.600	960
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		199.742.302.483	17.228.111

4.7.2. Analisa Keuntungan

Harga jual vinil asetat	= Rp 36.657,50
<i>Annual Sales</i> (Sa)	= Rp 1.112.609.520.000
<i>Total Cost</i>	= Rp 995.145.767.426,86
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 117.463.752.573,14
Pajak Pendapatan	= 40%
Keuntungan setelah pajak	= Rp 70.478.251.544,00

4.7.3 Hasil Kelayakan Ekonomi

4.7.3.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

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

ROI sebelum pajak = 62,32 %

ROI sesudah pajak = 37,39 %

4.7.3.2 *Pay Out Time (POT)*

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

POT sebelum pajak = 1,60 tahun

POT sesudah pajak = 2,67 tahun

4.7.3.3 Break Even Point (BEP)

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

$$\text{BEP} = 43,21 \%$$

4.7.3.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 29,55 \%$$

4.7.3.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp. 188.483.036.023,00

Working Capital = Rp 675.017.942.094,00

Salvage Value (SV) = Rp 28.272.455.403,44

Cash flow (CF) = *Annual profit + depresiasi + finance*

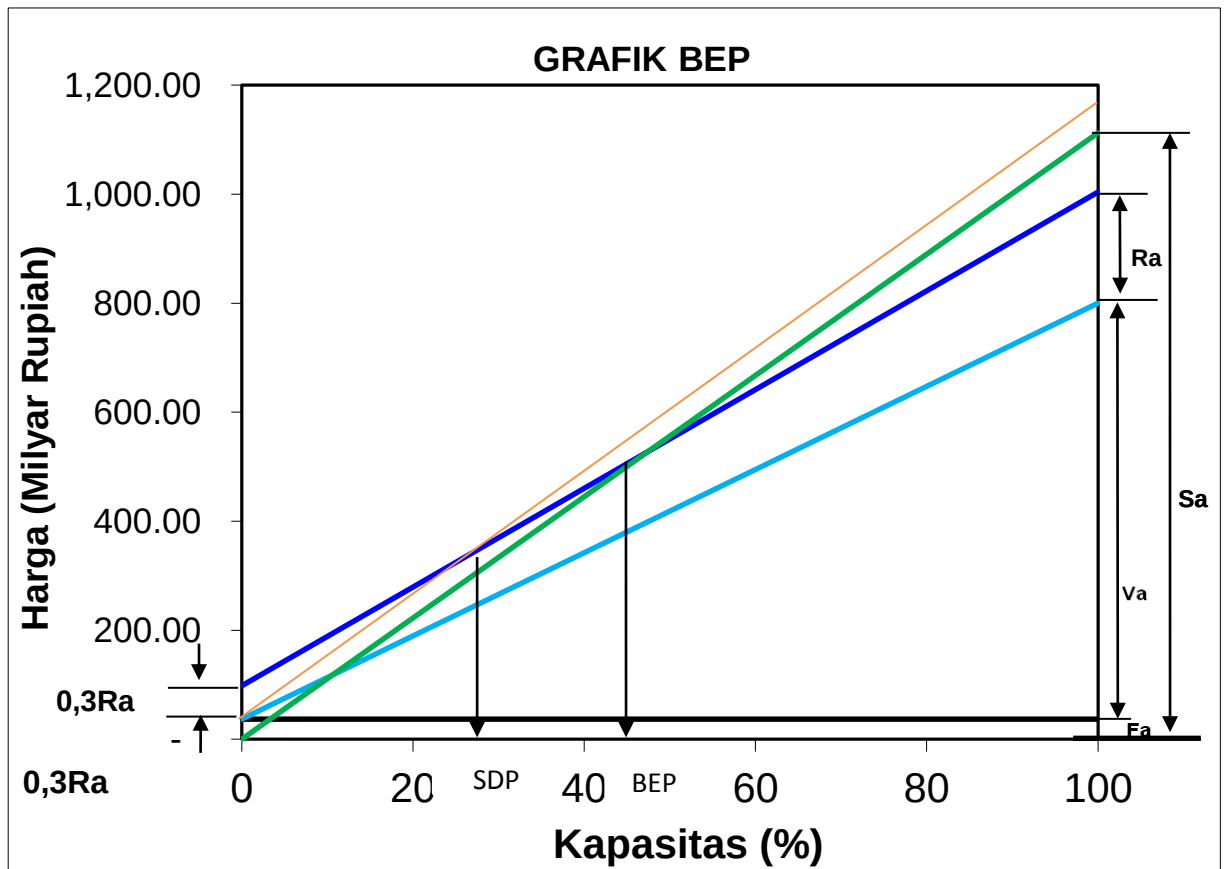
CF = Rp 123.866.594.270,84

Discounted cash flow dihitung secara *trial & error*

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

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 13,98 \%$



Gambar 4.8 Grafik Break Even Point

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik pembuatan Vinil asetat dari etilen, asam asetat dan oksigen dengan kapasitas 30.000 ton/tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena :

1. Berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta lokasi pabrik, maka pabrik Vinil asetat dari etilen, asam asetat dan oksigen ini tergolong pabrik beresiko sedang.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut :

- 1) Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 117.463.752.573,14 /tahun, dan keuntungan setelah pajak (40%) sebesar Rp 70.478.251.544,00 / tahun.

- 2) *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 62,32 %, dan ROI setelah pajak sebesar 37,39 %. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries & Newton, 1955).

- 3) *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 1,67 tahun dan POT setelah pajak selama 2,67 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

- 4) *Break Event Point* (BEP) pada 43,21 %, dan *Shut Down Point* (SDP) pada 29,55 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
- 5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 13,98 %. Suku bunga pinjaman di bank saat ini adalah 7 %. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 x suku bunga pinjaman bank ($1,5 \times 7 \% = 10,5 \%$).

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik vinil asetat dari etilen, asem asetat dan oksigen dengan kapasitas 30.000 ton/tahun ini 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. Direkomendasikan menggunakan bahan baku udara sebagai pengganti oksigen murni dengan pertimbangan agar dapat memperbesar dimensi reaktor.
4. Produk vinil asetat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Anonim, 2008a, *Petrochemicals From Ethylene*, <http://www.migas-indonesia.com>: 10 Mei 2014.
- Anonim, 2008b, *Acetic Acid: Benefits and Application*, <http://www.lyondellbasell.com>: 9 Mei 2014.
- Anonim, 2008c, *Acetic Acid*, <http://www.thw-innovation-group.com>: 29 April 2014.
- Anonim, 2008d, *Vinyl Asetat*, <http://www.wikipedia.com>: 9 Mei 2014.
- Anonim, 2008f, *Vinyl Asetat*, <http://www.the-innovation-group.com> : 12 Juni 2014.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Biro Pusat Statistik, 2008-2013, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York.
- Dimian, Alexandre C. And Bildea, Costin Sorin., 2008, *Chemical Process Design*, WILEY-VCH Verlag GmbH & Co: Weinheim.

- Geankoplis, C.J., 1983, *Transport Process and Unit Operation*, 2nd ed., Allyn and Bacon Inc., Boston
- Gunardson, Harold., 1998, *Industrial Gases in Petrochemical Processing*, Marcel Dekker Inc : New York.
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1949, *Encyclopedia of Chemical Technology*, New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Levenspiel, O., 1999, *Chemical Reaction Engineering*, 3rd ed., John Wiely and Sons, Inc., New York
- Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1999, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 7th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Powell, S.P., 1954, *Water Conditioning for Industry*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Reklaitis, G.V., 1983, *Introduction to Material and Energy Balance*, New York : McGraw-Hill Book Company.

R.K.Sinnot, 1983, "*An Introduction to Chemical Engineering Design*",

Pergamon Press

Walas, Stanley M., 2005, *Chemical Proses equipment Departement of Chemical and Petroeum Engineering*, University of Kansas.

Yaws, C.L., 1988, "*Chemical Properties Handbook*", Mc. Graw Hill Book Co., Tokyo,.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara etilen, asam asetat dan oksigen menjadi vinil asetat

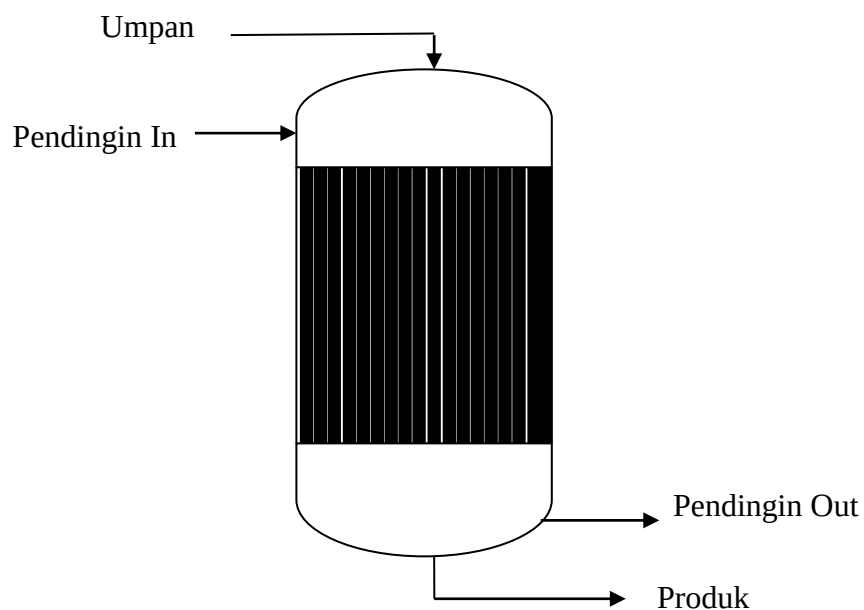
Kondisi Operasi : Suhu = 170°C

Tekanan = 8 atm

Reaksi = Eksotermis

Tujuan :

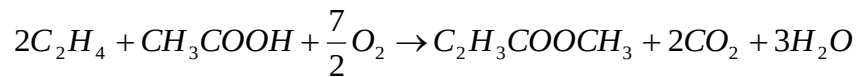
1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung pressure drop
3. Menghitung berat katalis
4. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
5. Menentukan dimensi reaktor



A-1

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:

Reaksi Utama :



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- b. Digunakan katalis yang berumur panjang (4 tahun)
- c. Reaksi sangat eksotermis, sehingga perlu luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin bisa optimal
- d. Pressure drop gas pada reaktor *fixed bed* lebih kecil, jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed*
- e. Untuk reaksi yang sangat eksotermis, pengendalian suhunya relatif lebih mudah, jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed*
- f. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- g. Konstruksi reaktor lebih sederhana, jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed*, sehingga lebih mudah pengoperasiannya, karena tidak perlu ada regenerasi katalis
- h. Karena konstruksinya yang sederhana, maka biaya pembuatan, operasional dan perawatannya relatif lebih murah

