

PRA RANCANGAN PABRIK

**PEMBUATAN VINIL ASETAT DARI ETILENA,
ASAM ASETAT DAN OKSIGEN
DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR
Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan
Ujian Sarjana Teknik Kimia

Oleh :
FAHMI AREIF NASUTION
040405047



DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SUMATERA UTARA
MEDAN
2009

**PRA RANCANGAN PABRIK
PEMBUATAN VINIL ASETAT DARI ETILENA, ASAM ASETAT
DAN OKSIGEN
DENGAN KAPASITAS 40000 TON/TAHUN**

**Diajukan Untuk Memenuhi Persyaratan
Ujian Sarjana Teknik Kimia**

Oleh :


FAHMI ARIEF NASUTION


NIM : 040405047

**Diketahui,
Koordinator Tugas Akhir**

**Telah Diperiksa/Disetujui,
Dosen Pembimbing I**

Dosen Pembimbing II


(Dr. Ir. Irvan, Msi)
NIP : 132 126 842


(Ir. Hamidah Harahap, MSc)
NIP : 132 126 839


(M. Hendra S. Ginting, ST MT)
NIP : 132 243 713

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SUMATERA UTARA
MEDAN**

2009

KATA PENGANTAR

Syukur alhamdulillah penulis ucapkan kehadiran Allah SWT atas rahmat dan anugerah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul **Pra Rancangan Pabrik Pembuatan Vinil Asetat Dari Etilena, Asam Asetat dan Oksigen Dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun**. Tugas Akhir ini dikerjakan sebagai syarat untuk kelulusan dalam sidang sarjana.

Selama mengerjakan Tugas akhir ini penulis begitu banyak mendapatkan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini perkenankanlah penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Ibu Ir. Hamidah Harahap, MSc sebagai Dosen Pembimbing I yang telah memberikan arahan selama menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Bapak M. Hendra S Ginting, ST MT sebagai Dosen Pembimbing II yang telah memberikan arahan selama menyelesaikan tugas akhir ini.
3. Ibu Ir. Renita Manurung, MT sebagai Ketua Departemen Teknik Kimia FT USU.
4. Bapak Dr. Ir. Irvan, MSi sebagai Koordinator Tugas Akhir Departemen Teknik Kimia FT USU.
5. Seluruh Dosen Pengajar Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sumatera Utara yang telah memberikan ilmu kepada penulis selama menjalani studi.
6. Para pegawai administrasi Departemen Teknik Kimia yang telah memberikan bantuan kepada penulis selama mengenyam pendidikan di Departemen Teknik Kimia.
7. Dan yang paling istimewa Orang tua penulis yang tidak pernah lupa memberikan motivasi dan semangat kepada penulis.
8. Teman seperjuangan Amri Suteja sebagai partner penulis dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.
9. Teman-teman '04 dan Adik-adik junior stambuk '05, '06, '07, dan '08.
10. Seluruh Pihak yang tidak dapat disebutkan satu per satu namanya yang juga turut memberikan bantuan kepada penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih terdapat banyak kekurangan dan ketidaksempurnaan. Oleh karena itu penulis sangat mengharapkan saran dan kritik yang sifatnya membangun demi kesempurnaan pada penulisan berikutnya. Semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi kita semua.

Medan, 27 Mei 2009

Penulis,

Fahmi Arief Nasution
040405047



INTISARI

Vinil asetat diperoleh melalui reaksi fasa gas antara etilena, asam asetat dan oksigen dengan bantuan suatu katalis Pd-Au di dalam reaktor *packed bed* pada temperatur dan tekanan yang tidak terlalu tinggi.

Pabrik pembuatan stirena ini direncanakan berproduksi dengan kapasitas 35.000 ton/tahun dengan masa kerja 330 hari dalam satu tahun. Lokasi pabrik direncanakan di daerah Kawasan Industri Panca Puri di Jln. Raya Anyer Km. 123 Desa Ciwandan, Kotamadya Cilegon, Propinsi Banten, dengan luas areal 9500 m². Tenaga kerja yang dibutuhkan 130 orang dengan bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) yang dipimpin oleh seorang Direktur dengan struktur organisasi sistem garis dan staf.

Hasil analisa ekonomi pabrik pembuatan vinil asetat ini adalah sebagai berikut:

- Modal Investasi : Rp 680.935.159.844,-
- Biaya Produksi : Rp 567.221.913.340,-
- Hasil Penjualan : Rp 768.184.4955.600,-
- Laba Bersih : Rp 139.970.786.794,-
- *Profit Margin* : 26,03 %
- *Break Event Point* : 45,79 %
- *Return of Investment* : 20,56 %
- *Return on Network* : 34,26%
- *Pay Out Time* : 4,86 tahun
- *Internal Rate of Return* : 33,72%

Dari hasil analisa aspek ekonomi dapat disimpulkan bahwa Pembuatan Vinil Asetat dari Etilena, Asam Asetat dan Oksigen ini layak untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

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 industri dalam negeri akan mengalami peningkatan.

Vinil asetat merupakan hasil industri kimia yang hingga saat ini masih belum dapat dipenuhi dari produksi dalam negeri. Penggunaan vinil asetat yang utama saat ini adalah sebagai bahan intermediet untuk membuat polimer, pelapis, cat, film, tekstil dan produk – produk akhir lainnya. Penggunaan vinil asetat yang terbesar adalah untuk pembuatan polimer, seperti polyvinil asetat, polyvinil alkohol, polyvinil butyral, etilen vinil alkohol, vinil klorida-vinil asetat kopolimer, dan sebagainya.

Berdasarkan data impor statistik tahun 2002-2006, kebutuhan vinil asetat di Indonesia adalah sebagai berikut :

Tahun	Kebutuhan (Kg)
2002	21.314.158
2004	28.775.030
2006	29.878.868

(BPS Sumatera Utara, berbagai tahun)

Dari data di atas terlihat bahwa kebutuhan vinil asetat terus mengalami peningkatan setiap tahun. Selain itu kebutuhan akan vinil asetat di dunia juga tinggi. Pada tahun

2006 kebutuhan dunia akan vinil asetat adalah 1,17 juta ton. Dan diperkirakan akan terus meningkat sebesar 3,3 – 3,9% setiap tahunnya hingga tahun 2011.

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 di dunia diproduksi melalui proses etilen (Weissermel, 1997).

Pendirian pabrik vinil asetat di Indonesia akan mengurangi ketergantungan impor dan menghemat devisa Negara. Selain itu, hal ini juga dapat memacu pertumbuhan industri yang menggunakan vinil asetat sebagai bahan bakunya, serta dapat meningkatkan pengembangan sumber daya manusia.

1.2 Perumusan Masalah

Kebutuhan bahan kimia vinil asetat mengalami peningkatan setiap tahun. Melihat hal ini, Indonesia memiliki peluang untuk memproduksi vinil asetat dalam pemenuhan kebutuhan dalam negeri. Untuk tujuan tersebut, maka perlu adanya prarancangan pabrik vinil asetat (monomer) dengan proses etilen.

1.3 Tujuan Prarancangan Pabrik

Tujuan prarancangan pabrik pembuatan vinil asetat dari etilen, asam asetat dan oksigen adalah untuk menerapkan disiplin ilmu teknik kimia, khususnya dibidang prarancangan, proses dan operasi teknik kimia sehingga akan memberikan gambaran kelayakan prarancangan pabrik pembuatan vinil asetat.

1.4 Manfaat Pra Rancangan Pabrik

Pra rancangan pabrik vinil asetat dapat bermanfaat untuk informasi awal bagi para investor yang akan mendirikan pabrik tersebut. Karena dengan adanya pabrik tersebut, dapat mengurangi tingkat impor Indonesia terhadap vinil asetat. Disamping itu, juga untuk memanfaatkan sumberdaya alam Indonesia dan memberikan nilai tambah pada bahan baku. Manfaat lain yang ingin dicapai dengan didirikannya pabrik ini adalah akan terbukanya lapangan kerja dan memacu rakyat

untuk meningkatkan produksi dalam negeri yang pada akhirnya akan meningkatkan kesejahteraan rakyat.



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

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 relatif mudah dicapai dan biasanya dengan yield yang tinggi. Reaksi etilena juga dapat berupa substitusi membentuk vinil monomer. Turunan etilena digunakan untuk memproduksi plastik, 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, poliester, 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 etilena selanjutnya adalah pada pembuatan etil benzena untuk memproduksi stirena. Saat ini polietilena merupakan bahan yang paling banyak diproduksi dari etilena dan beberapa bahan yang lain diantaranya etanol, linear alkohol, vinil asetat, alfa olefin dan banyak lagi (Anonim, 2008a).

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 murni, asam asetat bebas air (asam asetat glasial) merupakan cairan tidak berwarna yang menyerap air dari lingkungan (bersifat higroskopis) dan membeku dibawah $16,7\text{ }^\circ\text{C}$ ($62\text{ }^\circ\text{F}$) 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 tereftalik yang dimurnikan (PTA), yang mana merupakan bahan antara penting untuk berbagai aplikasi, termasuk serat poliester, 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 isopropil asetat (Anonim, 2008b).

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

2.3 Oksigen

2.3.1 Peranan Oksigen dalam Oksidasi Petrokimia

Oksidasi merupakan tahap penting dalam pembuatan berbagai macam bahan antara untuk berbagai industri kimia penting dan polimer. Antibeku pada otomotif, serat poliester, 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 dan

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.

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 sistem, 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 didapat dengan menggunakan oksigen murni (Gunardson, 1998).

2.3.3 Beberapa Produk Oksidasi Petrokimia

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

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 dikomersialisasi yang didukung oleh teknologi asetilena.

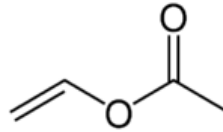
Proses vinil asetat dari etilena juga telah dikembangkan oleh Wacker Chemie. Dalam proses pembuatan vinil asetat, etilena direaksikan dengan oksigen dan asam asetat dengan kemurnian yang tinggi dengan katalis paladium klorida. National Distillers and Chemical, yang kemudian bernama USI Chemical dan saat 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 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 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 dipolimerisasi 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 industri, 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 (PVB), etilena-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).

2.5 Sifat-Sifat Bahan Baku dan Produk

2.5.1 Sifat-sifat Bahan Baku

1. Etilena

Sifat-sifat:

- Berat Molekul : 28,05
- Titik Didih Normal, K : 162,42
- Titik Lebur, K : 104
- Temperatur Kritik, K : 282,34
- Tekanan Kritik, bar : 50,41
- Volume Kritik, cm³/mol : 131,1

- Densitas cair, kg/m^3 ($^{\circ}\text{C}$) : 577 (-110)
- Panas Penguapan, kJ/mol : 13,553

2. Asam Asetat

Sifat-sifat:

- Berat Molekul : 60,05
- Titik Didih Normal, K : 391,04
- Titik Lebur, K : 289,93
- Temperatur Kritik, K : 594,45
- Tekanan Kritik, bar : 57,90
- Volume Kritik, cm^3/mol : 171,0
- Densitas cair, kg/m^3 ($^{\circ}\text{C}$) : 1049,2 (20)
- Panas Penguapan, kJ/mol : 23,7

3. Oksigen

Sifat-sifat:

- Berat Molekul : 32
- Titik Didih Normal, K : 90,15
- Titik Lebur, K : 54,75
- Temperatur Kritik, K : 154,59
- Tekanan Kritik, bar : 50,43
- Densitas, kg/m^3 ($^{\circ}\text{C}$) : 1429 (0)
- Panas Penguapan, kJ/mol : 6,82

2.5.2 Sifat-sifat Produk

1. Vinil Asetat Monomer

Sifat-sifat:

- Berat Molekul : 86,09
- Titik Didih Normal, K : 345,95
- Titik Lebur, K : 180,35
- Temperatur Kritik, K : 519,15
- Tekanan Kritik, bar : 40,3
- Volume Kritik, cm^3/mol : 270
- Densitas cair, kg/m^3 ($^{\circ}\text{C}$) : 934 (20)

- o Panas Penguapan, kJ/mol : 31,49

2. Air

Sifat-sifat:

- o Berat Molekul : 18,015
- o Titik Didih Normal, K : 373,15
- o Titik Lebur, K : 273,15
- o Temperatur Kritik, K : 674,14
- o Tekanan Kritik, bar : 220,64
- o Volume Kritik, cm³/mol : 55,95
- o Densitas cair, kg/m³ (°C) : 1000 (15)
- o Panas Penguapan, kJ/mol : 40,66

(Dimian dan Bildea, 2008)

2.6 Proses Pembuatan Vinil Asetat.

Tiga cara untuk memproduksi vinil asetat yang dilakukan pada saat ini adalah sebagai berikut:

1. Asam Asetat dan Asetilena

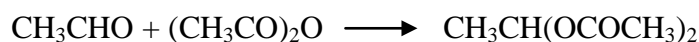
Proses ini didasarkan atas reaksi:



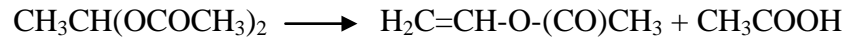
Kondisi operasi pada fasa gas dimana suhu yang digunakan adalah 170-250 °C dan katalis Zn(OAc) yang diperoleh dari char batubara. Konversi asetilena adalah 60-70 % dengan yield asetilena 93 % dan asam asetat 99 %. Tingginya harga asetilena dan masalah keamanan membuat proses ini kurang kompetitif pada saat ini.

2. Asetaldehid dan Asetat anhidrat

Proses ini berlangsung dalam dua tahap. Pertama-tama asetaldehid dan asetat anhidrat membentuk etilidena diasetat dalam fasa cair pada suhu 120-140 °C dengan FeCl₃ sebagai katalis:



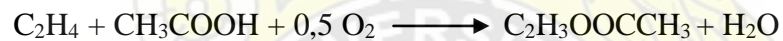
Pada tahap kedua, produk antara didekomposisi pada 120 °C dengan katalis asam:



Sebagai catatan bahwa kesempurnaan proses ini bergantung pada pembaharuan bahan baku.