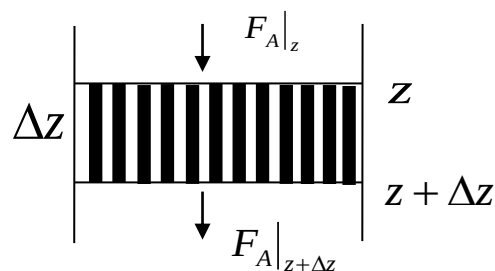
(Hill, hal 425-431)

2. Persamaan – persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca massa reaktor

Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa $\text{CH}_3\text{COOC}_2\text{H}_5$ pada elemen volume :

Input – Output – Yang bereaksi = 0



Input - Output - Yang Bereaksi = 0

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} - (-r_A)dV = 0$$

$$dV = A \times \varepsilon \times \Delta Z$$

Dimana : $A = \frac{\pi \times Di^2}{4}$

Maka : $dV = \frac{\pi \times Di^2 \times \varepsilon \times \Delta Z}{4}$

Sehingga : $F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z} - (-r_A) \frac{\pi \times Di^2 \times \varepsilon \times \Delta Z}{4} = 0$

Lim $\Delta Z \rightarrow 0$

Sehingga : $\frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \frac{(-r_A) \pi \times Di^2 \times \varepsilon}{4}$

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

Dimana : $F_A = F_{A0}(1 - X_A)$

Sehingga : $dF_A = -F_{A0} dX_A$

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

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

$$(-r_A) = K.C_A.C_B$$

Dimana : $K = 3,5.10^4 \exp\left(\frac{-2490}{RT}\right)$

Sehingga : $\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(K.C_A.C_B)\pi D_i^2 \varepsilon}{4F_{A0}}$

dV = volume gas diantara katalis pada elemen volum

dimana :

$$F_A|_{z+\Delta z} = \text{umpan gas yang berada pada titik } z+\Delta z$$

$$F_A|_z = \text{Umpan gas yang berada pada titik } z$$

$$F_A = \text{Gas setelah reaksi}$$

$$F_{A0} = \text{Gas sebelum reaksi (mula-mula)}$$

$$A = \text{Luas lingkaran (tube)}$$

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

$$\varepsilon = \text{porositas}$$

$$(-r_A) = \text{kecepatan reaksi} = k C_A.C_B$$

$$k = \text{konstanta kesetimbangan reaksi}$$

$$C_A.C_B = \text{konsentrasi komponen}$$

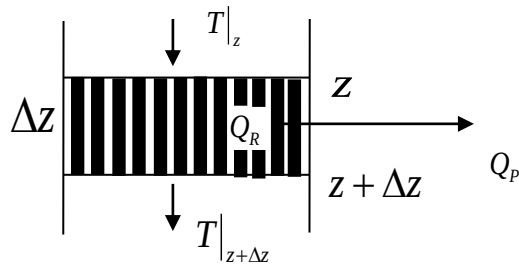
Z = tebal tumpukan katalisator

D_i = diameter dalam pipa

Tabel.1 Komposisi Dengan Perhitungan Kapasitas Reaktor 1

Komponen	BM	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	kmol output
C_2H_4	28	2491,6944	49,8339	1,7798
CH_3COOH	60	4983,3887	53,3935	0,8899
O_2	32	2669,6725	99,6678	3,1146
$C_2H_3COOCH_3$	86		3750,0000	43,6047
CO_2	44		3837,2093	87,2093
H_2O	18	4,1068	2358,7579	131,0421
Total		10148,8624	10148,8624	267,6404

b. Neraca panas elemen volume



Input - Output = Acc

Dimana : $Q = m.C_p.\Delta T$

Sehingga : $\sum m_i.C_{p_i}.(T|_z - T_o) - (\sum m_i.C_{p_i}.(T|_{z+\Delta z})) - Q_R - Q_P = 0$

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

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

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

Sehingga :

$$\sum m_i.C_{p_i}.(T|_z - T|_{z+\Delta z}) - \Delta H_R.n_{A_o}.\Delta X_A - U.\pi.D_o.\Delta z.(T - T_s) = 0$$

$$\sum m_i.C_{p_i}.(T|_z - T|_{z+\Delta z}) = \Delta H_R.n_{A_o}.\Delta X_A + U.\pi.D_o.\Delta z.(T - T_s)$$

$$(T|_z - T|_{z+\Delta z}) = \frac{\Delta H_R.n_{A_o}.\Delta X_A + U.\pi.D_o.\Delta z.(T - T_s)}{\sum m_i.C_{p_i}}$$

: Δz

$$\frac{(T|_z - T|_{z+\Delta z})}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R \cdot n_{Ao} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z (T - T_s)}{\sum m_i C_{p_i}}$$

$$\frac{\Delta T}{\Delta z} = \frac{\Delta H_R \cdot n_{Ao} \cdot \Delta X_A + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot \Delta z (T - T_s)}{\sum m_i C_{p_i}}$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{\Delta H_R \cdot n_{Ao} \cdot \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T - T_s)}{\sum m_i C_{p_i}}$$

Dimana:

$T|_z$ = suhu masuk yang berada pada titik z

$T|_{z+\Delta z}$ = Suhu reaksi yang berada pada titik z+Δz

$\frac{dT}{dZ}$ = Perubahan Suhu persatuan panjang katalis

n_{Ao} = Mol umpan mula-mula

ΔH_R = Panas Reaksi

m_i = Massa gas komponen

U = Overall heat transfer coefficient

Do = Diameter luar

T = Suhu gas

Ts = Suhu penelitian

Ts = Kapasitas panas

Q = Kalor

Cp = Kapasitas kalor

c. Neraca Panas Pada Pendingin

Pendingin yang dipakai adalah Dowtherm A yang stabil pada suhu 93,3 – 540 °C

Komposisi Dowtherm A : - 73,5 % Diphenyl Oxyde
- 26,5 % Diphenyl

Sifat-sifat fisis Dowtherm A (T dalam K) dari Hydrocarbon Processing.

$$C_p = 0.1152 + 0.0003402 T \text{ cal/gr.K}$$

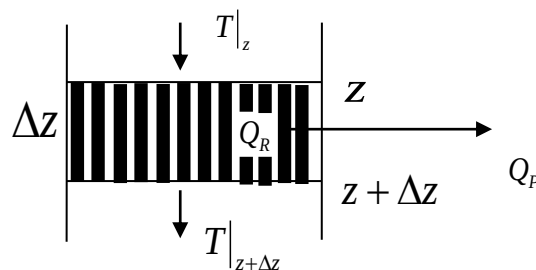
$$\rho = 1.3644 - 9.7073 \cdot 10^{-4} T \text{ g/cm}^3$$

$$\mu = 35.5898 - 6.04212 T \text{ (g/cm.J)}$$

$$k = 1.512 - 0.0010387 T \text{ cal/g.cm.K}$$

Aliran pendingin dalam reaktor searah dengan aliran gas

Neraca Panas pada elemen volum



$$\text{input} - \text{output} = 0$$

$$H_s|_z - H_s|_{z+\Delta z} + Q_p = 0$$

$$m_p \cdot C_{p_p} (T_s|_z - T_o) + Q_p - m_p \cdot C_{p_p} (T_s|_{z+\Delta z} - T_o) = 0$$

$$m_p \cdot C_{p_p} (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) = -Q_p$$

$$\text{Dimana} \quad : \quad Q_p = U \pi D_o \Delta z (T - T_s)$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 m_p \cdot C_{p_p} (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) &= U\pi D_o \Delta z (T - T_s) \\
 (T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z}) &= \frac{U\pi D_o \Delta z (T - T_s)}{m_p \cdot C_{p_p}} \\
 \frac{(T_s|_z - T_s|_{z+\Delta z})}{\Delta z} &= \frac{U\pi D_o (T - T_s)}{m_p \cdot C_{p_p}} \\
 \frac{\Delta T_s}{\Delta z} &= \frac{U\pi D_o (T - T_s)}{m_p \cdot C_{p_p}}
 \end{aligned}$$

Lim $\Delta z \rightarrow 0$

Sehingga : $\frac{dT_s}{dz} = \frac{U\pi D_o (T - T_s)}{m_p \cdot C_{p_p}}$

d. Penurunan Tekanan

Dalam pipa = penurunan tekanan dalam pipa berisi katalisator (Fixed bed) digunakan rumus 11.6 (chapter 11 hal 492 “ Chemical Reactor Design For Process Plants”.

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

Persamaan diatas dapat ditulis :

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

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

Sehingga : $\frac{dP}{dz} = \frac{G}{\rho \cdot g_c \cdot D_p} \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right]$

Dimana :

G = Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm^3

ρ = Densitas gas, gr/cm^3

dP = Densitas pertikel katalisator, cm

g_c = Gaya Gravitasi, cm/det^2

ε = Porosity tumpukan katalisator

μ_s = Viskositas gas, gr/cm jam

3. Data – data sifat fisis bahan

a. Menentukan umpan Y_i masuk

Tabel.2 Umpan Y_i Masuk Reaktor 1

Komponen	BMi	Massa	Mol	Y_i
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	
C_2H_4	28	2491,6944	88,9891	0,3480
CH_3COOH	60	4983,3887	83,0565	0,3248
O_2	32	2669,6725	83,4273	0,3263
$\text{C}_2\text{H}_3\text{COOCH}_3$	86	0,0000	0,0000	0,0000
CO_2	44	0,0000	0,0000	0,0000
H_2O	18	4,1068	0,2282	0,0009
Total		10148,8624	255,7010	1,0000

b. Menentukan volume gas reaktor

$$PV = nRT$$

$$n = 11,0305 \text{ mol/dtk}$$

$$R = 82,05 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.}^\circ\text{K}$$

$$P = 8 \text{ atm}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = 23692,2363 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

c. Menentukan densitas umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} = \frac{(8 \text{ atm}) \left(39,7097 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \right)}{\left(82,05 \text{ atm} \cdot \frac{\text{cm}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) (443 \text{ K})(1)} = 0,0185 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

d. Menentukan viskositas umpan

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

Tabel 3 Data Viskositas Umpan Masuk Reaktor 1

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₄	-3,985	3,8726E-01	-1,1227E-04
CH ₃ COOH	-28,660	2,3510E-01	2,2087E-04
O ₂	44,224	5,6200E-01	-1,1300E-04
C ₂ H ₃ COOCCH ₃	-7,462	3,0466E-01	-5,7544E-05
CO ₂	11,363	4,9918E-01	-1,0876E-04
H ₂ O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05

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

Tabel.4 Perhitungan Viskositas Umpan Masuk Reaktor 1

Komponen	Yi	η gas mikropoise	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
			(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
C ₂ H ₄	0,3480	145,5383	0,000015	0,0524	0,000013
CH ₃ COOH	0,3248	118,8348	0,000012	0,0428	0,000010
O ₂	0,3263	271,0139	0,000027	0,0976	0,000024
C ₂ H ₃ COOCH ₃	0,0000	116,2094	0,000012	0,0418	0,000010
CO ₂	0,0000	211,1557	0,000021	0,0760	0,000018
H ₂ O	0,0009	150,0418	0,000015	0,0540	0,000013
Total		1012,7939	0,000101	0,3646	0,000088

Tabel.4 Perhitungan Viskositas UmpanMasuk Reaktor 1 (lanjutan)

Komponen	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	η gas mikropoise
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	
C ₂ H ₄	0,0000051	0,018234	0,000004	50,6503
CH ₃ COOH	0,0000039	0,013896	0,000003	38,5998
O ₂	0,0000089	0,031832	0,000008	88,4234
C ₂ H ₃ COOCH ₃	0,0000000	0,000000	0,000000	0,0000
CO ₂	0,0000000	0,000000	0,000000	0,0000
H ₂ O	0,0000000	0,000048	0,000000	0,1339
Total	0,0000178	0,064011	0,000015	177,8073

$$\begin{aligned}\mu_{\text{gas}} &= 0,000018 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,00018 \text{ g/cm.s}\end{aligned}$$

e. Menentukan konduktivitas gas umpan

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

Tabel 5 Data Konduktivitas Umpan Masuk Reaktor 1

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₄	-0,00123	3,6219E-05	1,2459E-07
CH ₃ COOH	0,00234	-6,5956E-06	1,1569E-07
O ₂	0,00121	8,6157E-05	-1,3348E-08
H ₂ O	0,0053	4,7093E-05	4,9551E-08

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

Tabel 6 Perhitungan Konduktivitas Umpan Reaktor 1

Komponen	y_i	k_{gas}	$y_i \cdot k_{\text{gas}}$
		W/m.K	W/m.K
C ₂ H ₄	0,3480	3,9266E-02	1,3665E-02
CH ₃ COOH	0,3248	2,2122E-02	7,1857E-03
O ₂	0,3263	3,6758E-02	1,1993E-02
C ₂ H ₃ COOCH ₃	0,0000	0,0000	0,0000E+00
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000E+00
H ₂ O	0,0009	3,5887E-02	3,2020E+00
Total	1,0000	1,3403E-01	3,2876E-02

$$\begin{aligned}
 k_{\text{campuran}} &= 0,0329 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,1183 \text{ kJ/jam.m.K} \\
 &= 0,0283 \text{ kkal/jam.m.K} \\
 &= 0,0001 \text{ kal/dtk.cm.K}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan kapasitas panas campuran gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel .7 Data Kapasitas Panas Umpan Reaktor 1

Komponen	A	B	C	D	E
C ₂ H ₄	32,083	-0,014831	0,00024774	-2,37660E-07	6,8274E-11
CH ₃ COOH	34,850	0,037626	0,00028311	-3,0767E-07	9,2646E-11
O ₂	29,526	-0,0088999	3,80830E-05	-3,26290E-08	8,8607E-12
H ₂ O	33,933	-0,0084186	2,99060E-05	-1,78250E-08	3,6034E-12

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

Tabel.8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas Reaktor Stage 1

Komponen	y _i	BM	C _p	C _p	C _p	C _{pi} = y _i .C _p
		(kg/kmol)	J/mol.K	kJ/kmol.K	kJ/kg.K	kJ/kg.K
C ₂ H ₄	0,3480	28	56,0993	56,0993	2,0035	0,6973
CH ₃ COOH	0,3248	60	83,8982	83,8982	1,3983	0,4542
O ₂	0,3263	32	30,5616	30,5616	0,9551	0,3116
C ₂ H ₃ COOCCH ₃	0,0000	86	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	44	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0009	18	34,6617	34,6617	1,9256	0,0017
Total	1,0000	268	205,2209	205,2209	6,2826	1,4648

Tabel.8 Perhitungan Kapasitas Panas Campuran Gas1 (Lanjutan)

Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	Kjoule/jam.K	Kjoule/kmol.K
C ₂ H ₄	2491,6944	1737,3954	19,5237
CH ₃ COOH	4983,3887	2263,4311	27,2517
O ₂	2669,6725	831,8763	9,9713
C ₂ H ₃ COOCH ₃	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	4,1068	0,0071	0,0309
Total	10148,8624	4832,7129	56,7776

$$C_p \text{ campuran} = 56,7974 \text{ kJoule/kmol.K}$$

$$= 4837,0217 \text{ kJoule/jam.K}$$

$$= 1,4644 \text{ kJoule/kg.K}$$

g. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p dT$$

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

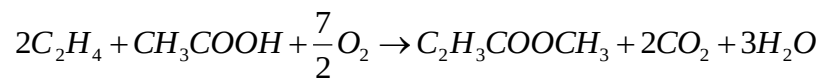
Tabel 9 Data Panas Reaksi Reaktor 1

Komponen	A	B	C	D	E
C ₂ H ₄	32,083	-0,014831	0,00024774	-2,37660E-07	6,8274E-11
CH ₃ COOH	34,850	0,037626	0,00028311	-3,0767E-07	9,2646E-11
O ₂	29,526	-0,0088999	3,80830E-05	-3,26290E-08	8,8607E-12
C ₂ H ₃ COOCH ₃	27,437	0,042315	-1,9555E-05	3,9968E-09	-2,9872E-13
CO ₂	27,664	0,23366	0,000062106	1,6972E-07	5,7917E-11
H ₂ O	33,933	-0,0084186	2,99060E-05	-1,78250E-08	3,6034E-12

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

Tabel 10 Perhitungan Panas Reaksi Reaktor 1

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH(J/mol)	ΔH(kJ/kmol)
C ₂ H ₄	52,30	52300	7390,9013	7230,4268
CH ₃ COOH	-434,84	-434840	11488,8978	10698,4114
O ₂	0,00	0	4342,2607	4347,0658
C ₂ H ₃ COOCH ₃	-315,70	-315700	19285,9615	5887,1623
CO ₂	-393,50	-393500	5813,1861	19285,9615
H ₂ O	-241,80	-241800	4939,6612	4944,9871
Total	-1333,54	-1333540	53260,8687	52394,0154



Dari data didapat:

$$\Delta H_R 298 = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= -1497860 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_r = 22275,9040 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_p = 30118,1113 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{R_{total}} = -1490017,7927 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -355884,7879 \text{ kkal/kmol}$$

h. Data sifat katalis

Jenis : Palladium silikat

Bentuk : Padat

Ukuran, D : 0,1 cm

Density : 3,0054 gr/cm³

Porositas : 0,5

4. Dimensi reaktor

a. Menentukan ukuran dan jumlah tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih besar.

Pengaruh ratio D_p / D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu h_w/h telah diteliti oleh Colburn's (smith hal 571) yaitu :

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

(Smith, Chem Kinetik Eng, P.571)

dipilih $D_p/D_t = 0,15$

dimana :

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,1 \text{ cm}$$

$$D_t = 0,1/0,15 = 0,67 \text{ cm} = 0,262 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik.

Dari table.11 Kern dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size = 0,375 in

Outside diameter = 0,675 in = 1,7145 cm

Schedule number = 40

Inside diameter = 0,493 in = 1,2522 cm

Flow area per pipe = 0,192 in²

Surface per in ft = 0,177 ft²/ft

Aliran dalam pipa turbule dipilih $N_{Re} = 3100$

$$N_{Re} = \frac{G_g D_t}{\mu_g}$$

$$G_t = \frac{\mu_g N_{Re}}{D_t}$$

Dalam hubungan ini:

μ_g = viskositas umpan = 0,00018 g/cm.det

D_t = Diameter tube = 0,67 cm

$$G_t = \frac{Re \cdot \mu}{D_p}$$

$$G_t = \frac{(3100)(0,00018)}{0,1} = 5,5128 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^2 \cdot \text{s}} = 198460,6140 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam}}$$

Digunakan 1 buah reaktor :

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

$$A_t = \frac{2817,9877}{5,5128} = 511,1722 \text{ cm}^2$$

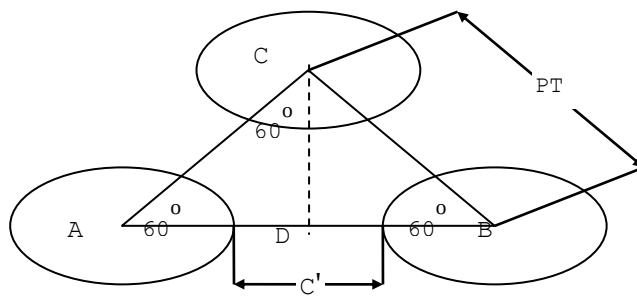
$$\begin{aligned}\text{Luas penampang pipa } (A_o) &= \left(\frac{\pi}{4}\right) ID^2 = \left(\frac{3,14}{4}\right) \times 1,2511^2 \\ &= 1,2309 \text{ cm}^2\end{aligned}$$

Jumlah pipa dalam reaktor

$$\begin{aligned}N_{t_{Max}} &= \frac{A_t}{A_o} \\ &= \frac{511,1722}{1,2309} = 415,2755 \text{ buah} = 415 \text{ buah}\end{aligned}$$

b. Menghitung diameter dalam reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch.



$$\begin{aligned}P_t &= 1,25 \times OD_t \\ &= 1,25 \times 0,675 = 0,8438 \text{ in} \\ C' &= P_T - OD \\ &= 0,8438 - 0,675 = 0,1688 \text{ in}\end{aligned}$$

untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total (A total)

luas shell = Luas segitiga

$$A_{total} = 2 \times N_t \times \text{Luas } \Delta ABC$$

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

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

Jadi :

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

$$ID = 45,8559 \text{ cm}$$

Jadi, diameter dalam reaktor = 45,8559 cm = 18,0535 in

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers.13-1, p.254})$$

Dimana :

t_s = tebal shell, in

E = efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell, tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

Bahan yang digunakan Carbon Steel SA 283 Grade C

E = 0,85(double welded butt joint, tabel 13.2, P.254)

f = 12650 psi

$$C = 0,125$$

$$R = ID/2 = (18,0595/2) \text{ in}$$

$$P = 117,60 \text{ psi}$$

$$\text{Jadi } P = (120/100) * P = 141,1200 \text{ psi}$$

$$\text{maka } t_s = \frac{141,1200 \times (18,0535 / 2)}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 141,1200} + 0,125$$

$$= 0,2444 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding reaktor standar 1/4 in

$$\text{Diameter luar reaktor} = ID + 2 * t_s$$

$$= 18,0595 + (2 * 0,2445)$$

$$= 18,5535 \text{ in}$$

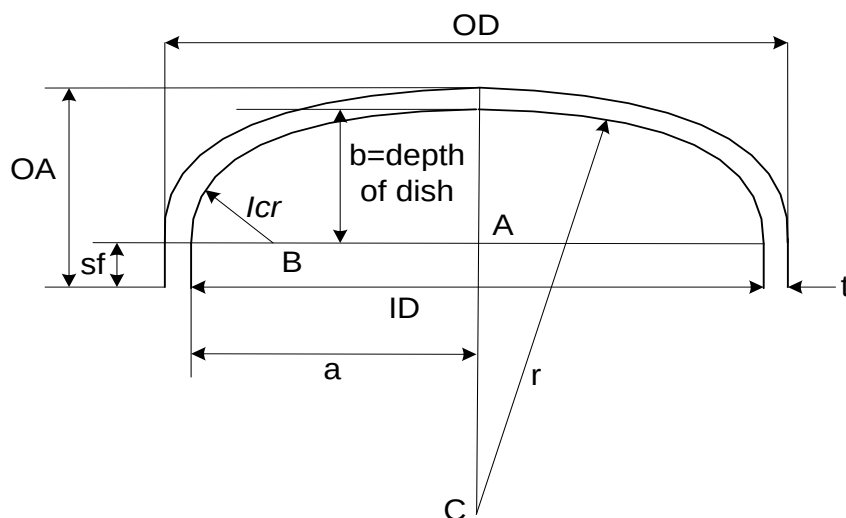
Sehingga dipilih diameter luar reaktor 20 in.

5. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk head : Elipstical Dished Head

Bahan yang digunakan: Carbon Steel SA 283 Grade C



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Brownell, 1979})$$

P = tekanan design, psi = 141,1200 psi

IDs = diameter dalam reactor, in = 18,0595 in

F = maksimum allowable stress, psi = 12650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,85

C = faktor korosi, in = 0,125

$$\begin{aligned} \text{maka } t_h &= \frac{141,1200 \times 18,0535}{2 \times 12650 \times 0,85 - 0,2 \times 141,1200} + 0,125 \\ &= 0,2436 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal head reaktor standar 1/4 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

Ods = 20 in

$$t_s = 0,250 \text{ in}$$

$$\text{didapat : } i_{rc} = 1,25 \text{ in}$$

$$r = 20 \text{ in}$$

$$a = ID_s/2 = 9,0268 \text{ in}$$

$$AB = a - i_{rc} = 7,5268 \text{ in}$$

$$BC = r - i_{rc} = 18,5000 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 16,8996 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 3,1004 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan $t_h = 1/4 \text{ in}$ didapat $s_f = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2}$

in perancangan digunakan $s_f = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$

Tinggi head reaktor dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} h_H &= t_h + b + s_f \\ &= (0,25 + 2,9402 + 2 \frac{1}{2}) \text{ in} \\ &= 5,8504 \text{ in} \\ &= 0,1486 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Menghitung tinggi reaktor

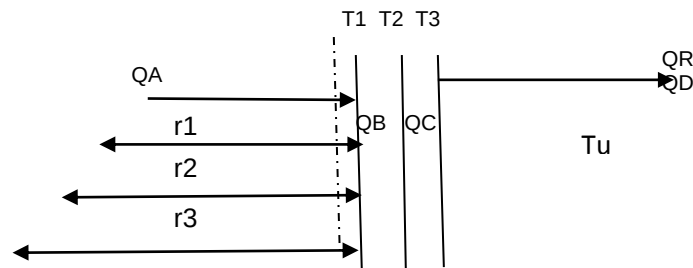
$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= \text{panjang tube} + 2x \text{ tinggi head top} \\ HR &= 271,6537 \text{ in} + (2 \times 5,8504) \text{ in} \\ &= 283,3544 \text{ in} \\ &= 7,1972 \text{ m} \end{aligned}$$

6. Tebal isolasi reaktor

Asumsi :

- Suhu dalam reaktor = suhu permukaan dinding dalam shell = suhu pendingin rata-rata
- Keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$

c. Suhu dinding luar isolasi isothermal



Keterangan :

 r_1 = jari-jari dalam reaktor r_2 = jari-jari luar reaktor r_3 = jari-jari isolator luar Q_A = Perp. Konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor Q_B = Perp. Konduksi melalui dinding reaktor Q_C = Perp. Konduksi melalui isolator Q_D = Perp. konveksi dari permukaan luar isolator Q_R = Perp. Panas radiasi T_1 = Suhu dinding dalam reaktor T_2 = Suhu dinding luar reaktor T_3 = Suhu isolator luar T_u = Suhu udara luar

sifat-sifat fisis bahan

* bahan isolasi : asbestos, dengan sifat-sifat fisis (kern) :

$$K_{is} = 0,17134 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\varepsilon = 0,96$$

* carbon steel : $k_s = 43,3213 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$

* sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (Holman, 1988. Daftar A-5)

$$T_f = 313 \text{ K}$$

$$\nu = 0,000017 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,027225 \text{ W/m.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Pr} = 0,70489$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,00001906 \text{ kg/m.s}$$

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

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 = 0,2294 \text{ m}$$

$$r_2 = 0,2540 \text{ m}$$

$$L = 6,9 \text{ m}$$

a. Perpindahan panas konduksi

$$Q_B = \frac{2.\pi.k_s.L.(T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \quad \dots\dots(a)$$

$$Q_C = \frac{2.\pi.k_{is}.L.(T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \quad \dots\dots(b)$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = hc.A.(T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc.2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_4) \quad \dots\dots(c)$$

Karena $\text{Gr}_L.\text{Pr} > 10^9$, sehingga :

$$hc = 1,31.(\Delta T)^{1/3}$$

$$\text{Gr}_L = \frac{g.\beta.(T_3 - T_u).L^3}{\nu^2}$$

c. Panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

.....(d)

kemudian persamaan a, b, c dan d ditrial menggunakan excel dan didapat :

$$T_2 = 459,2345\text{K}$$

$$\text{Tebal isolasi (x)} = 9,9332 \text{ cm}$$

7. Menghitung Tinggi Reaktor

Untuk menghitung tinggi reaktor digunakan metode Rungu Kutta.

a. Menentukan Δz

Δz diasumsikan 0,1

b. Menentukan suhu pendingin yang masuk ke dalam Shell (T_s)

Untuk $\Delta z = 0$ maka suhu pendingin yang masuk (T_s) adalah 373 K,

sementara untuk $\Delta z > 0$ menggunakan rumus :

$$T_{s(\text{pada } \Delta z > 0)} = T_{s(\text{pada } \Delta z = 0)} + (\Delta z_{\text{asumsi}} \times dT_s/dz)$$

c. Menentukan $\int \Delta C_P \cdot dT$ (j/mol)

d. Menentukan ΔH_R

e. Menentukan konsentrasi arus (r_A)

f. Menentukan dx/dz ; dT/dz ; dT_s/dz ; dP/dz

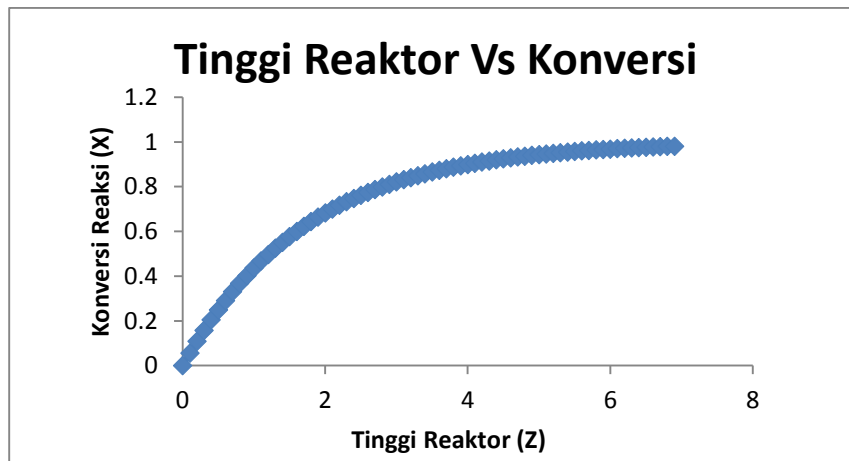
Dibawah ini adalah hasil perhitungan tinggi reaktor dengan metode Rungu Kutta :

Tabel 11 Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range Kutta Reaktor 1

Δz	0,1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	443,0000	363
0,10	0,05561	445,4300	362,0944
0,20	0,10813	447,6467	361,1929
0,30	0,15774	449,6746	360,2951
0,40	0,20458	451,5345	359,4010
0,50	0,24883	453,2442	358,5103
0,60	0,29061	454,8189	357,6228
0,70	0,33008	456,2720	356,7384
0,80	0,36735	457,6151	355,8569
0,90	0,40255	458,8585	354,9783
1,00	0,43579	460,0112	354,1023
1,10	0,46718	461,0811	353,2289
1,20	0,49683	462,0754	352,3580
1,30	0,52483	463,0003	351,4895
1,40	0,55127	463,8615	350,6233
1,50	0,57625	464,6642	349,7593
1,60	0,59983	465,4130	348,8976
1,70	0,62210	466,1120	348,0379
1,80	0,64314	466,7649	347,1803
1,90	0,66300	467,3753	346,3247
2,00	0,68176	467,9462	345,4711
2,10	0,69947	468,4805	344,6194
2,20	0,71620	468,9807	343,7695
2,30	0,73200	469,4494	342,9215
2,40	0,74692	469,8886	342,0753
2,50	0,76101	470,3004	341,2308
2,60	0,77432	470,6867	340,3881
2,70	0,78689	471,0490	339,5470
2,80	0,79875	471,3892	338,7076
2,90	0,80996	471,7085	337,8699
3,00	0,82054	472,0084	337,0338
3,10	0,83054	472,2901	336,1993
3,20	0,83997	472,5547	335,3663
3,30	0,84889	472,8034	334,5350
3,40	0,85730	473,0372	333,7051

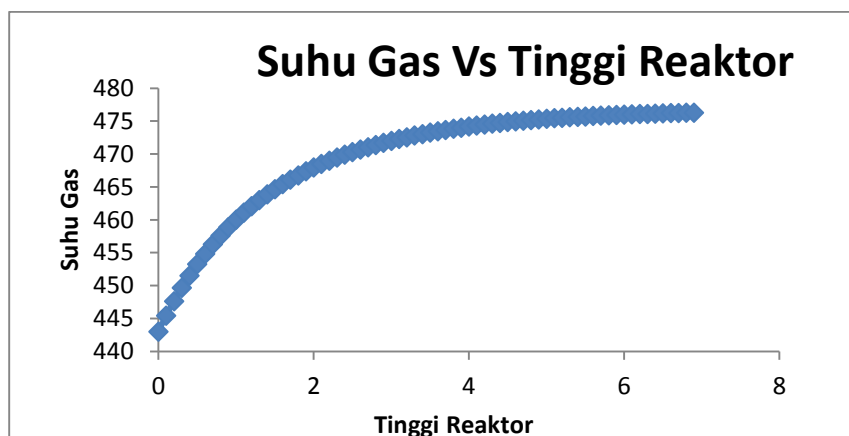
3,50	0,86525	473,2569	332,8768
3,60	0,87275	473,4635	332,0500
3,70	0,87984	473,6578	331,2247
3,80	0,88654	473,8405	330,4009
3,90	0,89286	474,0124	329,5785
4,00	0,89882	474,1740	328,7576
4,10	0,90446	474,3260	327,9382
4,20	0,90978	474,4691	327,1201
4,30	0,91481	474,6037	326,3035
4,40	0,91956	474,7303	325,4883
4,50	0,92404	474,8494	324,6745
4,60	0,92827	474,9614	323,8622
4,70	0,93227	475,0669	323,0512
4,80	0,93604	475,1661	322,2415
4,90	0,93961	475,2594	321,4333
5,00	0,94297	475,3472	320,6264
5,10	0,94615	475,4297	319,8209
5,20	0,94915	475,5074	319,0168
5,30	0,95198	475,5804	318,2140
5,40	0,95466	475,6491	317,4126
5,50	0,95719	475,7136	316,6125
5,60	0,95957	475,7743	315,8137
5,70	0,96183	475,8314	315,0163
5,80	0,96395	475,8850	314,2202
5,90	0,96596	475,9353	313,4255
6,00	0,96786	475,9826	312,6321
6,10	0,96965	476,0270	311,8400
6,20	0,97134	476,0687	311,0492
6,30	0,97294	476,1078	310,2598
6,40	0,97445	476,1445	309,4716
6,50	0,97588	476,1790	308,6848
6,60	0,97722	476,2112	307,8993
6,70	0,97849	476,2414	307,1152
6,80	0,97969	476,2697	306,3323
6,90	0,98082	476,2962	305,5507
7,00	0,98189	476,3210	304,7705
7,10	0,98290	476,3442	303,9915
7,20	0,98386	476,3658	303,2139
7,30	0,98476	476,3860	302,4376
7,40	0,98561	476,4049	301,6626
7,50	0,98641	476,4225	300,8888