3. Asam Asetat, Etilena, dan Oksigen

Cara ini merupakan cara yang mendominasi pembuatan vinil asetat pada saat ini. Pada teknologi sebelumnya, reaksi dilakukan dalam fasa cair pada suhu 110-130 °C dan tekanan 30-40 bar dengan menggunakan katalis redoks PdCl₂/CuCl₂, tetapi tingginya korosi menjadi masalah. Proses modern dijalankan dalam fasa gas dengan katalis Pd. Reaksi samping yang cukup tinggi dan tidak diinginkan adalah pembakaran etilena membentuk CO₂. Dengan katalis modern Pd/Au selektivitas dapat diperoleh sebesar 94 % berdasarkan etilena dan 98-99 % berdasarkan asam asetat. Proses ini didasarkan atas reaksi:



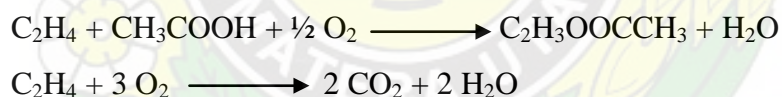
Dengan reaksi samping:



Reaksi fasa gas lebih disukai oleh karena yield yang lebih baik dan masalah korosi yang sedikit (Dimian dan Bildea, 2008). Secara keseluruhan, yield adalah 90 % berdasarkan pada etilena, dan 95 % berdasarkan asam asetat. Menurut perkiraan bahwa penggunaan etilena sebagai pengganti asetilena untuk memproduksi vinil asetat monomer memberikan pengurangan 20 % dalam biaya bahan baku (Erbil, 2000). Karena beberapa alasan tersebut maka proses inilah yang dipilih dalam perancangan pabrik ini.

2.7 Deskripsi 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%) yang masing-masing terdapat pada tangki TK-101, TK-102, dan TK-103 diumpangkan ke dalam vaporizer, untuk mengubah fasa bahan baku menjadi fasa gas. Setelah itu, ketiga bahan baku dicampur pada pencampur gas. Pada pencampur gas, konsentrasi oksigen dikontrol dengan mengatur flow oksigen yang masuk (alur 5). Hal ini dilakukan agar konsentrasi oksigen yang masuk ke dalam reaktor tidak melebihi 8% volum campuran, untuk menghindari resiko ledakan. Setelah itu campuran gas etilen, asam asetat, dan oksigen dipanaskan dengan *heater* hingga suhu 150°C, campuran gas ini kemudian diumpangkan ke kompresor untuk menaikkan tekanan hingga 10 bar. Hal ini dilakukan untuk menyesuaikan temperatur dan tekanan umpan dengan kondisi operasi pada reaktor (R-101). Reaktor yang digunakan adalah reaktor plug flow, dengan menggunakan katalis Paladium. Reaktor ini beroperasi pada tekanan 10 bar dan 150°C, dengan konversi etilen sebesar 10,9%. 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 ekspander untuk menurunkan tekanan, dari 10 bar hingga 1,01 bar (1 atm). Kemudian didinginkan dengan *cooler* (E-201) hingga temperatur 30°C. Setelah didinginkan, produk terdiri dari dua fasa, yaitu fasa gas (etilen, oksigen dan karbondioksida) dan fasa cair (vinil asetat, asam asetat dan air). Campuran produk ini kemudian dialirkan ke kolom *knock out drum* (KO-201) pada tekanan 1,01 bar dan temperatur 30°C, 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.

Produk atas yang merupakan campuran gas etilen, oksigen dan karbondioksida di *recycle* kembali ke dalam pencampur gas setelah melalui splitter (SP-203) untuk dibuang sebagian, hal ini dilakukan untuk menjaga agar konsentrasi karbondioksida tidak terlalu besar. Karena karbondioksida ini dapat menghambat reaksi. Gas etilen murni dicampur dengan gas etilen yang mengandung oksigen dan karbondioksida di dalam pencampur gas (M-101). Produk bawah kolom *knock out drum* diumpankan ke tangki (V-201) untuk dicampur dengan vinil asetat *recycle*. Kemudian campuran diumpankan ke *heater* (E-202) untuk dipanaskan hingga 88 °C. Kemudian produk keluaran *heater* (E-202) dialirkan ke kolom destilasi (T-201) pada tekanan 1,01 bar dengan temperatur reboiler 119 °C dan temperatur kondensor 65 °C, serta rasio refluks 0,85. Produk atas merupakan campuran vinil asetat dan air serta sedikit asam asetat, sedangkan produk bawah merupakan asam asetat dengan sedikit campuran vinil asetat dan air. Asam asetat yang diperoleh sebagai produk bawah kolom destilasi di *recycle* kembali ke tangki pencampur (V-101).

Produk atas kolom destilasi didinginkan dengan *cooler* (E-205) hingga temperatur 30°C. Kemudian dialirkan ke dalam dekanter (D-201) untuk dipisahkan dengan prinsip perbedaan berat jenis komponen. Produk atas keluaran dekanter merupakan vinil asetat 99,9% mol yang kemudian akan dialirkan ke tangki penyimpanan produk (TK-201) setelah sebelumnya melalui splitter (SP-202). Pada splitter (SP-202) sebagian vinil asetat di-*recycle* kembali agar komposisi vinil asetat dengan air yang masuk ke kolom destilasi adalah 3:1, hal ini dilakukan campuran vinil asetat dengan air membentuk azeotrop pada kolom destilasi. Produk bawah dekanter (D-201) merupakan campuran air dan sedikit asam asetat. Produk bawah merupakan air limbah proses yang selanjutnya akan diolah di unit pengolahan limbah.

BAB III

NERACA MASSA

Hasil perhitungan neraca massa pada proses pembuatan vinil asetat dengan kapasitas produksi 40.000 ton/tahun adalah sebagai berikut :

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Waktu kerja pertahun : 330 hari

Satuan operasi : kg/jam

3.1 *Mixing Point I (M-101)*

Tabel 3.1 Neraca Massa pada *Mixing Point I (M-101)*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Alur 4	Alur 20	Alur 8
Etilena	2801	12715	15517
Etana	3	14	17
Oksigen	-	857	857
Asam Asetat	-	-	-
Karbon Dioksida	-	12015	12015
Vinil Asetat	-	-	-
Air	-	-	-
Total	2804	25601	28406
	28406		28406

3.2 *Mixing Point II (M-102)*

Tabel 3.2 Neraca Massa pada *Mixing Point I (M-102)*

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Alur 5	Alur 9	Alur 8	Alur 10
Etilena	-	-	15517	15517
Etana	-	1	17	17
Oksigen	1914	-	857	2771
Asam Asetat	-	14112	-	14112
Karbon Dioksida	-	-	12015	12015
Vinil Asetat	-	46	-	46
Air	-	8	-	8
Total	1914	14167	28406	44487
	44487			44487

3.3 Tangki Pencampur I (V-101)

Tabel 3.3 Neraca Massa pada Tangki Pencampur I (V-101)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Alur 3	Alur 30	Alur 6
Etilena	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	3541	10571	14112
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	-	46	46
Air	5	3	8
Total	3546	10620	14167
	14167		14167

3.4 Reaktor (R-101)

Tabel 3.4 Neraca Massa pada Reaktor (R-101)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Alur 12	Alur 13
Etilena	15517	13604
Etana	17	17
Oksigen	2771	917
Asam Asetat	14112	10590
Karbon Dioksida	12015	12855
Vinil Asetat	46	5095
Air	8	1409
Total	44487	44487

3.5 Knock Out Drum (KO-201)

Tabel 3.5 Neraca Massa pada Knock Out Drum (KO-201)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 15	Alur 17	Alur 16
Etilena	13604	13604	-
Etana	17	17	-
Oksigen	917	917	-
Asam Asetat	10590	-	10590
Karbon Dioksida	12855	12855	-
Vinil Asetat	5095	-	5095
Air	1409	-	1409
Total	44487	27393	17094
	44487	44470	

3.6 Tangki Pencampur II (V-201)

Tabel 3.6 Neraca Massa pada Tangki Pencampur II (V-201)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Alur 16	Alur 35	Alur 21
Etilena	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	10590	-	10590
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	5095	15148	20243
Air	1409	3	1412
Total	17094	15152	32246
	32246		32246

3.7 Kolom Destilasi (T-201)

Tabel 3.7 Neraca Massa pada Kolom Destilasi (T-201)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 22	Alur 26	Alur 30
Etilena	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	10590	19	10571
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	20243	20198	46
Air	1412	1409	3
Total	32246	21625	10620
	32246	32246	

3.8 Kondensor (E-203)

Tabel 3.8 Neraca Massa pada Kondensor (E-203)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Alur 23	Alur 24
Etilena	-	-
Oksigen	-	-
Asam Asetat	35	35
Karbon Dioksida	-	-
Vinil Asetat	37366	37366
Air	2606	2606
Total	40007	40007

3.9 Reboiler (E-204)

Tabel 3.9 Neraca Massa pada Reboiler (E-204)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 28	Alur 30	Alur 29
Etilena	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	26467	10571	15895
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	114	46	69
Air	8	3	5
Total	26589	10620	15969
	26589	26589	

3.10 Akumulator (V-202)

Tabel 3.10 Neraca Massa pada Akumulator (V-202)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Alur 24	Alur 25
Etilena	-	-
Oksigen	-	-
Asam Asetat	35	35
Karbon Dioksida	-	-
Vinil Asetat	37366	37366
Air	2606	2606
Total	40007	40007

3.11 Splitter I (SP-201)

Tabel 3.11 Neraca Massa pada Splitter I (SP-201)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 25	Alur 27	Alur 26
Etilena	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	35	16	19
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	37366	17168	20198
Air	2606	1198	1409
Total	40007	18382	21625
	40007	40007	

3.12 Dekanter (D-201)

Tabel 3.12 Neraca Massa pada Dekanter (D-201)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 31	Alur 32	Alur 33
Etilena	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	19	-	19
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	20198	20198	-
Air	1409	4	1405
Total	21625	20202	1423
	21625	21625	

3.13 Splitter II (SP-202)

Tabel 3.13 Neraca Massa pada Splitter II (SP-202)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 32	Alur 35	Alur 34
Etilena	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	-	-	-
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	20198	15148	5049
Air	4	3	1
Total	20202	15152	5051
	20202	20202	

3.14 Splitter III (SP-203)

Tabel 3.14 Neraca Massa pada Splitter III (SP-203)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 17	Alur 18	Alur 19
Etilena	13604	889	12715
Etana	17	3	14
Oksigen	917	60	857
Asam Asetat	-	-	-
Karbon Dioksida	12855	840	12015
Vinil Asetat	-	-	-
Air	-	-	-
Total	27393	1791	25601
	27393	27393	



BAB IV

NERACA ENERGI

Basis Perhitungan : 1 jam operasi
Satuan operasi : kJ/jam
Temperatur basis : 25 °C

4.1 Vaporizer 1 (E-101)

Tabel 4.1 Neraca Energi Pada Vaporizer 1 (E-101)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	-1907992,106	-
Produk	-	-309032,064
Steam	1598960,02	-
Total	-309032,064	-309032,064

4.2 Vaporizer 2 (E-102)

Tabel 4.2 Neraca Energi Pada Vaporizer 2 (E-102)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	-1423939,828	-
Produk	-	-277911,3153
Steam	1146028,513	-
Total	-277911,3153	-277911,3153

4.3 Vaporizer 3 (E-103)

Tabel 4.3 Neraca Energi Pada Vaporizer 3 (E-103)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	1706178,407	-
Produk	-	8566796,603
Steam	6860618,196	-
Total	8566796,603	8566796,603

4.4 Heater 1 (E-104)

Tabel 4.4 Neraca Energi Pada Heater 1 (E-104)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	3410721,033	-
Produk	-	13747526,29
Steam	10336805,26	-
Total	12029958,29	13747526,29

4.5 Reaktor (R-101)

Tabel 4.5 Neraca Energi Pada Reaktor (R-101)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	13747526,29	-
Produk	-	17640801,95
ΔH_r	19498374,1	-
Air pendingin	-	15605098,44
Total	33245900,39	33245900,39

4.6 Cooler 1 (E-201)

Tabel 4.6 Neraca Energi Pada Cooler 1 (E-201)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	17640801,95	-
Produk	-	322610,86
Air pendingin	-	17318191,09
Total	17640801,95	17640801,95

4.7 Heater 3 (E-202)

Tabel 4.7 Neraca Energi Pada Heater 3 (E-202)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	296811,627	-
Produk	-	11096143,82
Steam	10799332,19	-
Total	11096143,82	11096143,82

4.8 Destilasi (T-201)

4.8.1 Kondensor (E-203)

Tabel 4.8 Neraca Energi Pada Kondensor (E-203)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	18434625,76	-
Produk	-	17445570,13
Air pendingin	-	989055,63
Total	18434625,76	18434625,76

4.8.2 Reboiler (E-204)

Tabel 4.9 Neraca Energi Pada Reboiler (E-204)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	2833192,92	-
Produk	-	15010007,33
Steam	12176814,41	-
Total	15010007,33	15010007,33

4.9 Cooler 2 (E-205)

Tabel 4.10 Neraca Energi Pada Cooler 2 (E-205)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	2042154,71	-
Produk	-	212861,99
Air pendingin	-	1829292,72
Total	2042154,71	2042154,71

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

5.1 Tangki Penyimpanan Etilena (TK – 101)

- Fungsi : Menyimpan etilena cair untuk kebutuhan 20 hari
- Bahan konstruksi : *Low alloy steel SA-353*
- Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *elipsoidal*
- Jumlah : 4 unit
- Kapasitas : 615,6811 m³
- Kondisi operasi :
- Temperatur : 30 °C
 - Tekanan : 150 kPa
- Kondisi fisik :
- Silinder
 - Diameter : 8,2098 m
 - Tinggi : 10,2623 m
 - Tebal : 3/4 in
 - Tutup
 - Diameter : 8,2098 m
 - Tinggi : 2,0525 m
 - Tebal : 3/4 in

5.2 Tangki Penyimpanan Oksigen (TK – 102)

- Fungsi : Menyimpan oksigen cair untuk kebutuhan 20 hari
- Bahan konstruksi : *Low alloy steel SA-353*
- Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *elipsoidal*
- Jumlah : 4 unit
- Kapasitas : 852,0586 m³
- Kondisi operasi :
- Temperatur : -183 °C
 - Tekanan : 150 kPa

Kondisi fisik :

- Silinder
 - Diameter : 9,1489 m
 - Tinggi : 11,4362 m
 - Tebal : 3/4 in
- Tutup
 - Diameter : 9,1489 m
 - Tinggi : 2,2872 m
 - Tebal : 3/4 in