Berikut adalah beberapa grafik yang berpengaruh terhadap ketinggian reaktor (Δz)



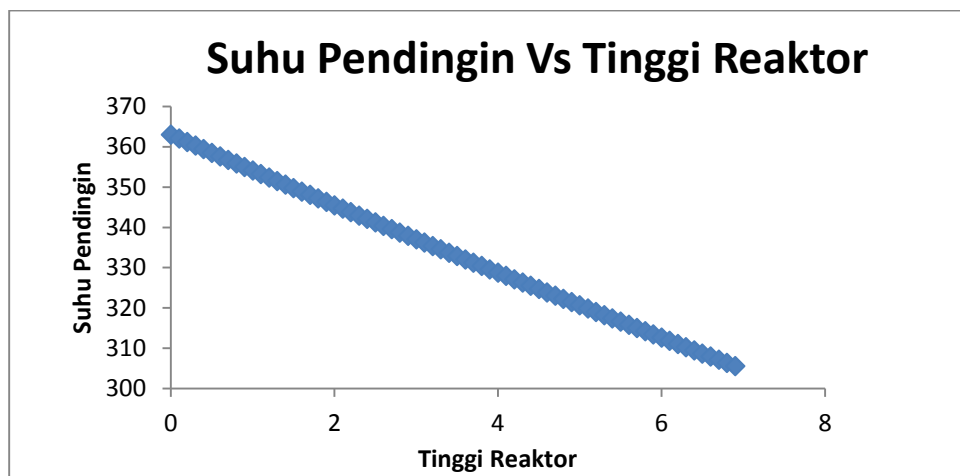
Grafik 1.1 Hubungan antara tinggi reaktor dengan konversi reaksi yang dihasilkan

Dari grafik diatas terlihat bahwa tinggi reaktor berpengaruh terhadap konversi reaksi di dalam reaktor. Dari grafik terlihat bahwa semakin tinggi reaktor maka konversi yang dihasilkan juga semakin tinggi.



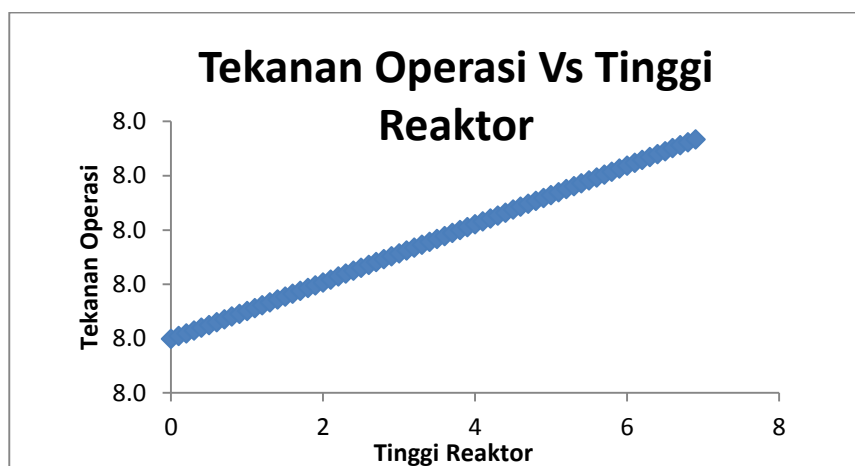
Grafik 1.2 Hubungan antara tinggi reaktor dengan suhu gas reaksi

Dari grafik diatas terlihat bahwa tinggi reaktor berpengaruh terhadap suhu gas selama bereaksi di dalam reaktor. Dari grafik terlihat bahwa semakin tinggi reaktor maka suhu gas selama bereaksi didalam reaktor meningkat.



Grafik 1.3 Hubungan antara tinggi reaktor dengan suhu gas reaksi

Dari grafik diatas terlihat bahwa tinggi reaktor berpengaruh terhadap perubahan suhu pendingin di dalam reaktor. Dari grafik terlihat bahwa semakin tinggi reaktor maka perubahan suhu pendingin semakin menurun.



Grafik 1.4 Hubungan antara tinggi reaktor dengan tekanan operasi

Dari grafik diatas terlihat bahwa perubahan tinggi reaktor berpengaruh terhadap perubahan tekanan operasi di dalam reaktor. Dari grafik terlihat bahwa semakin tinggi reaktor maka tekanan operasi semakin tinggi, walaupun perubahan tekanan sangat kecil.

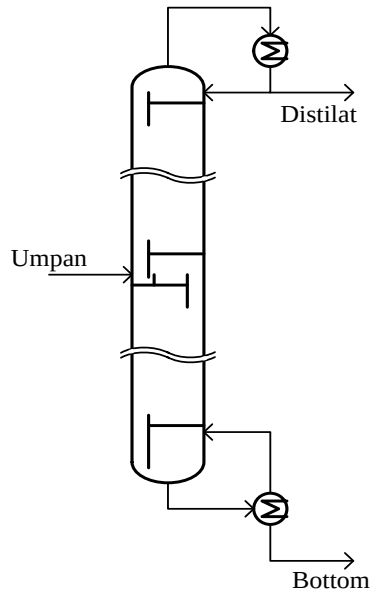
LAMPIRAN B

PERHITUNGAN MENARA DISTILASI 01

Fungsi: Memisahkan umpan vinil asetat - air sebanyak 9912,1514 kg/jam menjadi produk atas vinil asetat dengan kemurnian 98% sebanyak 3773,5876 kg/jam dan produk bawah air sebanyak 6138,5638 kg/jam.

Jenis : Menara Distilasi Sieve Tray

Kondisi Operasi : Umpan : $P = 1 \text{ atm}$, $T = 109^{\circ}\text{C}$
Puncak : $P = 1 \text{ atm}$, $T = 81^{\circ}\text{C}$
Dasar : $P = 1 \text{ atm}$, $T = 117^{\circ}\text{C}$



Gambar 1. Skema Menara Distilasi

Asumsi-asumsi yang digunakan pada perancangan menara distilasi ini adalah sebagai berikut :

1. Fase cair dianggap sebagai larutan ideal.
2. Fase uap dianggap sebagai gas ideal.
3. Pada setiap plate terjadi keseimbangan fase uap-cair.
4. Tidak ada panas yang masuk dari atau ke lingkungan.
5. Penurunan tekanan tiap plate tetap.
6. Aliran mol fase uap dan fase cair tidak konstan.
7. Panas pencampuran panas pengenceran diabaikan.

Pada perancangan ini digunakan kondensor parsial, dimana uap masuk dari plate paling atas dan keluar pada dew pointnya. Untuk kondensor parsial, uap yang masuk sebagian akan terembunkan sebagai reflux dan yang masih berupa uap keluar sebagai distilat.

Pada bagian bottom digunakan reboiler parsial, dimana hanya sebagian cairan yang teruapkan.

Perhitungan

1. Kondisi Operasi Umpan (bubble point)

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 382 \text{ K} = 109 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

komponen	kg/jam	kgmol/jam	xi
$\text{C}_2\text{H}_3\text{COOCH}_3$	3750,0000	43,6047	0,1136
CH_3COOH	53,3935	0,8899	0,0023
H_2O	6108,7579	339,3754	0,8841
Total	9912,1514	383,870	1,000

2. Kondisi Operasi Distilat (dew point)

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 354 \text{ K} = 81^\circ\text{C}$$

komponen	kg/jam	kgmol/jam	yi
C ₂ H ₃ COOCH ₃	3712,5000	43,169	0,9271
H ₂ O	61,0876	3,394	0,0729
Total	3773,5876	46,5624	1,0000

3. Kondisi Operasi Bottom (bubble point)

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 390 \text{ K} = 117^\circ\text{C}$$

komponen	kg/jam	kgmol/jam	xi
C ₂ H ₃ COOCH ₃	37,5000	0,4360	0,0013
CH ₃ COOH	53,3935	0,8899	0,0026
H ₂ O	6047,6704	335,9817	0,9961
Total	6138.5639	337,3076	1,0000

4. Menentukan Kesenimbangan fase Uap-Cair dengan menggunakan persamaan

Antoine sebagai berikut :

$$\text{Persamaan tekanan uap : } \log P_o = A + (B/T) + C \cdot \log(T) + D \cdot T + (E \cdot T^2) \text{ mmhg}$$

Komponen	A	B	C	D	E
C ₂ H ₃ COOCH ₃	12,7220	-2,1770E+03	-9,1458E-01	-4,5688E-03	2,9673E-06
CH ₃ COOH	28,3756	-2,9374E+03	-7,0320E+00	-1,5051E-09	2,1806E-06
H ₂ O	29,8605	-3,2522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06

Dengan data table diatas maka P_{io} dapat diketahui dengan menggunakan

$$\text{rumus } \log P_o = A + (B/T) + C \cdot \log(T) + D \cdot T + (E \cdot T^2) \text{ mmhg, sehingga}$$

harga Konstanta Kesenimbangan (K) dapat di tentukan.

$$K = P^\circ / P_t$$

a. Kondisi Operasi Umpan (bubble point)

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 382 \text{ K} = 109^\circ\text{C}$$

komponen	Pio (mmHg)	Ki=pio/p	yi=xi.Ki
C ₂ H ₃ COOCH ₃	2246,5674	2,9560	0,3360
CH ₃ COOH	707,7725	0,9313	0,0022
H ₂ O	569,1732	0,7489	0,6621
Total			1,0002

b. Kondisi Operasi Distilat (dew point)

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 354 \text{ K} = 81 \text{ C}$$

komponen	Pio	Ki=pio/p	xi=yi/Ki
C ₂ H ₃ COOCH ₃	990,7552	1,3036	0,7112
H ₂ O	192,1506	0,2528	0,2881
Total			0,9993

c. Kondisi Operasi Bottom (bubble point)

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 390 \text{ K} = 117^\circ\text{C}$$

Komponen	Pio	Ki=pio/p	yi=xi.Ki
C ₂ H ₃ COOCH ₃	2784,1963	3,6647	0,0047
CH ₃ COOH	914,6512	1,2035	0,0032
H ₂ O	757,1007	0,9962	0,9923
Total			1,0002

5. Menentukan Komponen LK-HK

Dipakai persamaan Shiras et. al (Treybal pers. 9.164)

LK = Vinil asetat

HK = Air

$$F_1 = \left(\frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{lk,d} \cdot D}{z_{lk,f} \cdot F} \right) \quad F_2 = \left(\frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{hk,d} \cdot D}{z_{hk,f} \cdot F} \right)$$

$$D_K = F_1 + F_2$$

$$DK = \left(\frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{lk,d} \cdot D}{z_{lk,f} \cdot F} \right) + \left(\frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \right) \left(\frac{x_{hk,d} \cdot D}{z_{hk,f} \cdot F} \right)$$

$$\alpha = \frac{Ki}{K_{HK}}$$

a. Kondisi Operasi Umpan (bubble point)

Komponen	α
$C_2H_3COOCH_3$	3,9471
CH_3COOH	1,2435
H_2O	1,0000

b. Kondisi Operasi Distilat (dew point)

Komponen	α
$CH_3COOC_2H_3$	5,1561
H_2O	1,0000

c. Kondisi Operasi Bottom (bubble point)

Komponen	α
$C_2H_3COOCH_3$	3,6788
CH_3COOH	1,2081
H_2O	1,0000

Komponen	Zj.F, kgmol/jam	XjD, kgmol/jam	$\alpha_{average}$	F1	F2	Dk
CH ₃ COOC ₂ H ₃	43,6047	43,1686	1,0000	0,0000	0,9900	0,9900
H ₂ O	339,1473	3,3915	4,3553	0,0100	0,0000	0,0100

Jika $(X_{j,D}/Z_{j,F}) < -0.01$ atau $(X_{j,D}/Z_{j,F}) > 1.01$, komponen tidak terdistribusi. Jika

$0.01 < (X_{j,D}/Z_{j,F}) < 0.99$, komponen terdistribusi.

Sehingga : Vinil asetat : Terdistribusi(Light Key)

Air : Terdistribusi(Heavy Key)

6. Menghitung Jumlah Stage Minimum (N_{min})(dengan Pers. Fenske)

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_d \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_b}{\log \alpha_{LK}} =$$

$$N_m = 6,2460$$

Jumlah Stage minimum (N_{min}) = 6,25

7. Menghitung Reflux Minimum (R_{min}) (dengan pers. Underwood)

Minimum reflux ratio :

Karena umpan berada pada titik didihnya, maka $q = 1$

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q = 0 \quad \theta = \frac{\alpha_i \cdot x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta_{trial})}$$

Trial nilai θ sehingga persamaan diatas memenuhi.

$$\theta_{trial} = 1,0000$$

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	θ
C ₂ H ₃ COOCH ₃	0,1136	3,9471	-1,8552
CH ₃ COOH	0,0023	1,2435	-1,9927
H ₂ O	0,8841	1,0000	3,8478
$\Sigma =$			0,000

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Komponen	$x_{i,d}$	α_i	$\alpha_i \cdot x_{i,d} / (\alpha_i - \theta)$
C ₂ H ₃ COOC ₂ H ₃	0,9272	5,1561	1,1098
H ₂ O	0,0728	1,0000	0,4818
		$\Sigma =$	1,592

$$R_m + 1 = 1,5917$$

$$R_m = 0,5917$$

$$R/R_m = 1.2-2.5 \quad \text{diambil } R = R_m \cdot 2.5$$

$$R = 1,4793$$

8. Menentukan Jumlah Plate Teoritis, N

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1},$$

$$X = 0,3580$$

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4X}{11 + 117.2X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0.5}} \right) \right],$$

$$Y = 0,3396$$

$$N = \frac{N_m + Y}{1 - Y}$$

$$N = 9,9716 [\text{termasuk di reboiler (1 stage)}]$$

9. Jumlah Plate Actual, Nact

Kondisi Operasi :

$$T = 372K$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Komponen	a	b	c	d	Vis (cp)
C ₂ H ₄	-4,5611	308,11	0,01803	-3,81450E-05	0,004926157
CH ₃ COOH	-3,8937	784,82	0,006665	-7,56060E-06	0,444618463
O ₂	-5,0957	179,83	0,039779	-1,47E-04	7,50247E-11
CO ₂	-17,9151	1460,5	0,073127	-1,12300E-04	0,004660636
C ₂ H ₃ COOCH ₃	-9,0671	1186,3	0,022663	-2,32080E-05	0,218828747
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,26310E-05	0,281336502

$$\alpha a = 4,3553$$

$$\mu a = 0,2746$$

$$\mu a \cdot \alpha a = 1,1960$$

$$E_o = 51 - 32.5 \cdot \log(\mu a \cdot \alpha a) = 48,4693\% = 0,4847$$

$$N_{act} = N/E_o = 20,5712 = 21 \text{ stage}$$

10. Menentukan Feed Location

Menggunakan persamaan Kirkbride : (Coulson, p.422)

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}} \right) \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}} \right)^2 \right]$$

$$N_r/N_s = 0,4359$$

Jumlah stage termasuk reboiler ($N_r + N_s$) = 21 [termasuk stage padaboiler]

$$N_s = 14,63$$

$$N_r = 6,37$$

Feed tray = 6 dari atas

11. Menghitung Bagian Plate Design

- Densitas pada suhu distilat

Fase cair (data dari Yaws)

Kondisi Operasi :

$$T = 354 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

komponen	F, kmol/jam	x	kg/m³
C ₂ H ₃ COOCH ₃	43,1686	0,9272	360,5475
H ₂ O	3,3915	0,0728	410,4039
	46,5601	1,0000	

$$\rho_{L_mix} = 364,1791 \text{ kg/m}^3$$

Fase gas

Kondisi Operasi :

$$T = 354 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

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

Komponen	kmol/jam	y	BM	BM'
C ₂ H ₃ COOCH ₃	43,1686	0,9272	86	79,7357
H ₂ O	3,3915	0,0728	18	1,3111
	46,5601	1,0000		81,0468

$$\rho_{V_mix} = 2,7906 \text{ kg/cm}^3$$

- Densitas pada suhu bottom

Fase cair

Kondisi Operasi :

$$T = 390 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

komponen	F, kmol/jam	x	kg/m³
C ₂ H ₃ COOCH ₃	0,4360	0,0013	351,0736
CH ₃ COOH	0,8899	0,0026	396,7085
H ₂ O	335,7558	0,9961	401,9477
	337,0818	1,0000	

$$\rho L_{\text{mix}} = 401,8660 \text{ kg/m}^3$$

Fase gas

Kondisi operasi :

$$P = 1 \text{ atm}$$

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

komponen	kmol/jam	y	BM	BM'
C ₂ H ₃ COOCH ₃	0,4360	0,0013	86	0,1112
CH ₃ COOH	0,8899	0,0026	60	0,1584
H ₂ O	335,7558	0,9961	18	17,9292
		1,0000		18,1988

$$\rho V_{\text{mix}} = 0,5680 \text{ kg/m}^3$$

a. Flow Rate

$$D = 3773,5465 \text{ kg/jam}$$

$$V = (R+1) \cdot D = 9355,6762 \text{ kg/jam}$$

$$L_o = R \cdot D = 5582,1297 \text{ kg/jam}$$

$$B = 6134,4982 \text{ kg/jam}$$

$$L_m - V_m = B = 6134,4982 \text{ kg/jam}$$

$$L_m = F \cdot q + R \cdot D = 154890,1744 \text{ kg/jam}$$

$$V_m = L_m - B = 9355,6763 \text{ kg/jam}$$

$$L_m/V_m = 1,6557$$

b. Psycal Properties

Distilat :

$$\rho V = 2,7901 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho L = 46,5601 \text{ kg/m}^3$$

Bottom :

$$\rho_V = 0,5680 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 401,8660 \text{ kg/m}^3$$

c. Column Diameter

Liquid-vapor flow factor (Coulson, p. 460)

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} \text{ distilat} = 0,1461$$

$$F_{LV} \text{ bottom} = 0,0622$$

$$\text{plate spacing} = 0,6 \text{ m} \quad [\text{antara } 0.3\text{-}0.6 \text{ (RK sinnot)}]$$

nilai K1 di dapat dari grafik Fig 11.27

$$K1, \text{distilat} = 0,098$$

$$K1, \text{bottom} = 0,12$$

Flooding vapor velocity (Coulson, p. 459)

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$u_f \text{ top} = 0,3882 \text{ m/s}$$

$$u_f \text{ bottom} = 3,1895 \text{ m/s}$$

Design percent flooding at maximum flow rate = 0,9

$$u_v \text{ top} = 0,3493 \text{ m/s}$$

$$u_v \text{ bottom} = 2,8706 \text{ m/s}$$

Maximum volumetric flow-rate :

$$\text{distilat} = 0,9314 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{bottom} = 4,5750 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net area required:

$$\text{Distilat} = 2,6663$$

$$\text{Bottom} = 1,5938$$

As first trial take percent downcomer area = 0,3

Column cross-sectioned area

$$\text{top} = 3,8090\text{m}^2$$

$$\text{bottom} = 2,2768\text{m}^2$$

Column diameter :

$$\text{top} = 2,2028\text{m}$$

$$\text{bottom} = 1,7031\text{m}$$

d. Liquid Flow Pattern

Maximum volumetric liquid rate (wrn kuning) = $0,01071 \text{ m}^3/\text{s}$

Dari Fig. 11.28 (Coulson, p.460) maka alirannya adalah cross flow (singlepass).

e. Provisional Plate Design

$$\text{Column diameter (D}_c\text{)} = 1,7031\text{m}$$

$$\text{Column Area (A}_c\text{)} = 2,2768\text{m}^2$$

$$\text{Downcomer Area (A}_d\text{)} = 0,2732\text{m}^2$$

$$\text{Net Area (A}_n\text{)} = A_c - A_d = 2,0036\text{m}^2$$

$$\text{Active Area (A}_a\text{)} = A_c - 2A_d = 1,7304\text{m}^2$$

$$\text{Hole area (A}_h\text{)}, \text{ ambil } 4.5 \% \text{ dari } A_a \text{ sebagai first trial} = 0,0779\text{m}^2$$

$$\text{Weir length (Fig. 11.31 Coulson p. 464) untuk } (A_d/A_c) \times 100 = 12 \%$$

$$l_w/D_c = 0,7621$$

$$l_w = 1,2979 \text{ m}$$

$$\text{panjang weir } (h_w) = 50 \text{ mm}$$

$$\text{Diameter lubang} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Tebal plate} = 5 \text{ mm}$$

f. Check Weeping

$$\text{Kecepatan liquid Max} = 4,3028 \text{ kg/s}$$

$$\text{Kecepatan liquid Min} = 3,2271 \text{ kg/s}$$

$$\text{Pada percent turn down} = 0,75$$

weir dapat dihitung dengan rumus (Coulson, p.572) :