5.3 Tangki Penyimpanan Asam Asetat (TK – 103)

Fungsi : Menyimpan asam asetat untuk kebutuhan 20 hari

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA –285 Grade C*

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*

Jumlah : 2 unit

Kapasitas : 850,3851 m³

Kondisi operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 101,325 kPa

Kondisi fisik :

- Silinder
 - Diameter : 8,9704 m
 - Tinggi : 11,9605 m
 - Tebal : 1 in
- Tutup
 - Diameter : 8,9704 m
 - Tinggi : 2,02426 m
 - Tebal : 1 in

5.4 Tangki Penyimpanan Vinil Asetat (TK – 201)

- Fungsi : Menyimpan vinil asetat untuk kebutuhan 20 hari
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA –285 Grade C*
- Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*
- Jumlah : 3 unit
- Kapasitas : 912,3292 m³
- Kondisi operasi :
- Temperatur : 30 °C
 - Tekanan : 101,325 kPa
- Kondisi fisik :
- Silinder
 - Diameter : 9,1831 m
 - Tinggi : 12,2442 m
 - Tebal : 1 in
 - Tutup
 - Diameter : 9,1831 m
 - Tinggi : 2,2958 m
 - Tebal : 1 in

5.5 Tangki Pencampur I (V-101)

- Fungsi : Untuk mencampur asam asetat *recycle* dengan asam asetat *fresh*
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA –285 Grade C*
- Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*
- Jumlah : 1 unit
- Kapasitas : 14,1773 m³
- Kondisi operasi :
- Temperatur : 30 °C
 - Tekanan : 101,325 kPa
- Kondisi fisik :
- Silinder

- Diameter : 2,2916 m
- Tinggi : 3,0555 m
- Tebal : ¼ in
- Tutup
 - Diameter : 2,2916 m
 - Tinggi : 0,5729 m
 - Tebal : ¼ in

5.6 Tangki Pencampur II (V-201)

Fungsi : Untuk mencampur vinil asetat *recycle* dengan campuran yang berasal dari *knock out drum*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA –285 Grade C*

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 34,8338 m³

Kondisi operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 101,325 kPa

Kondisi fisik :

- Silinder
 - Diameter : 3,0922 m
 - Tinggi : 4,123 m
 - Tebal : ½ in
- Tutup
 - Diameter : 3,0922 m
 - Tinggi : 0,7731 m
 - Tebal : ½ in

5.7 Akumulator (V-202)

Fungsi : Mengumpulkan destilat yang keluar dari kondensor (E-203)

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA –285 Grade C*
Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup *ellipsoidal*
Jumlah : 1 unit
Kapasitas : 45,6538 m³
Kondisi operasi :
- Temperatur : 65 °C
- Tekanan : 101,325 kPa
Kondisi fisik :
▪ Silinder
- Diameter : 2,751 m
- Tinggi : 6,8774 m
- Tebal : ½ in
▪ Tutup
- Diameter : 2,751 m
- Tinggi : 0,6877 m
- Tebal : ½ in

5.8 Kompresor (C-101)

Fungsi : menaikkan tekanan asam asetat dari vaporizer 3 (E-103) sebelum masuk ke pencampur gas 2 (M-102).

Jenis : *Reciprocating compressor*

Jumlah : 1 unit dengan 1 stages

Bahan konstruksi : baja karbon

Tekanan masuk : 1,01325 bar

Tekanan keluar : 1,5 bar

Kapasitas : 712,76 m³/jam

Daya motor : 145 hp

5.9 Kompresor (C-102)

Fungsi : menaikkan tekanan campuran gas dari *heater* 1 (E-104) sebelum masuk ke reaktor (R-101).

Jenis : *Reciprocating compressor*
Jumlah : 1 unit dengan 1 stages
Bahan konstruksi : baja karbon
Tekanan masuk : 1,5 bar
Tekanan keluar : 10 bar
Kapasitas : 2357,6 m³/jam
Daya motor : 680 hp

5.10 Kompresor (C-201)

Fungsi : menaikkan tekanan produk gas *recycle* dari splitter (SP-203) sebelum masuk ke pencampur gas 1 (M-101).

Jenis : *Reciprocating compressor*
Jumlah : 1 unit dengan 1 stages
Bahan konstruksi : baja karbon
Tekanan masuk : 1,01325 bar
Tekanan keluar : 1,5 bar
Kapasitas : 1637,35 m³/jam
Daya motor : 33 hp

5.11 Ekspander (JE-101)

Fungsi : menurunkan tekanan produk keluaran reaktor (R-101).

Jenis : *Centrifugal Expander*
Jumlah : 1 unit dengan 1 stages
Bahan konstruksi : baja karbon
Tekanan masuk : 10 bar
Tekanan keluar : 1,01325 bar
Kapasitas : 344,4 m³/jam
Daya yang dihasilkan : 693 hp

5.12 Blower (JB-101)

Fungsi	: mengalirkan campuran gas dari <i>Knock-out drum</i> (KO-201) ke <i>splitter</i> (SP-203).
Jenis	: <i>blower</i> sentrifugal
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 2447,75 m ³ /jam
Daya motor	: 86 hp

5.13 *Knock-out Drum* (KO-101)

Fungsi	: Memisahkan campuran fasa gas dengan fasa cair
Bentuk	: Silinder vertikal dengan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan konstruksi	: <i>Low alloy steel SA-353</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 181,908 m ³
Kondisi operasi	:
- Temperatur	: 30 °C
- Tekanan	: 101,325 kPa
Kondisi fisik	:
▪ Silinder	
- Diameter	: 2,31 m
- Tinggi	: 6,14 m
- Tebal	: 3 in
▪ Tutup	
- Diameter	: 2,31 m
- Tinggi	: 0,58 m
- Tebal	: 3 in

5.14 Dekanter (D-201)

Fungsi	: memisahkan air dari produk
Bentuk	: silinder horizontal dengan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel SA-285 grade C</i>

- Jumlah : 1 unit
Kapasitas : 20,19 m³
Kondisi operasi :
- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 101,325 kPa
Kondisi fisik :
▪ Silinder
- Diameter : 3,93 m
- Tinggi : 5,23 m
- Tebal : 1,25 in
▪ Tutup
- Diameter : 3,93 m
- Tinggi : 0,98 m
- Tebal : 1,25 in

5.15 Reaktor (R-201)

- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi
Jenis : *plug flow reactor*
Type Reaktor : *Reaktor Packed Bed*
Bentuk : silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal
Bahan konstruksi : *cabon steel SA-285 grade A*
Jumlah : 1 unit
Volume reaktor : 16,4748 m³
Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi:
- Temperatur masuk : 150 °C
- Temperatur keluar : 150 °C
- Tekanan operasi : 10 bar
Kondisi fisik :
- Silinder
- Diameter : 2,83 m
- Panjang : 7,5 m

- Tebal : 2 in
- Tutup
 - Diameter : 2,83 m
 - Tinggi : 0,71 m
 - Tebal : 2 in
- Tube:
 - Diameter : 0,037 m
 - Panjang : 7,5 m
 - *Pitch* : 20 *square pitch*
 - Jumlah : 2045

5.16 Kolom Destilasi 1 (T-101)

Fungsi : Memisahkan vinil asetat dan air dari asam asetat.

Bentuk : silinder vertikal dengan alas dan tutup *ellipsoidal*

Bahan konstruksi : *carbon steel SA-285 grade A*

Jenis : *Sieve – tray*

Jumlah : 1 unit

Jumlah piring : 20 piring

Kondisi operasi :

- Temperatur : 88 °C
- Tekanan : 101,325 kPa

Kondisi fisik :

- Silinder
 - Diameter : 2,63 m
 - Tinggi : 12 m
 - Tebal : 0,25 in
- Tutup
 - Diameter : 2,63 m
 - Tinggi : 0,657 m
 - Tebal : 0,25 in

5.17 Vaporizer (E – 101)

Fungsi	: Menaikkan temperatur etilen dari tangki penyimpanan etilen (TK-101) serta mengubah menjadi fasa uap.
Jenis	: <i>2-4 shell and tube exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 2476 kg/jam
Diameter <i>tube</i>	: 1 in
Jenis <i>tube</i>	: 18 BWG
Panjang <i>tube</i>	: 16 ft
Pitch (P_T)	: 1 1/4 in <i>square pitch</i>
Jumlah <i>tube</i>	: 68
Diameter <i>shell</i>	: 15,25 in

5.18 Vaporizer (E – 102)

Fungsi	: Menaikkan temperatur oksigen dari tangki penyimpanan oksigen (TK-102) serta mengubah menjadi fasa uap.
Jenis	: <i>2-4 shell and tube exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 1688 kg/jam
Diameter <i>tube</i>	: 1 in
Jenis <i>tube</i>	: 18 BWG
Panjang <i>tube</i>	: 16 ft
Pitch (P_T)	: 1 1/4 in <i>square pitch</i>
Jumlah <i>tube</i>	: 52
Diameter <i>shell</i>	: 13,25 in

5.19 Vaporizer (E – 103)

Fungsi	: Menaikkan temperatur asam asetat dari tangki penampung sementara (V-101) serta mengubah menjadi fasa uap.
Jenis	: <i>2-4 shell and tube exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 12391 kg/jam

Diameter *tube* : 1 in
Jenis *tube* : 18 BWG
Panjang *tube* : 16 ft
Pitch (P_T) : 1 1/4 in *square pitch*
Jumlah *tube* : 192
Diameter *shell* : 23,25 in

5.20 Heater 1 (E-104)

Fungsi : Meningkatkan temperatur campuran gas sebelum dimasukkan ke reaktor R-102.
Jenis : 2-4 *shell and tube exchanger*
Jumlah : 1 unit
Kapasitas : 39811 kg/jam
Diameter *tube* : 1 in
Jenis *tube* : 18 BWG
Panjang *tube* : 16 ft
Pitch (P_T) : 1 1/4 in *square pitch*
Jumlah *tube* : 432
Diameter *shell* : 33 in

5.21 Cooler 1 (E-201)

Fungsi : Menurunkan temperatur campuran gas keluaran reaktor (R-102)
Jenis : 1-2 *shell and tube exchanger*
Jumlah : 1 unit
Kapasitas : 38911kg/jam
Diameter *tube* : 1 in
Jenis *tube* : 18 BWG
Panjang *tube* : 12 ft
Pitch (P_T) : 1 1/4 in *triangular pitch*
Jumlah *tube* : 326
Diameter *shell* : 29 in

5.22 Heater 2 (E-202)

Fungsi	: Menaikkan temperatur aliran umpan kolom destilasi (T-201)
Jenis	: 1-2 <i>shell and tube exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 22479,0757 kg/jam
Diameter <i>tube</i>	: 1 in
Jenis <i>tube</i>	: 18 BWG
Panjang <i>tube</i>	: 16 ft
Pitch (P_T)	: 1 1/4 in <i>triangular pitch</i>
Jumlah <i>tube</i>	: 112
Diameter <i>shell</i>	: 17,25 in

5.23 Kondensor (E-203)

Fungsi	: Mengkondensasikan uap dari kolom destilasi (T-201).
Jenis	: 2-4 <i>shell and tube exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 35006 kg/jam
Diameter <i>tube</i>	: 1 in
Jenis <i>tube</i>	: 18 BWG
Panjang <i>tube</i>	: 12 ft
Pitch (P_T)	: 1 1/4 in <i>square pitch</i>
Jumlah <i>tube</i>	: 132
Diameter <i>shell</i>	: 19,25 in

5.24 Reboiler (E-204)

Fungsi	: Menguapkan cairan dari kolom destilasi (T-201).
Jenis	: 2-4 <i>shell and tube exchanger</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 22479,0757 kg/jam
Diameter <i>tube</i>	: 1 in

Jenis *tube* : 18 BWG
Panjang *tube* : 16 ft
Pitch (P_T) : 1 1/4 in *square pitch*
Jumlah *tube* : 278
Diameter *shell* : 27 in

5.25 Cooler 2 (E-205)

Fungsi : Menurunkan temperatur aliran umpan dekanter (D-201).
Jenis : 4-8 *shell and tube exchanger*
Jumlah : 1 unit
Kapasitas : 18922 kg/jam
Diameter *tube* : 1 in
Jenis *tube* : 8 BWG
Panjang *tube* : 16 ft
Pitch (P_T) : 1 7/8 in *square pitch*
Jumlah *tube* : 151
Diameter *shell* : 33 in

5.26 Pompa Etilena (P-101)

Fungsi : Memompa etilen ke *Vaporizer* (E-101)
Jenis : Pompa sentrifugal
Jumlah : 1 unit
Bahan Konstruksi : *commercial steel*
Kapasitas : 0,0419 ft³/s
Daya motor : 1/4 hp

5.27 Pompa Oksigen (P-102)

Fungsi : Memompa oksigen ke *Vaporizer* (E-102)
Jenis : Pompa sentrifugal
Jumlah : 1 unit
Bahan Konstruksi : *commercial steel*
Kapasitas : 0,0145 ft³/s

Daya motor : ¼ hp

5.28 Pompa Asam Asetat (P-103)

Fungsi : Memompa asam asetat ke tangki pencampur I (V-101)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kapasitas : 0,029 ft³/s

Daya motor : ¼ hp

5.29 Pompa Asam Asetat (P-104)

Fungsi : Memompa asam asetat ke *Vaporizer* (E-103)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kapasitas : 0,1261 ft³/s

Daya motor : ¼ hp

5.30 Pompa *Recycle* Asam Asetat (P-105)

Fungsi : Memompa asam asetat dari reboiler (E-204) ke tangki pencampur I (V-101)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*

Kapasitas : 0,0973 ft³/s

Daya motor : ½ hp

5.31 Pompa V-201 (P-201)

Fungsi : Memompa cairan dari tangki pencampur II (V-201) ke *heater* (E-202)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *commercial steel*
Kapasitas : 0,1987 ft³/s
Daya motor : ¼ hp

5.32 Pompa Reboiler (P-202)

Fungsi : Memompa cairan dari reboiler (E-204)
Jenis : Pompa sentrifugal
Jumlah : 1 unit
Bahan Konstruksi : *commercial steel*
Kapasitas : 0,2343 ft³/s
Daya motor : 1 hp

5.33 Pompa Refluks Destilat (P-203)

Fungsi : Memompa campuran dari *Splitter* I (SP-201) ke Kolom Destilasi (T-201)
Jenis : Pompa sentrifugal
Jumlah : 1 unit
Bahan Konstruksi : *commercial steel*
Kapasitas : 0,1715 ft³/s
Daya motor : ¼ hp