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L l_w} \right)^{2/3}$$

$$\text{Maximum } (h_{ow}) = 30,62 \text{ mm}$$

$$\text{Minimum } (h_{ow}) = 25,28 \text{ mm}$$

$$\text{Pada minimum rate } h_w + h_{ow}, \text{ nilai } K_2 = 30,7$$

Minimum Design Vapor Velocity :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}} =$$

$$U_h = 16,3729 \text{ m/s}$$

$$\text{Actual minimum vapor velocity} = 44,0656 \text{ m/s}$$

Memenuhi syarat, karena diatas weep point (Actual minimum vapor velocity > Minimum Design Vapor Velocity)

g. Plate Pressure Drop

Kecepatan uap melalui lubang plat (U_h) = 58,7542 m/s

untuk plate thickness/hole diameter = 1 dan $A_h/A_p \approx A_h/A_a = 0,1$, maka :

$$C_o = 0,857$$

Pressure drop melalui dry plat (h_d) :

$$h_d = 51 \left(\frac{u_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} =$$

$$h_d = 338,8329 \text{ mm}$$

Residual head (h_r):

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} =$$

$$h_r = 31,10 \text{ mm}$$

Total pressure drop (h_t) :

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r =$$

$$h_t = 450,5586 \text{ mm}$$

Pressure drop per plate = 450,5586 mm

Column pressure drop = 1776,2396 Pa = 1,7762 Kpa

h. Downcomer Liquid Back-up

Downcomer pressure loss :

$$\text{Ambil } h_{ap} = h_w - 10 = 40 \text{ mm}$$

$$\text{Luas area dibawah apron } (A_{ap}) = h_{ap} \times l_w = 0,0519 \text{ m}^2$$

$$A_d = 0,2732 \text{ m}^2$$

$$A_{ap} = 0,0519 \text{ m}^2$$

$A_{ap} < A_d$ maka A_{ap} digunakan dalam persamaan :

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right)^2 =$$

$$h_{dc} = 7,0608 \text{ mm}$$

Back-up pada downcomer

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} =$$

$$h_b = 538,2401 \text{ mm} = 0,5382 \text{ m}$$

nilai = 0,5382m harus lebih kecil dari $\frac{1}{2}$ (plat spacing + weir height) yaitu

0,6500 m, maka tray spacing dapat diterima.

Waktu tinggal (t_r) :

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_{wd}} =$$

$$t_r = 41,2034 \text{ sekon}$$

i. Check Entrainment

Actual percentage flooding (U_v) untuk luas area design :

$$U_v = 2,2834 \text{ m/s}$$

$$F_{LV} = 0,0622$$

$$\Phi = 0,03$$

j. Perforated Area

Dari Fig. 11.32, pada $lw/D_c = 0,7621$, , diperoleh $\theta_c = 95^\circ$

Angle subtended at plate by unperforated strip = 85°

Mean length, unperforated edge strips = 2,4140m

Area of unperforated edge strips = $0,1207 \text{ m}^2$

Area of calming zones = $0,1198\text{m}^2$

Total area available for perforations $A_p = 1,4899\text{m}^2$

$A_h/A_p = 0,0523$

k. Number of Holes

Area of one hole = $1,96\text{E-}05\text{ m}^2$

Number of holes = 3968

l. Plate specification

Plate no. = 1

Plate ID = 1,7031 m

Hole size = 5 mm

Hole pitch = 20 mm

Total no. Holes=3968

Active holes =3968

Blanking area =2,1989

Turn Down = 0,75

Plat material = stainless steel

Downcomer material= stainless steel

Plat spacing = 0,6 m

Plat thichness = 5 mm

Plat Pressure drop= 1,7762Kpa

12. MECHANICAL DESIGN

Spesifikasi Menara

plate spacing antara 0,3-0,6 m

(Coulson and Richardson, p. 448)

Diambil jarak plate spacing = 0,6 m

Tinggi kolom= 12,6m

Ruang kosong diatas plate teratas = 10% dari tinggi kolom= 1,2600m

Ruang kosong dibawah plate terbawah = 10% dari tinggi kolom= 1,2600m

Tinggi Shell Menara Distilasi = 15,1200m

Diameter Shell = 1,7031 m

a. Penentuan Kondisi Design

- Bahan

Carbon Steel SA 283 Grade C

f (Allowable stress) = 12650 psi

- Suhu Design

$T_{\text{operasi}} = 372 \text{ K}$

- Tekanan Design

$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$

$P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{\text{operasi}} = 17,6351 \text{ psi}$

Diambil nilai C (Faktor korosi)= 0,125 in

E (Effisiensi sambungan) = 0,8

b. Menghitung Tebal Shell

Persamaan untuk menghitung minimum thickness :

$$t_s = \frac{P \cdot \frac{D}{2}}{fE - 0,6 \cdot P} + C$$

$t_s = 0,1835 \text{ in}$

dipilih tebal standar = 0,1875

Diameter luar shell : $ODs = IDs + 2 \text{ (tebal shell)} = 67,4244 \text{ in}$

dipilih OD standar = 66 in

sehingga diameter dalam shell = OD standar - 2 (tebal shell) = 65,6250 in

c. Menghitung Tebal Head

Jenis : Torispherical Dished Head

Persamaan untuk menghitung minimum thickness :

$$t_H = \frac{0.885.P.r}{f.E - 0.1.P} + C$$

Diambil : $f = 12650 \text{ psi}$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$E = 0,80 \text{ in}$$

$$\text{Tebal head} = 0,2268 \text{ in}$$

Sehingga dipilih tebal standart $1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$

d. Tinggi Head (Hh)

$$Ods = 66 \text{ in}$$

$$t_H = 0,2500 \text{ in}$$

$$IDs = 65,6250 \text{ in}$$

$$\text{didapat : } icr = 4 \text{ in} \quad \text{dan} \quad r = 66 \text{ in}$$

$$a = IDs/2 = 32,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 28,8125 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 62 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 54,8985 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 11,1015 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal.88 dengan $t_h \frac{1}{4}$ in didapat $sf = 1.5 - 2.5$ in

perancangan digunakan $sf = 2.5$ in

$$hH = tH + b + sf = 13.8515 \text{ in} = 0.3518 \text{ m}$$

e. Tinggi Total Menara Distilasi

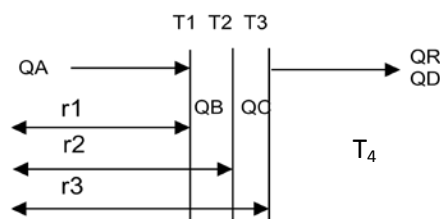
$$hMD = \text{Tinggi MD} + 2 \cdot \text{tinggi head} = 15.8237 \text{ m}$$

f. Tebal Isolator

Asumsi : 1. keadaan steady state

2. suhu udara luar = 30°C

3. suhu dinding luar isolator = 50°



Keterangan :

r_1 = jari-jari dalam shell

r_2 = jari-jari luar shell

r_3 = jari-jari luar setelah diisolasi

x_1 = tebal dinding shell

x_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

Konduksi

$$Q_B = (2\pi \cdot k_s \cdot L) \cdot (T_1 - T_2) / (\ln(r_2/r_1)) \quad \dots\dots\dots (a)$$

$$Q_C = (2\pi \cdot k_{is} \cdot L) \cdot (T_2 - T_3) / (\ln(r_3/r_2)) \quad \dots\dots\dots (b)$$

Konveksi

$$Gr_L \cdot Pr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr$$

$$Gr = 1,3447E+13$$

$$Gr \cdot Pr = 9,4747E+12 \quad (\text{turbulen})$$

$Gr \cdot Pr > \text{dari } 109$ maka aliran turbulen sehingga biasa dipakai persamaan

$$h = 1.31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$h_c = 3,8305 \text{ W/m.C}$$

$$Q_D = h_c \cdot A \cdot (T_3 - T_u) \quad \dots\dots\dots (c)$$

$$Q_D = h_c \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u)$$

Radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot ((T_3^4) - (T_u^4)) \quad \dots\dots\dots (d)$$

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

Dari persamaan di atas, untuk mencari tebal isolator maka ditrial

dengan menggunakan persamaan a,b,c dan d sehingga didapat :

$$Q_D = 8069,3549$$

$$QR = 14424,6231$$

$$QC = 22843,4334$$

$$Q = 22493,9780$$

Jadi tebal isolasi adalah 4,9234 cm.

g. Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

Dipilih jenis pipa : Carbon Steel (karena harganya lebih murah dan komponen yang melewati pipa tidak bersifat korosif)

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37} \text{ (Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)}$$

- Pipa Umpan

Kondisi operasi :

$$T = 382,1884 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Komponen	F, kmol/j	x	$\rho \text{ kg/m}^3$	$\rho L \cdot x, \text{ kg/m}^3$
$\text{C}_2\text{H}_3\text{COOCH}_3$	43,605	0,1137	353,2025	40,1449
CH_3COOH	0,890	0,0023	398,6617	0,9247
H_2O	339,147	0,8840	403,8506	357,0122
	383,642	1,0000		

$$\rho_l = 398,0819 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 2,7522 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 54,6904 \text{ mm} = 2,1532 \text{ in}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,4690 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

- Pipa Hasil Atas Menuju Condensor

Kondisi operasi :

$$T = 354 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

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

Komponen	x_o	BM	BM'
$\text{C}_2\text{H}_3\text{COOCH}_3$	0,9272	86,0000	79,7357
H_2O	0,0728	18,0000	1,3111
total	1,0000		81,0468

$$\rho = 0,0027897 \text{ g/cm}^3$$

$$D_{opt} = 293G^{0,53}\rho^{-0,37}$$

dimana :

$$\rho_l = 2,7899 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 1,0482 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 205,5167 \text{ mm} = 8,0912 \text{ in}$$

sehingga, dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 8 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7,9810 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

- Pipa Refluks Distilat

Kondisi operasi :

$$T = 354 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$L_o = 5581,6490 \text{ kg/jam}$$

Komponen	x_o	ρ_L , kg/m ³
C ₂ H ₃ COOCH ₃	0,7112	360,5475
H ₂ O	0,2881	405,3838
	1,0001	

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$\rho_l = 373,2191 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 1,5506 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 41,3242 \text{ mm} = 1,6269 \text{ in}$$

sehingga, dipakai pipa standar (IPS) :

$$\text{Nominal pipe size} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

- Pipa Pengeluaran Bottom (Plate Np)

Kondisi operasi :

$$T = 390,4580 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$L_m' = 15489,6937 \text{ kg/jam}$$

Komponen	flow, kmol/j	x_o	ρ , kg/m ³
C ₂ H ₃ COOCH ₃	0,4360	0,0013	351,0759
CH ₃ COOH	0,8899	0,0026	396,7106
H ₂ O	335,7558	0,9961	401,9477
	337,0818	1,0000	