5.34 Pompa Destilat (P-204)

Fungsi : Memompa campuran dari *Splitter* I (SP-201) ke *Cooler* (E-205)
Jenis : Pompa sentrifugal
Jumlah : 1 unit
Bahan Konstruksi : *commercial steel*
Kapasitas : 0,2017 ft³/s
Daya motor : ¼ hp

5.35 Pompa Dekanter (P-205)

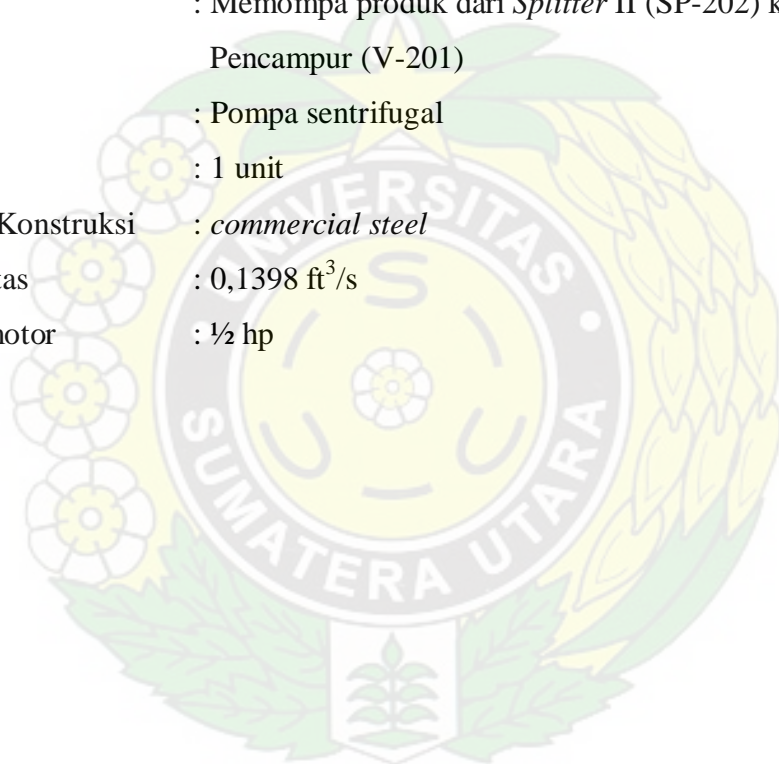
Fungsi : Memompa produk dari Dekanter (D-201) ke Tangki Produk

(TK-201)

Jenis : Pompa sentrifugal
Jumlah : 1 unit
Bahan Konstruksi : *commercial steel*
Kapasitas : 0,1864 ft³/s
Daya motor : ½ hp

5.36 Pompa *Recycle* (P-206)

Fungsi : Memompa produk dari *Splitter* II (SP-202) ke Tangki
Pencampur (V-201)
Jenis : Pompa sentrifugal
Jumlah : 1 unit
Bahan Konstruksi : *commercial steel*
Kapasitas : 0,1398 ft³/s
Daya motor : ½ hp



BAB VI

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

6.1 Instrumentasi

Instrumentasi adalah peralatan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya suatu proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Alat-alat instrumentasi dipasang pada setiap peralatan proses dengan tujuan agar para teknisi dapat memantau dan mengontrol kondisi di lapangan. Dengan adanya instrumentasi ini pula, para teknisi dapat segera melakukan tindakan apabila terjadi kejanggalan dalam proses. Namun pada dasarnya, tujuan pengendalian tersebut adalah agar kondisi proses di pabrik mencapai tingkat kesalahan (*error*) yang paling minimum sehingga produk dapat dihasilkan secara optimal (Considine, 1985).

Tujuan pabrik secara keseluruhan adalah untuk mengkonversi bahan baku tertentu menjadi produk yang diinginkan menggunakan sumber-sumber energi yang tersedia, dengan cara yang paling ekonomis. Selama operasi ini, suatu pabrik kimia harus memenuhi beberapa persyaratan yang ditentukan perancangannya dan kondisi-kondisi teknis, ekonomi, serta sosial secara umum dengan adanya perubahan-perubahan eksternal yang mempengaruhi (gangguan). Diantara persyaratan-persyaratan tersebut adalah sebagai berikut:

1. Keamanan
2. Spesifikasi produk
3. Peraturan-peraturan yang berhubungan dengan lingkungan
4. Jenis peralatan yang digunakan
5. Ekonomi

Semua persyaratan yang disebutkan di atas memerlukan pengawasan yang kontinu terhadap operasi di dalam pabrik kimia dan pengendalian eksternal untuk menjamin tercapainya tujuan operasi pabrik. Hal ini dilakukan dengan suatu susunan peralatan yang rasional (alat-alat ukur, valve, kontroler, komputer) yang disebut juga dengan instrumentasi dan campur tangan manusia (perancang pabrik dan operator pabrik), yang keduanya merupakan suatu sistem kontrol (Stephanopoulos, 1984).

Peralatan Instrumentasi berfungsi sebagai pengontrol, penunjuk pencatat, dan pemberi tanda bahaya. Peralatan instrumentasi biasanya bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomis dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrumen dekat peralatan proses (kontrol manual) atau disatukan dalam suatu ruang kontrol yang dihubungkan dengan bangsal peralatan (kontrol otomatis) (Timmerhaus, 2004).

Variabel-variabel proses yang biasanya dikontrol/diukur oleh instrumen adalah (Considine, 1985):

1. Variabel utama, seperti temperatur, tekanan, laju alir, dan level cairan.
2. Variabel tambahan, seperti densitas, viskositas, panas spesifik, konduktivitas, pH, humiditas, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembaban, dan variabel lainnya.

Instrumentasi yang umum digunakan dalam pabrik adalah (Considine, 1985):

1. Untuk variabel temperatur:
 - *Temperature Controller* (TC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur suatu alat. Dengan menggunakan *Temperature Controller*, para teknisi juga dapat melakukan pengendalian terhadap peralatan sehingga temperatur peralatan tetap berada dalam *range* yang diinginkan. *Temperature Controller* kadang-kadang juga dapat mencatat temperatur dari suatu peralatan secara berkala (*Temperature Recorder*).
 - *Temperature Indicator* (TI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat
2. Untuk variabel tinggi permukaan cairan
 - *Level Controller* (LC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat. Dengan menggunakan *Level Controller*, para teknisi juga dapat melakukan pengendalian ketinggian cairan dalam peralatan tersebut.
 - *Level Indicator* (LI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat.
3. Untuk variabel tekanan

- *Pressure Controller* (PC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat. Para teknisi juga dapat melakukan perubahan tekanan dari peralatan operasi. *Pressure Controller* dapat juga dilengkapi pencatat tekanan dari suatu peralatan secara berkala (*Pressure Recorder*).
 - *Pressure Indicator* (PI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat.
4. Untuk variabel aliran cairan
- *Flow Controller* (FC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
- Flow Indicator* (FI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju aliran atau cairan suatu alat.

Instrumentasi yang digunakan pada pabrik pembuatan vinil asetat adalah :

1. Instrumentasi tangki cairan

Instrumentasi pada tangki cairan mencakup *level indicator* (LI) yang berfungsi untuk menunjukkan tinggi cairan di dalam tangki bahan baku.

2. Instrumentasi pada vaporizer

Instrumentasi pada vaporizer mencakup *pressure controller* (PC) dan *temperature controller* (TC). *Pressure controller* (PC) berfungsi untuk mengatur tekanan pada vaporizer dengan mengatur bukaan katup uap pemanas atau air pendingin, apabila tekanan dalam reaktor dengan uap pemanas melebihi tekanan yang diinginkan maka bukaan katup uap pemanas diperkecil, sebab tekanan berbanding lurus dengan temperatur. *Temperature controller* (TC) berfungsi untuk mengatur temperatur vaporizer dengan mengatur bukaan katup uap pemanas yang masuk.

3. Instrumentasi pencampur gas

Instrumentasi pada pencampur gas mencakup *composition controller* (CC) yang berfungsi untuk mengontrol konsentrasi oksigen dengan mengatur bukaan katup aliran gas oksigen yang masuk. Pengukuran konsentrasi dapat dilakukan dengan menggunakan peralatan analisa komposisi seperti *gas chromatography*, *infrared analyzers*, *Paramagnetism*, dan sebagainya. Konsentrasi suatu senyawa di dalam

suatu alat dilakukan dengan mengatur jumlah senyawa yang masuk ke dalam alat tersebut dengan menggunakan *control valve* (Maloney, 2007).

4. Instrumentasi tangki pencampur

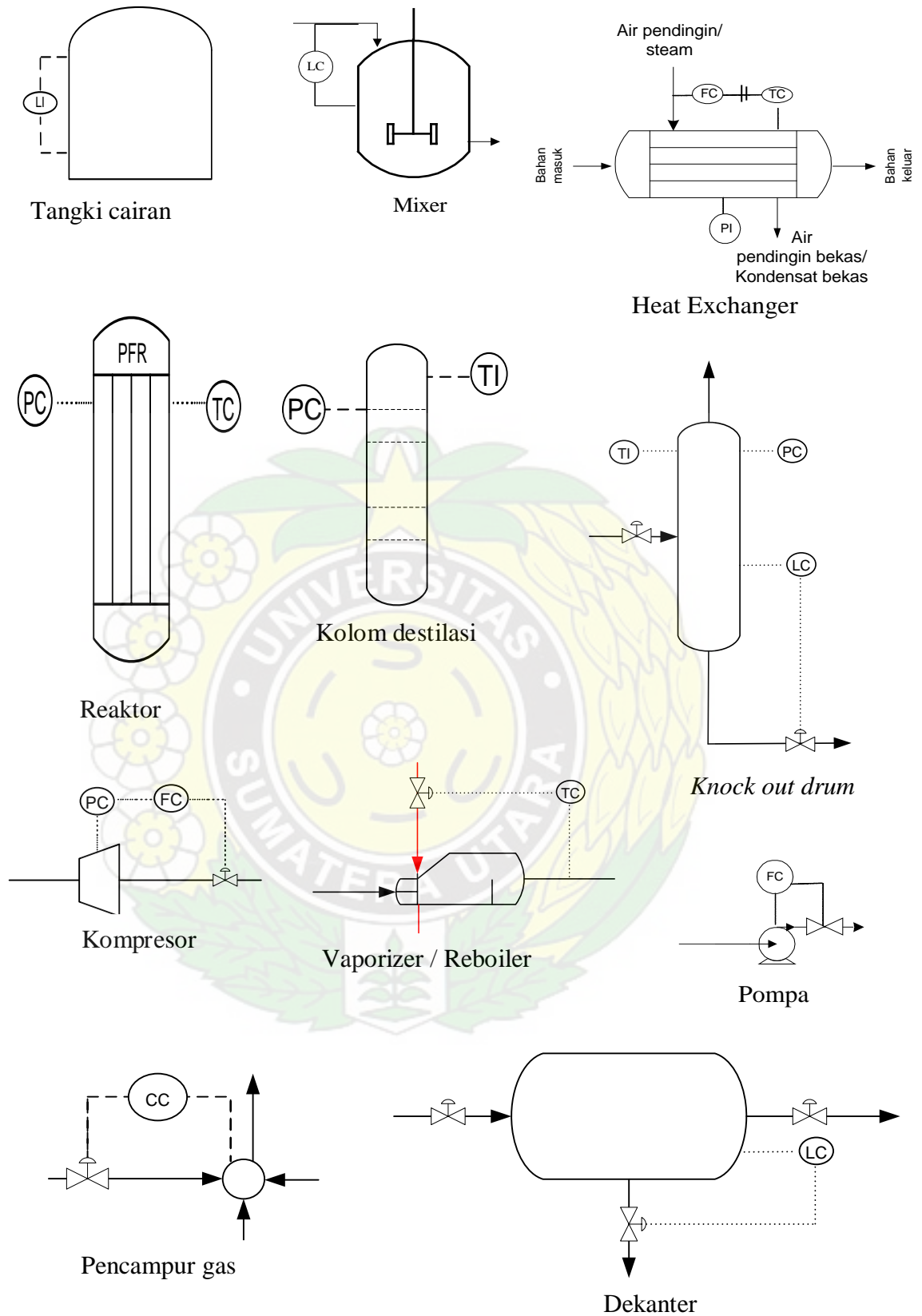
Instrumentasi pada tangki pencampur mencakup *level controller* (LC). *Level controller* (LC) berfungsi untuk mengontrol tinggi cairan dalam mixer dengan mengatur bukaan katup aliran bahan keluar mixer.

5. Instrumentasi reaktor

Instrumentasi pada reaktor mencakup *temperature controller* (TC) dan *pressure controller* (PC). *Temperature controller* (TC) berfungsi untuk mengontrol temperatur dalam reaktor dengan mengatur bukaan katup uap pemanas atau air pendingin. *Pressure controller* (PC) berfungsi untuk mengontrol tekanan dalam reaktor dengan mengatur bukaan katup uap pemanas atau air pendingin, apabila tekanan dalam reaktor dengan uap pemanas melebihi tekanan yang diinginkan maka bukaan katup uap pemanas diperkecil, sebab tekanan berbanding lurus dengan temperatur. Tekanan dalam reaktor juga dikontrol dengan mengatur tekanan umpan masuk ke reaktor.

6. Instrumentasi pada *knock out drum*

Instrumentasi pada *knock out drum* mencakup *pressure controller* (PC) *temperature indicator* (TI) dan *level controller* (LC). *Pressure controller* (PC) berfungsi untuk mengontrol tekanan dalam *knock out drum* dengan mengatur bukaan katup uap pemanas atau air pendingin, apabila tekanan dalam reaktor dengan uap pemanas melebihi tekanan yang diinginkan maka bukaan katup uap pemanas diperkecil, sebab tekanan berbanding lurus dengan temperatur. *Temperature indicator* (TI) berfungsi untuk menunjukkan temperatur dalam *knock out drum*. *Level controller* (LC) berfungsi untuk mengontrol tinggi cairan yang ada di dalam *knock out drum* dengan mengatur aliran umpan yang masuk.



Gambar 6.1 Instrumentasi pada Pra – rancangan Pabrik Pembuatan Vinil Asetat

7. Instrumentasi kolom distilasi

Instrumentasi pada kolom distilasi mencakup *temperature indicator* (TI), *pressure controller* (PC), dan *level controller* (LC). *Temperature indicator* (TI) berfungsi untuk menunjukkan temperatur dalam kolom distilasi. *Pressure controller* (PC) berfungsi untuk mengontrol tekanan dalam kolom distilasi dengan mengatur bukaan katup uap umpan masuk dari reboiler parsial. *Level controller* (LC) berfungsi untuk mengontrol tinggi cairan dalam kolom distilasi dengan mengatur bukaan katup cairan refluks ke kolom distilasi, yang bertujuan untuk mengantisipasi terjadinya *flooding* (banjir) pada *tray* kolom distilasi.

8. Instrumentasi reboiler

Instrumentasi pada reboiler mencakup *temperature controller* (TC) dan *pressure controller* (PC). *Temperature controller* (TC) berfungsi untuk mengontrol temperatur dalam reboiler dengan mengatur bukaan katup uap pemanas masuk. *Pressure controller* (PC) berfungsi untuk mengontrol tekanan dalam reboiler dengan mengatur bukaan katup uap pemanas masuk, apabila tekanan dalam reboiler melebihi tekanan yang diinginkan maka bukaan katup uap pemanas diperkecil, sebab tekanan berbanding lurus dengan temperatur.

9. Instrumentasi pompa

Instrumentasi pada pompa mencakup *flow controller* (FC) yang berfungsi untuk mengatur laju alir bahan dalam pipa dengan mengatur bukaan katup aliran bahan.

10. Instrumentasi blower

Instrumentasi pada blower mencakup *flow controller* (FC) yang berfungsi untuk mengatur laju alir bahan dalam pipa dengan mengatur bukaan katup aliran bahan.

11. Instrumentasi kompresor dan ekspander

Instrumentasi pada kompresor mencakup *flow controller* (FC) dan *pressure controller* (PC). *Flow controller* (FC) berfungsi untuk mengatur laju alir bahan dalam pipa dengan mengatur bukaan katup aliran bahan. *Pressure controller* (PC) berfungsi untuk mengatur tekanan bahan dalam pipa dengan mengatur bukaan katup aliran bahan.

12. Instrumentasi heater

Instrumentasi pada heater dan vaporizer mencakup *temperature controller* (TC) yang berfungsi untuk mengatur temperatur bahan keluaran heater dan vaporizer dengan mengatur bukaan katup uap pemanas masuk.

13. Instrumentasi cooler dan condenser

Instrumentasi pada cooler dan condenser mencakup *temperature controller* (TC) yang berfungsi untuk mengatur temperatur bahan keluaran cooler dan condenser dengan mengatur bukaan katup air pendingin masuk.

14. Instrumentasi pada dekanter

Instrumentasi yang digunakan pada dekanter mencakup *level controller* (LC). *Level controller* (LC) berfungsi untuk mengontrol tinggi cairan dalam dekanter dengan mengatur aliran masuk ataupun keluar.

Tabel 6.1 Daftar penggunaan instrumentasi pada Pra – rancangan Pabrik Pembuatan Vinil Asetat

No	Nama alat	Jenis instrumen	Kegunaan
1	Pompa	FC	Mengontrol laju alir cairan dalam pipa
2	Tangki cairan	LI	Menunjukkan tinggi cairan dalam tangki
3	Pencampur gas	CC	Mengontrol konsentrasi dalam pencampur gas
4	Reaktor	PC	Mengontrol tekanan dalam reaktor
		TC	Mengontrol suhu dalam reaktor
5	<i>Heater</i> , Kondenser, Reboiler, dan <i>Cooler</i>	TC	Mengontrol suhu dalam alat
6	Blower	FC	Mengontrol laju alir gas dalam pipa
7	<i>Knock out drum</i>	LC	Mengontrol ketinggian cairan dalam separator

		PC	Mengontrol tekanan dalam separator
		TI	Menunjukkan temperatur dalam <i>knock out drum</i>
8	Kompresor dan ekspander	PC	Mengontrol tekanan gas dalam pipa
		FC	Mengontrol laju alir gas dalam pipa
9	Kolom destilasi	TI	Menunjukkan temperatur dalam kolom distilasi
		PC	Mengontrol tekanan dalam kolom distilasi
10	Dekanter	LC	Mengontrol tinggi cairan dalam decanter
11	Vaporizer	TC	Mengontrol suhu dalam vaporizer
		PC	Mengontrol tekanan dalam vaporizer

6.2 Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja merupakan bagian dari kelangsungan produksi pabrik, oleh karena itu aspek ini harus diperhatikan secara serius dan terpadu. Untuk maksud tersebut perlu diperhatikan cara pengendalian keselamatan kerja dan keamanan pabrik pada saat perancangan dan saat pabrik beroperasi.

Salah satu faktor yang penting sebagai usaha menjamin keselamatan kerja adalah dengan menumbuhkan dan meningkatkan kesadaran karyawan akan pentingnya usaha untuk menjamin keselamatan kerja. Usaha-usaha yang dapat dilakukan antara lain (Timmerhaus, 2004):

1. Meningkatkan spesialisasi ketrampilan karyawan dalam menggunakan peralatan secara benar sesuai tugas dan wewenangnya serta mengetahui cara-cara mengatasi kecelakaan kerja.
2. Melakukan pelatihan secara berkala bagi karyawan. Pelatihan yang dimaksud dapat meliputi :
 - Pelatihan untuk menciptakan kualitas Sumber Daya Manusia (SDM) yang tinggi dan bertanggung-jawab, misalnya melalui pelatihan kepemimpinan dan pelatihan pembinaan kepribadian.

- Studi banding (*workshop*) antar bidang kerja, sehingga karyawan diharapkan memiliki rasa kepedulian terhadap sesama karyawan.
3. Membuat peraturan tata cara dengan pengawasan yang baik dan memberi sanksi bagi karyawan yang tidak disiplin

Sebagai pedoman pokok dalam usaha penanggulangan masalah kerja, Pemerintah Republik Indonesia telah mengeluarkan Undang-Undang Keselamatan Kerja pada tanggal 12 Januari 1970. Semakin tinggi tingkat keselamatan kerja dari suatu pabrik maka makin meningkat pula aktivitas kerja para karyawan. Hal ini disebabkan oleh keselamatan kerja yang sudah terjamin dan suasana kerja yang menyenangkan.

Hal-hal yang perlu dipertimbangkan dalam perancangan pabrik untuk menjamin adanya keselamatan kerja adalah sebagai berikut (Timmerhaus, 2004):

1. Penanganan dan pengangkutan bahan menggunakan manusia harus seminimal mungkin.
2. Adanya penerangan yang cukup dan sistem pertukaran udara yang baik.
3. Jarak antar mesin-mesin dan peralatan lain cukup luas.
4. Setiap ruang gerak harus aman, bersih dan tidak licin .
5. Setiap mesin dan peralatan lainnya harus dilengkapi alat pencegah kebakaran.
6. Tanda-tanda pengaman harus dipasang pada setiap tempat yang berbahaya.
7. Penyediaan fasilitas pengungsian bila terjadi kebakaran.

Pada pra rancangan pabrik pembuatan vinil asetat ini, usaha-usaha pencegahan terhadap bahaya-bahaya yang mungkin terjadi dilakukan dengan cara :

1. Pencegahan terhadap kebakaran (Farhat dkk, 2005)
 - Memasang sistem alarm pada tempat yang strategis dan penting, seperti *power station*, laboratorium dan ruang proses.
 - Mobil pemadam kebakaran harus selalu dalam keadaan siap siaga di *fire station*.
 - *Fire hydrant* ditempatkan di daerah *storage*, proses, dan perkantoran.
 - *Fire extinguisher* disediakan pada bangunan pabrik untuk memadamkan api yang relatif kecil.

- *Gas detector* dipasang pada daerah proses, *storage*, dan daerah perpipaan dan dihubungkan dengan *gas alarm* di ruang kontrol untuk mendeteksi kebocoran gas.
- *Smoke detector* ditempatkan pada setiap sub-stasiun listrik untuk mendeteksi kebakaran melalui asapnya.

2. Memakai peralatan perlindungan diri (Farhat dkk, 2005)

Di dalam pabrik disediakan peralatan perlindungan diri, seperti :

- **Pakaian kerja**
Pakaian luar dibuat dari bahan-bahan seperti katun, wol, serat, sintetis, dan asbes. Pada musim panas sekalipun tidak diperkenankan bekerja dengan keadaan badan atas terbuka.
- **Sepatu pengaman**
Sepatu harus kuat dan harus dapat melindungi kaki dari bahan kimia dan panas. Sepatu pengaman bertutup baja dapat melindungi kaki dari bahaya terjepit. Sepatu setengah tertutup atau bot dapat dipakai tergantung pada jenis pekerjaan yang dilakukan.
- **Topi pengaman**
Topi yang lembut baik dari plastik maupun dari kulit memberikan perlindungan terhadap percikan-percikan bahan kimia, terutama apabila bekerja dengan pipa-pipa yang letaknya lebih tinggi dari kepala, maupun tangki-tangki serta peralatan lain yang dapat bocor.
- **Sarung tangan**
Dalam menangani beberapa bahan kimia yang bersifat korosif, maka para operator diwajibkan menggunakan sarung tangan untuk menghindari hal-hal yang tidak diinginkan.
- **Masker**
Berguna untuk memberikan perlindungan terhadap debu-debu yang berbahaya ataupun uap bahan kimia agar tidak terhirup.
- **Kacamata pelindung**
Berguna untuk memberikan perlindungan terhadap mata dari percikan-percikan bahan kimia, terutama apabila bekerja pada tangki peralatan yang dapat bocor dan di laboratorium.

3. Pencegahan terhadap bahaya mekanis (Farhat dkk, 2005)
 - Sistem ruang gerak karyawan dibuat cukup luas dan tidak menghambat kegiatan kerja karyawan.
 - Alat-alat dipasang dengan penahan yang cukup kuat
 - Peralatan yang berbahaya seperti ketel uap bertekanan tinggi, reaktor bertekanan tinggi dan tangki gas bertekanan tinggi, harus diberi pagar pengaman
4. Pencegahan terhadap bahaya listrik (Farhat dkk, 2005)
 - Setiap instalasi dan alat-alat listrik harus diamankan dengan pemakaian sekering atau pemutus hubungan arus listrik secara otomatis lainnya.
 - Sistem perkabelan listrik harus dipasang secara terpadu dengan tata letak pabrik, sehingga jika ada perbaikan dapat dilakukan dengan mudah
 - Memasang papan tanda bahaya yang jelas pada daerah sumber tegangan tinggi
 - Kabel-kabel listrik yang letaknya berdekatan dengan alat-alat yang beroperasi pada suhu tinggi harus diisolasi secara khusus
 - Setiap peralatan atau bangunan yang menjulang tinggi harus dilengkapi dengan penangkal petir yang dibumikan
5. Menerapkan nilai-nilai disiplin bagi karyawan (Farhat dkk, 2005)
 - Setiap karyawan bertugas sesuai dengan pedoman-pedoman yang diberikan dan mematuhi setiap peraturan dan ketentuan yang diberikan.
 - Setiap kecelakaan kerja atau kejadian yang merugikan segera dilaporkan ke atasan.
 - Setiap karyawan harus saling mengingatkan akan perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya.
 - Setiap ketentuan dan peraturan harus dipatuhi.
6. Penyediaan poliklinik di lokasi pabrik (Farhat dkk, 2005)

Poliklinik disediakan untuk tempat pengobatan akibat terjadinya kecelakaan secara tiba-tiba, misalnya menghirup gas beracun, patah tulang, luka terbakar pingsan/syok dan lain sebagainya.

Apabila terjadi kecelakaan kerja, seperti terjadinya kebakaran pada pabrik, maka hal-hal yang harus dilakukan adalah (Sinnott, 2005):

- Mematikan seluruh kegiatan pabrik, baik mesin maupun listrik.
- Mengaktifkan alat pemadam kebakaran, dalam hal ini alat pemadam kebakaran yang digunakan disesuaikan dengan jenis kebakaran yang terjadi, yaitu :

- Instalasi pemadam dengan air

Untuk kebakaran yang terjadi pada bahan berpijar seperti kayu, arang, kertas, dan bahan berserat. Air ini dapat disemprotkan dalam bentuk kabut. Sebagai sumber air, biasanya digunakan air tanah yang dialirkan melalui pipa-pipa yang dipasang pada instalasi-instalasi tertentu di sekitar areal pabrik. Air dipompakan dengan menggunakan pompa yang bekerja dengan instalasi listrik tersendiri, sehingga tidak terganggu apabila listrik pada pabrik dimatikan ketika kebakaran terjadi.

- Instalasi pemadam dengan CO₂

CO₂ yang digunakan berbentuk cair dan mengalir dari beberapa tabung gas yang bertekanan yang disambung secara seri menuju *nozel-nozel*. Instalasi ini digunakan untuk kebakaran dalam ruang tertutup, seperti pada tempat tangki penyimpanan dan juga pemadam pada instalasi listrik.

Keselamatan kerja yang tinggi dapat dicapai dengan penambahan nilai-nilai disiplin bagi para karyawan, yaitu (Sinnott, 2005):

1. Setiap karyawan bertugas sesuai dengan pedoman-pedoman yang diberikan.
2. Setiap peraturan dan ketentuan yang ada harus dipatuhi.
3. Perlu keterampilan untuk mengatasi kecelakaan dengan menggunakan peralatan yang ada.
4. Setiap kecelakaan atau kejadian yang merugikan harus segera dilaporkan pada atasan.
5. Setiap karyawan harus saling mengingatkan perbuatan yang dapat menimbulkan bahaya.
6. Setiap kontrol secara periodik terhadap alat instalasi pabrik oleh petugas *maintenance*.

BAB VII

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 prasarananya harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik.

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

1. Kebutuhan uap (*steam*)
2. Kebutuhan air
3. Kebutuhan listrik
4. Kebutuhan bahan bakar
5. Unit pengolahan limbah

7.1 Kebutuhan Uap (*Steam*)

Uap digunakan dalam pabrik sebagai media pemanas. Kebutuhan uap yang digunakan ada dua jenis, yaitu uap pada 300°C, 476 kPa (*superheated steam*) dan uap pada 150°C, 476 kPa (*saturated steam*). Kebutuhan uap pada 300°C, 476 kPa, pada pabrik pembuatan vinil asetat dapat dilihat pada Tabel 7.1 di bawah ini.