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$\rho_l = 401,8660 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 4,3028 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 69,0600 \text{ mm} = 2,7190 \text{ in}$$

sehingga, dipakai pipa standar (IPS) :

Nominal pipe size = 3in

ID = 3,0680in

Schedule number = 40

- Pipa Refluks Bottom

Kondisi operasi :

T = 390 K

P = 1 atm

V = 9355,6763kg/jam

Komponen	y _B	BM	BM'
C ₂ H ₃ COOCH ₃	0,0047	86,000	0,4077
CH ₃ COOH	0,0032	60,000	0,1906
H ₂ O	0,9923	18,000	17,8608
	1,0002		18,4591

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$\rho_l = 0,5761 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 2,5988 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 596,0928 \text{ mm} = 23,4681 \text{ in}$$

sehingga, dipakai pipa standar (IPS) :

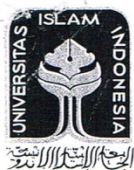
Nominal pipe size = 22in

ID = 21,2500 in

Schedule number = 20

SPESIFIKASI MENARA DISTILASI

1. Tinggi menara	= 15,8237 m
2. Diameter menara	= 1,7031 m
3. Tebal shell	= 0,1875 in
4. Jenis head	= torispherical dished head
5. Tebal head	= 0,2500 in
6. Tebal isolator	= 4,9234 cm
7. Pipa umpan	= 2,5000 in (IPS)
8. Pipa hasil atas ke condensor	= 8,0000 in (IPS)
9. Pipa refluks distilat	= 1,5000 in (IPS)
10. Pipa pengeluaran bottom	= 3,0000 in (IPS)
11. Pipa refluks bottom	= 22,0000 in (IPS)
12. volume menara	= 36,0603 m ³



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN : TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, DAN TEKNIK MESIN
Kampus : Jl. Kaliurang Km. 14,5 Telp. (0274) 895287, 895007 / Facs. (0274) 895007 Ext. 148; Kotak Pos 75 Sleman 55501 Yogyakarta
<http://www.uui.ac.id> atau <http://www.fti-uui.org> e-mail : fti@uui.ac.id

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa : Vikki Herawati
No. MHS : 10521045
Nama Mahasiswa : Hariyani
No. MHS : 12521167

Judul Pra Rancangan Pabrik)* : Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Vinil Asetat
dari Etilena, asam asetat dan oksigen dengan
kapasitas 30.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 02 April 2014
Selesai Masa Bimbingan : 29 September 2014

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	7 April 2014	Penentuan Judul	<i>[Signature]</i>
2	21 April 2014	Penentuan Kapasitas & PEFD	<i>[Signature]</i>
3	16 Mei 2014	Menghitung Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
4	28 Mei 2014	Menghitung Neraca Massa (Lanjutan)	<i>[Signature]</i>
5	9 Juni 2014	Perhitungan Reaktor	<i>[Signature]</i>
6	17 Juni 2014	Perhitungan Reaktor (Lanjutan)	<i>[Signature]</i>
7	26 Juni 2014	Perhitungan Menara Distilasi	<i>[Signature]</i>
8	4 Juli 2014	Perhitungan Menara Distilasi (Lanjutan)	<i>[Signature]</i>
9	12 Juli 2014	Perhitungan Alat besar lainnya	<i>[Signature]</i>
10	16 Juli 2014	Perhitungan HE	<i>[Signature]</i>
11	18 Juli 2014	Perhitungan Scrubber	<i>[Signature]</i>
12	25 Agustus 2014	Perhitungan Pompa	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 7-11-2014
Pembimbing,

Ir. Farham HM. Saleh

-)* Judul Tugas Pra Rancangan Pabrik Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Tugas Pra Rancangan Pabrik
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN : TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, DAN TEKNIK MESIN
 Kampus : Jl. Kaliurang Km. 14,5 Telp. (0274) 895287, 895007 / Faks. (0274) 895007 Ext. 148; Kotak Pos 75 Sleman 55501 Yogyakarta
<http://www.uui.ac.id> atau <http://www.fti-uui.org> e-mail : fti@uui.ac.id

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa : Vikki Herawati
 No. MHS : 10521045
 Nama Mahasiswa : Hariyani
 No. MHS : 12521167

Judul Pra Rancangan Pabrik)* : *Pra Rancangan Pabrik pembuatan Vinil Asetat
 dari Etilen, Asam Asetat dan Oksigen dengan
 kapasitas 30.000 Ton /Tahun*

Mulai Masa Bimbingan : 02 April 2014
 Selesai Masa Bimbingan : 29 September 2014

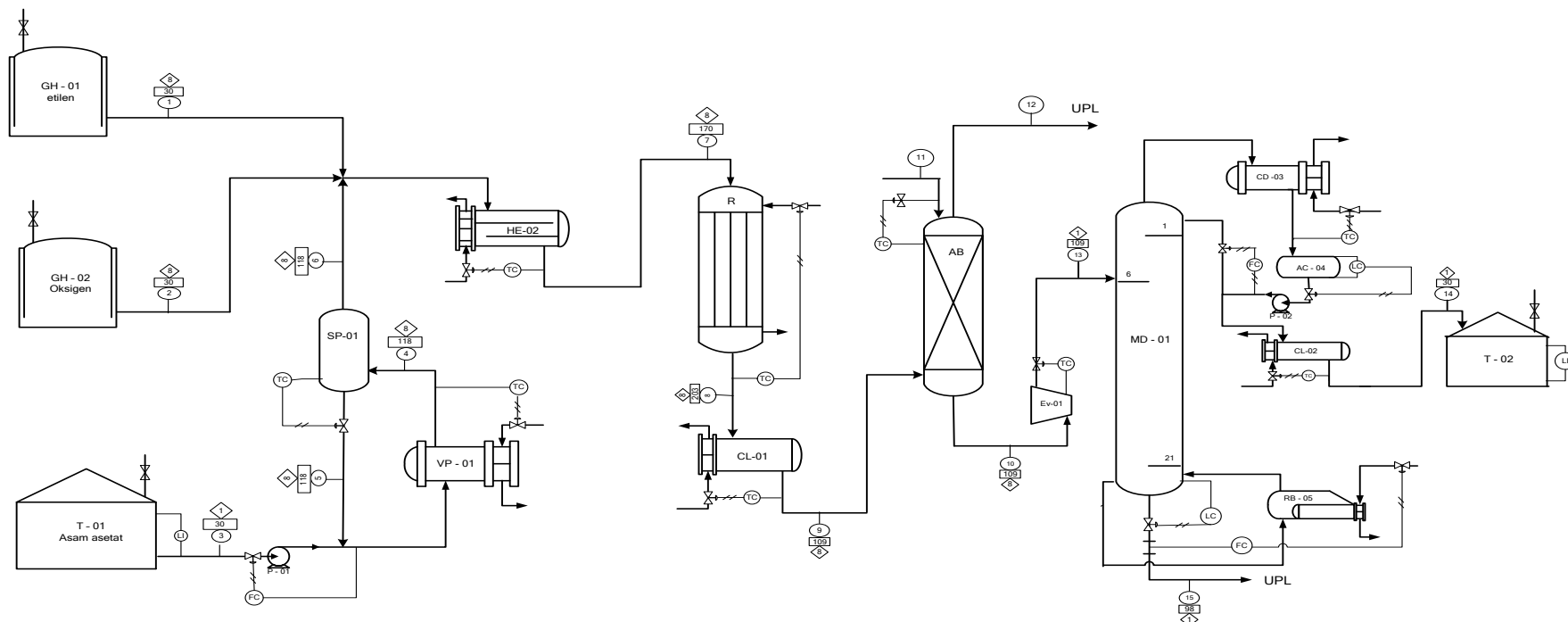
No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
13.	2 - 09 - 2014	Perhitungan neraca panas	<i>fr</i>
14.	12 - 09 - 2014	Perhitungan neraca panas lanjutan	<i>fr fr</i>
15.	25 - 09 - 2014	perhitungan utilitas	<i>fr fr</i>
16.	2 - 10 - 2014	perhitungan ekonomi	<i>fr fr</i>
17.	13 - 10 - 2014	perhitungan evaluasi ekonomi	<i>fr fr</i>
18.	30 - 10 - 2014	Draft Skripsi	<i>fr fr</i>
19.	7-11-14	Penyesuaian	<i>fr</i>

Disetujui Draft Penulisan:
 Yogyakarta, *7-11-2014*
 Pembimbing,

Ir. Farham H.M. Saleh

-)* Judul Tugas Pra Rancangan Pabrik Ditulis dengan Huruf Balok
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Tugas Pra Rancangan Pabrik
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK VINIL ASETAT DARI ETILEN , ASAM ASETAT DAN OKSIGEN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (kg/jam)														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
C_2H_4	2491,6944	-	-	-	-	-	2491,6944	49,8339	49,8339	-	-	49,8339	-	-	-
CH_3COOH	-	-	2669,67252	3337,09065	667,41813	2669,67252	2669,6725	53,3935	53,3935	53,3935	-	-	53,3935	-	53,3935
O_2	-	4983,3887	-	-	-	-	4983,3887	99,6678	99,6678	-	-	99,6678	-	-	-
$C_2H_3COOCH_3$	-	-	-	-	-	-	-	3750,0000	3750,0000	3750,0000	-	-	3750,0000	3712,5000	37,5000
CO_2	-	-	-	-	-	-	-	3837,2093	3837,2093	-	-	3837,2093	-	-	-
H_2O	-	-	4,10676729	5,13345911	1,02669182	4,10676729	4,106767286	2358,75793	2358,75793	6108,7579	3750,0000	-	6108,7579	61,0465116	6043,60465
Total	2491,6944	4983,3887	2673,77929	3342,22411	668,444822	2673,77929	10148,8624	10148,8623	10148,8623	9912,1514	3750,0000	3986,7110	9912,1514	3773,5465	6134,4982

SIMBOL	KETERANGAN
T	Tangki
VP	Vaporizer
HE	Heater
SP	Separator
GH	Gas Holder
P	Pompa
R	Reaktor
CL	Cooler
CD	Kondensor
AB	Absorber
EV	Ekspanion Valve
MD	Menara Distilasi
AC	Accumulator
RB	Reboiler

SIMBOL	KETERANGAN
LC	Level Controller
FC	Flow Controller
TC	Temperature Controller
Nomor Arus	Nomor Arus
Suhu, C	Suhu, C
Tekanan, atm	Tekanan, atm
Control Valve	Control Valve
Non Piping	Non Piping
Piping	Piping
Udara Tekan	Udara Tekan
Vent	Vent

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK VINIL ASETAT DARI ETILEN , ASAM ASETAT DAN OKSIGEN
KAPASITAS BAHAN BAKU 30.000 TON/TAHUN

Diausun oleh:
1. HARIYANI (12 521 167)
2. VIKKI HERAWATI (10 521 045)

Dosen pembimbing:
1. FARHAM H.M. SALEH, Dr., Ir., MSIE