Tabel 7.1 Kebutuhan Uap pada 300 °C, 476 kPa

Nama Alat	Jumlah Uap (kg/jam)
Vaporizer 3 (E-103)	2819,470758
Heater 1 (E-104)	4248,060354
Heater 2 (E-202)	4438,142519
Reboiler (E-204)	4917,062071
Total	16422,7357

Uap yang digunakan adalah *superheated steam* pada temperatur 300 °C dan tekanan 476 kPa. Jumlah total *steam* yang dibutuhkan adalah 16422,736 kg/jam.

Tambahan untuk faktor keamanan diambil sebesar 20 % dan faktor kebocoran sebesar 10 %. (Perry, 1999) maka :

$$\begin{aligned} \text{Jadi total steam yang dibutuhkan} &= 1,3 \times 16422,736 \text{ kg/jam} \\ &= 21349,556 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Uap pada 150°C, 476 kPa diperoleh dari air kondensat keluaran reboiler (E-204) dan heater E-202 yang digunakan kembali sebagai pendingin pada reaktor R-101. Kondensat *reboiler* dan *heater* E-202 pada 140°C, 476 kPa, akan menyerap panas yang dihasilkan dari reaksi pembentukan vinil asetat sehingga dihasilkan uap *saturated steam* pada 150°C, 476 kPa.

Diperkirakan 80 % dari kondensat dapat digunakan kembali. Sehingga kondensat yang digunakan kembali adalah :

$$80 \% \times 21349,556 = 17079,65 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air tambahan :

$$20 \% \times 18674,632 = 4269,911 \text{ kg/jam}$$

7.2 Kebutuhan Air

Dalam proses produksi, air memegang peranan penting, baik untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestik. Adapun kebutuhan air pada pabrik pembuatan vinil asetat ini adalah sebagai berikut:

- Air untuk umpan ketel = 4269,911 kg/jam
- Air Pendingin :

Tabel 7.3 Kebutuhan Air Pendingin pada Alat

Nama alat	Jumlah Air Pendingin (kg/jam)
Cooler 1 (E-201)	129501,4205
Kondensor (E-203)	6764,82648
Cooler 2 (E-205)	13679,02711
Total	149945,2741

Air pendingin bekas digunakan kembali setelah didinginkan dalam menara pendingin air. Dengan menganggap terjadi kehilangan air selama proses sirkulasi, maka air tambahan yang diperlukan adalah jumlah air yang hilang karena penguapan, *drift loss*, dan *blowdown* (Perry, 1999).

Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan:

$$W_e = 0,00085 W_c (T_2 - T_1) \quad (\text{Perry, 1997})$$

Di mana: W_c = jumlah air masuk menara = 149945,2741 kg/jam

T_1 = temperatur air masuk = 28 °C = 82,4 °F

T_2 = temperatur air keluar = 60 °C = 140 °F

Maka,

$$\begin{aligned} W_e &= 0,00085 \times 149945,2741 \times (140-82,4) \\ &= 7341,321 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air yang hilang karena *drift loss* biasanya 0,1 – 0,2 % dari air pendingin yang masuk ke menara air (Perry, 1997). Ditetapkan *drift loss* 0,2 %, maka:

$$W_d = 0,002 \times 149945,2741 = 299,891 \text{ kg/jam}$$

Air yang hilang karena *blowdown* bergantung pada jumlah siklus sirkulasi air pendingin, biasanya antara 3 – 5 siklus (Perry, 1997). Ditetapkan 5 siklus, maka:

$$W_b = \frac{W_e}{S-1} = \frac{7341,321}{5-1} = 1835,33 \text{ kg/jam} \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga air tambahan yang diperlukan} &= W_e + W_d + W_b \\ &= 7341,321 + 299,891 + 1835,33 \\ &= 9476,541 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air untuk berbagai kebutuhan

Kebutuhan air domestik

Kebutuhan air domestik untuk tiap orang/shift adalah 40 – 100 ltr/hari

..... (Met Calf, 1991)

$$\text{Diambil } 100 \text{ ltr/hari} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 4.16 \approx 4 \text{ liter/jam}$$

$$\rho_{\text{air}} = 1000 \text{ kg/m}^3 = 1 \text{ kg/liter}$$

Jumlah karyawan = 130 orang

Maka total air domestik = 4 x 130 = 542 ltr/jam x 1 kg/liter = 542 kg/jam

Pemakaian air untuk kebutuhan lainnya dapat dilihat pada tabel 7.5 berikut.

Tabel 7.5 Pemakaian air untuk berbagai kebutuhan

Kebutuhan	Jumlah air (kg/jam)
Domestik dan Kantor	781,667
Laboratorium	60,000
Kantin dan tempat ibadah	120,000
Poliklinik	60,000
Total	781,667

Sehingga total kebutuhan air yang memerlukan pengolahan awal adalah
 $= 4269,9113 + 9476,541 + 781,667 = 14528,1193 \text{ kg/jam}$

Sumber air untuk pabrik pembuatan vinil asetat dari etilen, oksigen dan asam asetat adalah dari Sungai Cidanau, Propinsi Banten dengan debit air 5,421 m³/detik. Adapun kualitas air Sungai Cidanau dapat dilihat pada tabel 7.6 sebagai berikut.

Tabel 7.6 Kualitas Air Sungai Cidanau, Banten

Parameter	Satuan	Kadar
Suhu	°C	± 28
Kekeruhan	NTU	146
pH		7,7
Ammonium	mg/L	0,34
Aluminum	mg/L	0,4
Besi terlarut	mg/L	0,79
Kesadahan :		
Kalsium	mg/L CaCO ₃	93,5
Magnesium	mg/L CaCO ₃	55,8
Seng	mg/L	0,1
Timbal	mg/L	-
Mangan	mg/L	0,6
Timah	mg/L	0,005
Sianida	mg/L	0,008
Bikarbonat	mg/L	370,1
Karbonat	mg/L	-
Klorida	mg/L	20,5
Nitrat	mg/L	0,11
Nitrit	mg/L	0,03
Pospat	mg/L	0,4
Sulfat	mg/L	6
CO ₂ bebas	mg/L	32,1

(Sumber: data hasil rata-rata tahunan pemantauan kualitas air [BPSDA-Propinsi Banten, 2007])

Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik pembuatan vinil asetat ini diperoleh dari sungai cidanau yang terletak di kawasan pabrik. Untuk menjamin kelangsungan penyediaan air, maka di lokasi pengambilan air dibangun fasilitas penampungan air (*water reservoir*) 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. Pengolahan air di pabrik terdiri dari beberapa tahap, yaitu (Degremont, 1991) :

1. *Screening*
2. Koagulasi dan flokulasi
3. Filtrasi
4. Demineralisasi
5. Deaerasi

7.2.1 *Screening*

Tahap *screening* merupakan tahap awal dari pengolahan air. Adapun tujuan *screening* adalah (Degremont, 1991):

- Menjaga struktur alur dalam utilitas terhadap objek besar yang mungkin merusak fasilitas unit utilitas.
- Memudahkan pemisahan dan menyingkirkan partikel-partikel padat yang besar yang terbawa dalam air sungai.

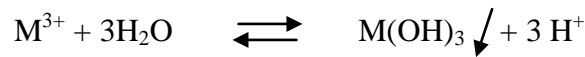
Pada tahap ini, partikel yang besar akan tersaring tanpa bantuan bahan kimia. Sedangkan partikel-partikel yang lebih kecil akan terikut bersama air menuju unit pengolahan selanjutnya.

7.2.2 Koagulasi dan Flokulasi

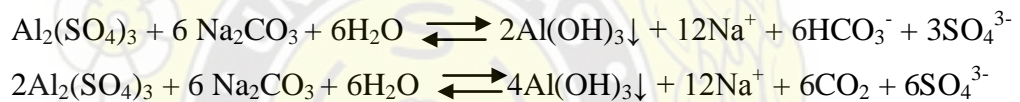
Koagulasi dan flokulasi merupakan proses penghilangan kekeruhan di dalam air dengan cara mencampurkannya dengan larutan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ dan Na_2CO_3 (soda abu). Larutan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ berfungsi sebagai koagulan utama dan larutan Na_2CO_3 sebagai bahan koagulan tambahan yaitu berfungsi sebagai bahan pembantu untuk

mempercepat pengendapan dan penetralan pH. Pada bak *clarifier*, akan terjadi proses koagulasi dan flokulasi. Tahap ini bertujuan menyingkirkan *Suspended Solid* (SS) dan koloid (Degremont, 1991) :

Koagulan yang biasa dipakai adalah alum. Reaksi hidrolisis akan terjadi menurut reaksi :



Dalam hal ini, pH menjadi faktor yang penting dalam penyingkiran koloid. Kondisi pH yang optimum penting untuk terjadinya koagulasi dan terbentuknya flok-flok (flokulasi). Koagulan yang biasa dipakai adalah larutan alum $Al_2(SO_4)_3$. Sedangkan pengatur pH dipakai larutan soda abu Na_2CO_3 yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dan penetralan pH. Dua jenis reaksi yang akan terjadi adalah (Degremont, 1991) :



Reaksi koagulasi yang terjadi :



Selain penetralan pH, soda abu juga digunakan untuk menyingkirkan kesadahan permanent menurut proses soda dingin menurut reaksi (Degremont, 1991)



Selanjutnya flok-flok yang akan mengendap ke dasar *clarifier* karena gaya gravitasi, sedangkan air jernih akan keluar melimpah (*overflow*) yang selanjutnya akan masuk ke penyaring pasir (*sand filter*) untuk penyaringan.

Pemakaian larutan alum umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah, sedangkan perbandingan pemakaian alum dan abu soda = 1 : 0,54 (Crities, 2004).

Perhitungan alum dan abu soda yang diperlukan :

Total kebutuhan air = 14528,1193 kg/jam

Pemakaian larutan alum = 50 ppm

Pemakaian larutan soda abu = $0,54 \times 50 = 27$ ppm

Larutan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ yang dibutuhkan = $50 \cdot 10^{-6} \times 14528,1193 = 0,72641$ kg/jam

Larutan abu soda Na_2CO_3 yang dibutuhkan = $27 \cdot 10^{-6} \times 14528,1193 = 0,39226$ kg/jam

7.2.3 Filtrasi

Filtrasi dalam pemurnian air merupakan operasi yang sangat umum dengan tujuan menyingkirkan *Suspended Solid* (SS), termasuk partikulat BOD dalam air (Metcalf, 1991).

Material yang digunakan dalam medium filtrasi dapat bermacam-macam : pasir, antrasit (*crushed anthracite coal*), karbon aktif granular (*Granular Carbon Active* atau GAC), karbon aktif serbuk (*Powdered Carbon Active* atau PAC) dan batu garnet. Penggunaan yang paling umum dipakai di Afrika dan Asia adalah pasir dan gravel sebagai bahan filter utama, menimbang tipe lain cukup mahal (Kawamura, 1991).

Unit filtrasi dalam pabrik pembuatan vinil asetat menggunakan media filtrasi granular (*Granular Medium Filtration*) sebagai berikut :

1. Lapisan atas terdiri dari pasir hijau (*green sand*). Lapisan ini bertujuan memisahkan flok dan koagulan yang masih terikat bersama air. Lapisan yang digunakan setinggi 10 in (25,4 cm).
2. Untuk menghasilkan penyaringan yang efektif, perlu digunakan medium berpori misalnya antrasit atau marmer. Untuk beberapa pengolahan dua tahap atau tiga tahap pada pengolahan *effluent* pabrik, perlu menggunakan bahan dengan luar permukaan pori yang besar dan daya adsorpsi yang lebih besar, seperti Biolite, pozzuolana ataupun *Granular Active Carbon/GAC* (Degremont, 1991). Pada pabrik ini, digunakan antrasit setinggi 20 in (50,8 cm).
3. Lapisan bawah menggunakan batu kerikil/*gravel* setinggi 16 in (40,64 cm) (Metcalf, 1991).

Bagian bawah alat penyaring dilengkapi dengan *strainer* sebagai penahan. Selama pemakaian, daya saring *sand filter* akan menurun. Untuk itu diperlukan regenerasi secara berkala dengan cara pencucian balik (*back washing*). Dari *sand filter*, air dipompakan ke menara air sebelum didistribusikan untuk berbagai kebutuhan.

Untuk air domestik, laboratorium, kantin, dan tempat ibadah, serta poliklinik, dilakukan proses klorinasi, yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman-kuman di dalam air. Klor yang digunakan biasanya berupa kaporit, $\text{Ca}(\text{ClO})_2$.

Perhitungan kebutuhan kaporit, $\text{Ca}(\text{ClO})_2$:

Total kebutuhan air yang memerlukan proses klorinasi = 781,667 kg/jam

Kaporit yang digunakan direncanakan mengandung klorin 70 %

Kebutuhan klorin = 2 ppm dari berat air

Total kebutuhan kaporit = $(2 \cdot 10^{-6} \times 781,667) / 0,7 = 0,0022$ kg/jam

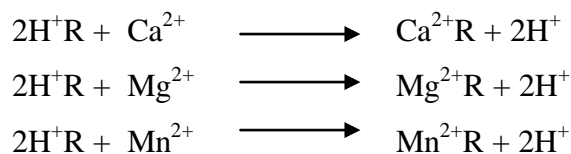
7.2.4 Demineralisasi

Air untuk umpan ketel dan proses harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut. Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi, dimana alat demineralisasi dibagi atas :

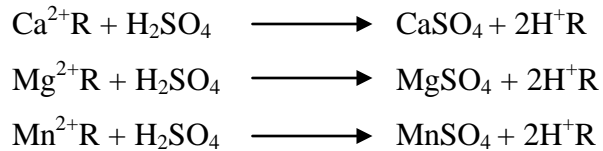
a. Penukar kation

Berfungsi untuk mengikat logam – logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg, dan Mn yang larut dalam air dengan kation hidrogen dan resin. Resin yang digunakan bertipe gel dengan merek IR-22 (Lorch, 1981).

Reaksi yang terjadi :



Untuk regenerasi dipakai H_2SO_4 dengan reaksi :



Perhitungan kesadahan kation :

Air Sungai Cidanau mengandung kation Fe^{2+} , NH_4^+ , Al^{3+} , Zn^{2+} , Mn^{2+} , Pb^{2+} , Ca^{2+} , dan Mg^{2+} masing-masing 0,79 mg/L, 0,34 mg/L, 0,4 mg/L, 0,1 mg/L, 0,6 mg/L, 0,008 mg/L, 93,5 mg/L, dan 55,8 mg/L (Tabel 7.4).

$$\begin{aligned} \text{Total kesadahan kation} &= (0,79 + 0,34 + 0,4 + 0,1 + 0,6 + 0 + 93,5 + 55,8) \text{ mg/L} \\ &= 151,53 \text{ mg/L} = 0,15153 \text{ g/L} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah air yang diolah} = 4269,911 \text{ kg/jam}$$

$$= \frac{4269,9113 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \times 1000 \text{ L/m}^3 = 4286,0267 \text{ L/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan air} &= 0,15153 \text{ gr/L} \times 4286,027 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 10^{-3} \text{ kg/gr} \\ &= 15,5871 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Ukuran Cation Exchanger

$$\text{Jumlah air yang diolah} = 4269,911 \text{ kg/jam} = 18,871 \text{ gal/menit}$$

Dari Tabel 12.4, *The Nalco Water Handbook*, 1988 diperoleh :

- Diameter penukar kation = 2 – 0 ft
- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft²
- Jumlah penukar kation = 1 unit

Volume resin yang diperlukan

$$\text{Total kesadahan air} = 15,5871 \text{ kg/hari}$$

Dari Tabel 12.2, Nalco, 1988, diperoleh :

- Kapasitas resin = 20 kgr/ft³
- Kebutuhan *regenerant* = 6 lb H₂SO₄/ft³ resin

$$\text{Kebutuhan resin} = \frac{15,5871 \text{ kg/hari}}{20 \text{ kg/ft}^3} = 0,7794 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\text{Tinggi resin} = \frac{0,7794}{3,14} = 0,2482 \text{ ft}$$

Tinggi minimum resin 30 in = 2,5 ft (Tabel 12.4, Nalco, 1988)

$$\text{Sehingga volume resin yang dibutuhkan} = 2,5 \text{ ft} \times 3,14 \text{ ft}^2 = 7,85 \text{ ft}^3$$

$$\text{Waktu regenerasi} = \frac{7.85 \text{ ft}^3 \times 20 \text{ kg/ft}^3}{15,5871 \text{ kg/hari}} = 10,0724 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan regenerant H}_2\text{SO}_4 &= 15,5871 \text{ kg/hari} \times \frac{6 \text{ lb/ft}^3}{20 \text{ kgr/ft}^3} \\ &= 4,6761 \text{ lb/hari} = 0,08846 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Perhitungan kesadahan anion :

Perhitungan Kesadahan Anion

Air Sungai Cidanau, mengandung Anion : nitrat, nitrit, pospat, Cl⁻, SO₄²⁻, CN⁻, CO₃²⁻, masing-masing 0,11 mg/L, 0,03 mg/L, 0,4 mg/L, 20,5 mg/L, 6 mg/L, 0,008 mg/L, dan 370,1 mg/L (Tabel 7.4).

$$\begin{aligned} \text{Total kesadahan anion} &= (0,11 + 0,03 + 0,4 + 20,5 + 6 + 0,008 + 370,1) \text{ mg/L} \\ &= 397,148 \text{ mg/L} = 0,397148 \text{ gr/L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang diolah} &= 4269,9113 \text{ kg/jam} \\ &= \frac{4269,9113 \text{ kg/jam}}{996,24 \text{ kg/m}^3} \times 1000 \text{ L/m}^3 = 4286,0267 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan air} &= 0,397148 \text{ gr/L} \times 4286,0267 \text{ L/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 10^{-3} \text{ kg/gr} \\ &= 40,8543 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Ukuran Anion Exchanger

$$\text{Jumlah air yang diolah} = 4269,9113 \text{ kg/jam} = 18,8707 \text{ gal/menit}$$

Dari Tabel 12.4 , *The Nalco Water Handbook*, diperoleh:

- Diameter penukar anion = 3 ft – 6 in
- Luas penampang penukar anion = 9,62 ft²
- Jumlah penukar anion = 1 unit

Volume resin yang diperlukan

$$\text{Total kesadahan air} = 40,8543 \text{ kg/hari}$$

Dari Tabel 12.7, *The Nalco Water Handbook*, diperoleh :

- Kapasitas resin = 12 kgr/ft³
- Kebutuhan regenerant = 5 lb NaOH/ft³ resin

$$\text{Jadi, kebutuhan resin} = \frac{40,8543 \text{ kg/hari}}{12 \text{ kgr/ft}^3} = 3,4044 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\text{Tinggi resin} = \frac{3,4044}{3,14} = 1,0842 \text{ ft}$$

Tinggi minimum resin 30 in = 2,5 ft (Tabel 12.4, Nalco, 1988)

$$\text{Volume resin} = 2,5 \text{ ft} \times 3,14 \text{ ft}^2 = 7,85 \text{ ft}^3$$

$$\text{Waktu regenerasi} = \frac{7,85 \text{ ft}^3 \times 12 \text{ kg/ft}^3}{40,8543 \text{ kg/hari}} = 2,3059 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan regenerant NaOH} &= 40,8543 \text{ kg/hari} \times \frac{5 \text{ lb/ft}^3}{12 \text{ kgr/ft}^3} \\ &= 17,0219 \text{ lb/hari} = 0,3220 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

7.2.5 Deaerator

Deaerator berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Pada deaerator ini, air dipanaskan hingga 150 °C supaya gas-gas yang terlarut dalam air, seperti O₂ dan CO₂ dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut dapat menyebabkan korosi. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas di dalam deaerator.

7.3 Kebutuhan Listrik

Tabel 7.7 Perincian Kebutuhan Listrik

No.	Pemakaian	Jumlah (Hp)
1.	Unit proses	907
2.	Unit utilitas	30
3.	Ruang kontrol dan Laboratorium	30
4.	Bengkel	30
5.	Penerangan dan perkantoran	30
6.	Perumahan	190
	Total	1217

Listrik yang dihasilkan ekspander = 692 Hp

Total kebutuhan listrik = 1217 – 692 = 525 hp

Total kebutuhan listrik = 525 Hp × 0,7457 kW/ Hp
= 391,4925 kW

Efisiensi generator 80 %, maka :

$$\text{Daya output generator} = 391,49 / 0,8 = 489,366 \text{ kW}$$

7.4 Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk ketel uap dan pembangkit tenaga listrik (generator) adalah minyak solar, karena minyak solar memiliki efisiensi dan nilai bakar yang tinggi.

Keperluan bahan bakar generator

$$\text{Nilai bahan bakar solar} = 19860 \text{ Btu/lb}_m \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Densitas bahan bakar solar} = 0,89 \text{ kg/L}$$

$$\text{Daya output generator} = 489,366 \text{ kW}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya generator yang dihasilkan} &= 489,366 \text{ kW} \times (0,9478 \text{ Btu/det.kW}) \times 3600 \text{ det/jam} \\ &= 1669754,66 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bahan bakar} &= (1669754,66 \text{ Btu/jam}) / (19860 \text{ Btu/lb}_m \times 0,45359 \text{ kg/lb}_m) \\ &= 38,14 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan solar} &= (38,14 \text{ kg/jam}) / (0,89 \text{ kg/ltr}) \\ &= 42,85 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

Keperluan bahan bakar ketel uap KU-01

$$\text{Uap yang dihasilkan ketel uap} = 21349,5564 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Entalpi } \textit{superheated steam} (300 \text{ }^\circ\text{C}) = 3065 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Smith, 2001})$$

$$\text{Entalpi air kondensat (134 }^\circ\text{C)} = 563,4 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Smith, 2001})$$

$$\begin{aligned} \text{Panas yang dibutuhkan ketel} &= \\ &= 21349,5564 \text{ kg/jam} \times (3065 - 563,4) \text{ kJ/kg} \\ &= 53408050,3228 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi ketel uap} = 85 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Panas yang harus disuplai ketel} &= (53408050,3228 \text{ kJ/jam}) / 0,85 \\ &= 62833000,3798 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Nilai bahan bakar solar} = 19860 \text{ Btu/lb} \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Jumlah bahan bakar} = (62833000,3798 \text{ kJ/jam}) / (46162,072 \text{ kJ/kg})$$

$$= 1361,1390 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan solar} = (1361,1390 \text{ kg/jam}) / (0,89 \text{ kg/ltr})$$

$$= 1529,3698 \text{ liter/jam}$$

$$\text{Total kebutuhan solar} = (42,85 + 1529,3698) \text{ liter/jam}$$

$$= 1572,2194 \text{ liter/jam}$$

7.5 Unit Pengolahan Limbah

Limbah dari suatu pabrik harus diolah sebelum dibuang ke badan air atau atmosfer, karena limbah tersebut mengandung bermacam-macam zat yang dapat membahayakan alam sekitar maupun manusia itu sendiri. Demi kelestarian lingkungan hidup, maka setiap pabrik harus mempunyai unit pengolahan limbah.

Pada pabrik pembuatan vinil asetat ini dihasilkan limbah cair dan padat terlarut dari proses industrinya. Sumber-sumber limbah cair-padat pada pembuatan vinil asetat ini meliputi :

1. Limbah cair-padat hasil pencucian peralatan pabrik

Limbah ini diperkirakan mengandung kerak dan kotoran-kotoran yang melekat pada peralatan pabrik. Diperkirakan limbah yang terikut sebagai limbah hasil pencucian sebanyak 0,1% dari bahan baku dan produk yang dihasilkan.

$$\text{- Asam asetat} : 0,001 \times 3541 \text{ kg/jam} = 3,541 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1049 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Debit} = 0,00338 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{- Vinil asetat} : 0,001 \times 5049 \text{ kg/jam} = 5,049 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 934 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Debit} = 0,00541 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Total limbah hasil pencucian peralatan pabrik} = 0,00879 \text{ m}^3/\text{jam}$$

2. Limbah domestik

Limbah ini mengandung bahan organik sisa pencernaan yang berasal dari kamar mandi di lokasi pabrik, serta limbah dari kantin berupa limbah padat dan limbah cair. Kebutuhan air domestik untuk tiap orang/shift adalah 40 – 100 liter/hari (Met Calf.et.all,1984).

$$\text{Diambil } 100 \text{ liter/hari} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 4.16 \approx 4 \text{ liter/jam}$$

$$\rho_{\text{air}} = 1000 \text{ kg/m}^3 = 1 \text{ kg/liter}$$

Jumlah karyawan = 130 orang

$$\begin{aligned} \text{Maka laju volumetrik total air domestik dan kantor} &= 4 \text{ liter/jam} \times 130 \\ &= 520 \text{ liter/jam} \\ &= 0,52 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

3. Limbah laboratorium

Limbah yang berasal dari laboratorium ini mengandung bahan-bahan kimia yang digunakan untuk menganalisa mutu bahan baku yang dipergunakan dan mutu produk yang dihasilkan, serta yang dipergunakan untuk penelitian dan pengembangan proses. Limbah laboratorium termasuk limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun) sehingga dalam penanganannya harus dikirim ke pengumpul limbah B3 sesuai dengan peraturan pemerintah Republik Indonesia Nomor 19 Tahun 1994 Tentang Pengelolaan Limbah Bahan Berbahaya dan Beracun. Dalam pengelolaan, limbah B3 dikirim ke PPLI Cileungsi Bogor.

4. Limbah proses

Limbah ini berasal dari pemisahan air proses pada Dekanter D-101.

$$\text{Laju alir limbah proses} = 1423 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1000,63 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Debit limbah} = 1,422 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Konsentrasi limbah} = 16/1423 \text{ kg/liter}$$

$$= 0,0112 \text{ kg/liter} = 11243,85 \text{ mg/liter}$$

$$\text{Limbah total} = 0,00879 + 0,52 + 1,422$$

$$= 1,951 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,000542 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Dari penjelasan diatas diketahui bahwa limbah pabrik vinil asetat ini berasal dari limbah hasil pencucian peralatan, limbah domestik, dan limbah proses. Dan dari pemaparan berbagai sumber limbah ini, diketahui bahwa limbah yang dihasilkan adalah vinil asetat asam asetat dan limbah domestik yang merupakan limbah organik, dengan BOD₅ sebesar 295 mg/liter. Sehingga pengolahan limbah cair pabrik ini dilakukan dengan menggunakan *activated sludge* (sistem lumpur aktif). Alasan pemilihan proses pengolahan limbah tersebut adalah :

- Limbah yang dihasilkan mengandung asam asetat yang merupakan bahan organik.
- Tidak terlalu membutuhkan lahan yang besar
- Proses ini dapat menghasilkan *effluent* dengan BOD yang lebih rendah (Perry,1997).

7.5.1 Bak Penampungan (BP)

Fungsi : tempat menampung air buangan sementara

Jumlah : 1 unit

Laju volumetrik air buangan = 1,951 m³/jam

Waktu penampungan air buangan = 10 hari

Volume air buangan = (1,951 × 10 × 24) = 468,24 m³/jam

Bak terisi 90 % maka volume bak = $\frac{468,24}{0,9} = 520,2667 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut :

panjang bak (p) = 1,5 × lebar bak (l) dan tinggi bak (t) = lebar bak (l)

Volume bak V = p × l × t

$$520,2667 \text{ m}^3 = 1,5l \times l \times l$$

$$l = 7,0261 \text{ m}$$

Jadi, panjang bak (p) = 10,5391 m

lebar bak (l) = 7,0261 m

tinggi bak (t) = 7,0261 m

7.5.2 Bak Ekualisasi (BE)

Fungsi : tempat menampung air buangan sementara

Jumlah : 1 unit

Laju volumetrik air buangan = $1,951 \text{ m}^3/\text{jam}$

Waktu penampungan air buangan = 2 hari

Volume air buangan = $(1,951 \times 2 \times 24) = 93,648 \text{ m}^3/\text{jam}$

Bak terisi 90 % maka volume bak = $\frac{93,648}{0,9} = 104,0533 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut :

panjang bak (p) = $2 \times$ lebar bak (l) dan tinggi bak (t) = lebar bak (l)

Volume bak $V = p \times l \times t$

$$104,0533 \text{ m}^3 = 2.1 \times l \times l$$

$$l = 3,7331 \text{ m}$$

Jadi, panjang bak (p) = $7,4663 \text{ m}$

lebar bak (l) = $3,7331 \text{ m}$

tinggi bak (t) = $3,7331 \text{ m}$

7.5.3 Bak Pengendapan (BP)

Fungsi : Menghilangkan padatan dengan cara pengendapan.

Laju volumetrik air buangan = $1,951 \text{ m}^3/\text{jam}$

Waktu tinggal air = 2 hari

(Perry, 1997)

Volume air buangan = $(1,951 \times 2 \times 24) = 93,648 \text{ m}^3/\text{jam}$

Bak terisi 90 % maka volume bak = $\frac{93,648}{0,9} = 104,0533 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut :

panjang bak (p) = $2 \times$ lebar bak (l) dan tinggi bak (t) = lebar bak (l)

Volume bak $V = p \times l \times t$

$$104,0533 \text{ m}^3 = 2.1 \times l \times l$$

$$l = 3,7331 \text{ m}$$

Jadi, panjang bak (p) = $7,4663 \text{ m}$

lebar bak (l) = $3,7331 \text{ m}$

tinggi bak (t) = $3,7331 \text{ m}$

7.5.4 Bak Netralisasi (BN)

Fungsi : Tempat menetralkan pH limbah.

Air buangan pabrik (limbah industri) yang mengandung bahan organik mempunyai pH = 5 (Hammer, 1998). Limbah cair bagi kawasan industri yang terdiri dari bahan-bahan organik harus dinetralkan sampai pH = 6 sesuai dengan Kep.No.3/Menlh/01/1998. Untuk menetralkan limbah digunakan soda abu (Na_2CO_3). Kebutuhan Na_2CO_3 untuk menetralkan pH air limbah adalah 0,15 gr Na_2CO_3 / 30 ml air limbah (Lab. Analisa FMIPA USU, 1999).

Jumlah air buangan = $9,105 \text{ m}^3/\text{hari} = 9105 \text{ L/hari}$

Kebutuhan $\text{Na}_2\text{CO}_3 = (9105 \text{ L/hari}) \times (150 \text{ mg}/0,03 \text{ L}) \times (1 \text{ kg}/10^6 \text{ mg}) \times (1 \text{ hari}/24 \text{ jam})$
 $= 1,896875 \text{ kg/jam}$

Laju alir larutan 30% $\text{Na}_2\text{CO}_3 = \frac{1,89675}{0,3} = 6,32292 \text{ kg/jam}$

Densitas larutan 30% $\text{Na}_2\text{CO}_3 = 1327 \text{ kg/m}^3$ (Perry, 1999)

Volume 30% $\text{Na}_2\text{CO}_3 = \frac{6,32292}{1327} = 0,00476 \text{ m}^3/\text{jam}$

Laju alir limbah = $1,951 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diasumsikan reaksi netralisasi berlangsung tuntas selama 3 hari

Volume limbah = $1,951 \text{ m}^3/\text{jam} \times 3 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari} = 140,472 \text{ m}^3$

Bak terisi 90 % maka volume bak = $\frac{140,472}{0,9} = 156,08 \text{ m}^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

panjang bak (p) = $2 \times$ lebar bak (l) dan tinggi bak (t) = lebar bak (l)

Volume bak $V = p \times l \times t$

$156,08 \text{ m}^3 = 2l \times l \times l$

$l = 4,2734 \text{ m}$

Jadi, panjang bak p = $8,5468 \text{ m}$

lebar bak l = $4,2734 \text{ m}$

tinggi bak t = $4,2734 \text{ m}$

7.5.5 Pengolahan limbah dengan sistem *Activated Sludge* (Lumpur Aktif)

Pengolahan limbah cair pabrik ini dilakukan dengan menggunakan *activated sludge* (sistem lumpur aktif). Mengingat cara ini dapat menghasilkan *effluent* dengan BOD yang lebih rendah (20-30 mg/l) (Perry,1997).

Proes lumpur aktif merupakan salah satu sistem pengolahan biologi yang berlangsung secara aerobik dengan menggunakan sistem *suspended growth*. Lumpur aktif merupakan kultur mikrobial yang heterogen dimana sebagian besar terdiri dari bakteri, protozoa dan fungi.

Data:

Laju volumetrik (Q) air buangan	= 1,951 m ³ /jam = 46,824 m ³ /hari	
BOD ₅ influent (S _o)	= 295 mg/l	(Dimian,2008)
Efisiensi (E)	= 90 %	
Koefisien <i>cell yield</i> (Y)	= 0,8 mg VSS/mg BOD ₅	(Metcalf, 1991)
Koefisien <i>endogenous decay</i> (K _d)	= 0,025 hari ⁻¹	(Metcalf, 1991)
<i>Mixed Liquor Suspended Solid</i>	= 2500 mg/l	(Metcalf, 1991)
<i>Mixed Liquor Volatile Suspended Solid</i> (X)	= 2000 mg/l	

Direncanakan:

Waktu tinggal sel (θ_c) = 10 hari

1. Penentuan BOD *Effluent* (S)

$$E = \frac{S_o - S}{S_o} \times 100 \quad (\text{Metcalf, 1991})$$

$$90 = \frac{295 - S}{295} \times 100$$

$$S = 29,5 \text{ mg/l}$$

2. Penentuan Volume aerator (V_r)

$$V_r = \frac{\theta_c \cdot Q \cdot Y (S_o - S)}{X(1 + k_d \cdot \theta_c)} \quad (\text{Metcalf, 1991})$$

$$V_r = \frac{(10 \text{ hari})(46,824 \times 264,17 \text{ gal/hari})(0,8)(295 - 73,60) \text{ mg/l}}{(2000 \text{ mg/l})(1 + 0,025 \times 10)}$$

$$= 10509,1239 \text{ gal} = 39,7817 \text{ m}^3$$

3. Penentuan Ukuran Kolam Aerasi

Menurut Metcalf, 1991 diperoleh data sebagai berikut:

- Perbandingan lebar dengan tinggi cairan 2 : 1
- Lebar kolom aerasi 2 x dari tinggi kolom
- Faktor kelonggaran = 0,5 dari permukaan air

Sehingga :

$$V = p \times l \times t$$

$$39,7817 \text{ m}^3 = 2t \times 2t \times t$$

$$39,7817 \text{ m}^3 = 4 t^3$$

$$t^3 = \frac{39,7817}{4}$$

$$t = 2,1505 \text{ m}$$

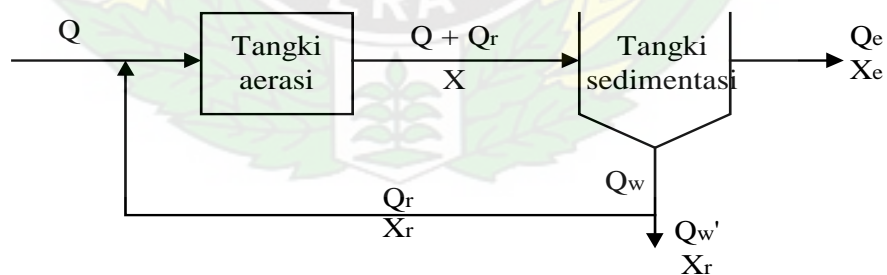
Jadi, ukuran aerator adalah :

panjang	=	4,3010 m
lebar	=	4,3010 m
tinggi	=	2,1505 m

Faktor kelonggaran = 0,5 m di atas permukaan air (Metcalf, 1991)

$$\text{Tinggi} = (2,1505 + 0,5) \text{ m} = 2,6505 \text{ m}$$

4. Penentuan jumlah lumpur yang harus diresirkulasi (Qr)



$$Q_e = Q = 12369,4961 \text{ gal/hari}$$

Asumsi:

$$X_e = 0,001 X = 0,001 \times 2000 \text{ mg/l} = 2 \text{ mg/l}$$

$$X_r = 0,999 X = 0,999 \times 2000 \text{ mg/l} = 1998 \text{ mg/l}$$

$$P_x = Q_w \times X_r \quad (\text{Metcalf, 1991})$$

$$P_x = Y_{\text{obs}} \cdot Q \cdot (S_o - S) \quad (\text{Metcalf, 1991})$$

a. Y_{obs}

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + k_d \theta_c} \quad (\text{Metcalf, 1991})$$

$$Y_{obs} = \frac{0,8}{1 + (0,025) \cdot (10)} = 0,64$$

b. Penentuan massa limbah lumpur aktif

$$\begin{aligned} P_x &= (0,64) \cdot (12369,4961 \text{ gal/hari}) \cdot (350 - 17,5) \text{ mg/l} \\ &= 2101824,77 \text{ gal.mg/l.hari} \end{aligned}$$

Neraca massa pada tangki sedimentasi :

Akumulasi = jumlah massa masuk – jumlah massa keluar

$$0 = (Q + Q_r)X - Q_e X_e - Q_w X_r$$

$$0 = QX + Q_r X - Q(0,001X) - P_x$$

$$\begin{aligned} Q_r &= \frac{QX(0,001 - 1) + P_x}{X} \\ &= \frac{(12369,4961)(2000)(0,001 - 1) + 2101824,77}{2000} \\ &= 13,408 \cdot 10^3 \text{ gal/hari} = 50,7553 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

5. Penentuan Waktu Tinggal di Aerator (θ)

$$\theta = \frac{V_r}{Q + Q_r} = \frac{10509,1239}{12369,4961 + 13408} = 0,4077 \text{ hari}$$

6. Kebutuhan oksigen

$$\begin{aligned} \text{kg, O}_2/\text{hari} &= Q(S_o - S) - 1,42 \cdot P_x \quad (\text{Metcalf, 1991}) \\ &= 12369,4961 \cdot (295 - 29,5) - 1,42 \cdot (2101824,77) \\ &= 299510,03 \text{ gal/hari} = 1133,778 \text{ m}^3/\text{hari} = 47,2407 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

7. Penentuan Daya yang Dibutuhkan

Type aerator yang digunakan adalah *surface aerator*. Kedalaman air = 2,08 m, dari Tabel 10-11, Metcalf, 1991 diperoleh daya aerator sebesar 10 hp.

7.5.6 Tangki Sedimentasi

Fungsi : mengendapkan flok biologis dari tangki aerasi dan sebagian diresirkulasi kembali ke tangki aerasi

$$\begin{aligned}\text{Laju volumetrik air buangan} &= (46,824 + 50,7553) \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 97,5793 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

$$\text{Diperkirakan kecepatan } \textit{overflow} \text{ maksimum} = 33 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ hari} \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Waktu tinggal air} = 2 \text{ jam} = 0,0833 \text{ hari} \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Volume tangki (V)} = 97,5793 \text{ m}^3/\text{hari} \times 0,0833 \text{ hari} = 8,1316 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Luas tangki (A)} &= (97,5793 \text{ m}^3/\text{hari}) / (33 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ hari}) \\ &= 2,95695 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$A = \frac{1}{4} \pi D^2$$

$$D = (4A/\pi)^{1/2}$$

$$= (4 \times 2,95695 / 3,14)^{1/2} = 1,9408 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Kedalaman tangki, } H = V/A &= 8,1316 / 2,95695 \\ &= 2,75 \text{ m}\end{aligned}$$

7.6 Spesifikasi Peralatan

7.6.1 *Screening* (S-01)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel padat yang besar

Jenis : *Bar screen*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Ukuran *screening* : Panjang = 1 m

Lebar = 1 m

Ukuran *bar* : Lebar = 5 mm

Tebal = 20 mm

Bar clear spacing : 20 mm

Slope : 30°

Jumlah *bar* : 25 buah

7.6.2 *Pompa Screening* (P-01)

Fungsi : Memompa air dari sungai ke *Water Reservoir* (V-01)

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Daya motor : 1 hp

7.6.3 Water Reservoir (V-01)

Fungsi : Tempat penampungan air sementara
Jumlah : 1 unit
Bahan konstruksi : Beton kedap air
Kondisi operasi : Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Kapasitas : 308,734 m³/hari
Panjang : 4,854 m
Lebar : 2,427 m
Tinggi : 2,427 m
Waktu tinggal : 0,08333 hari

7.6.4 Pompa Water Reservoir (P-02)

Fungsi : Memompa air dari *water reservoir* ke bak sedimentasi
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Daya motor : 1 hp

7.6.5 Bak Sedimentasi (V-02)

Fungsi : Untuk mengendapkan partikel-partikel padatan kecil yang tidak tersaring dan terikut dengan air
Jumlah : 1 unit
Bahan konstruksi : Beton kedap air
Kondisi operasi : Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Kapasitas : 12,85 m³/hari
Panjang : 3,353 m
Lebar : 1 m
Tinggi : 2,134 m
Waktu retensi : 10,17 menit

7.6.6 Pompa Sedimentasi (P-03)

Fungsi	: Memompa air dari Bak Sedimentasi (V-02) ke <i>Clarifier</i> (V-05)
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Daya motor	: 1 hp

7.6.7 Tangki Pelarutan Alum (V-03)

Fungsi	: Membuat larutan alum $Al_2(SO_4)_3$
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283, Grade C</i>
Kondisi pelarutan	: Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 1,1276 m ³
Diameter	: 1,199 m
Tinggi	: 1,199 m
Jenis pengaduk	: <i>flat 6 blade turbin impeller</i>
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Daya motor	: 1/2 hp

7.6.8 Pompa Alum (P-04)

Fungsi	: Memompa larutan alum dari Tangki Pelarutan Alum (V-03) ke <i>Clarifier</i> (V-05)
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Daya motor	: 1/2 hp

7.6.9 Tangki Pelarutan Soda Abu (V-04)

Fungsi	: Membuat larutan soda abu Na_2CO_3
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283, Grade C</i>
Kondisi pelarutan	: Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Jumlah	: 1 unit

Kapasitas	: 0,6254 m ³
Diameter	: 0,985 m
Tinggi	: 0,985 m
Jenis pengaduk	: <i>flat 6 blade turbin impeller</i>
Jumlah <i>baffle</i>	: 4 buah
Daya motor	: 1/2 hp

7.6.10 Pompa Soda Abu (P-05)

Fungsi	: Memompa larutan soda abu dari Tangki Pelarutan Soda Abu (V-02) ke <i>Clarifier</i> (V-04)
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Daya motor	: 1/2 hp

7.6.11 Clarifier (V-05)

Fungsi	: Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu
Tipe	: <i>External Solid Recirculation Clarifier</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283, Grade C</i>
Kondisi operasi	: Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 25,729 m ³
Diameter	: 1,737 m
Tinggi	: 3,185 m
Daya motor	: 1/2 hp

7.6.12 Sand Filter (V-06)

Fungsi	: Menyaring endapan (flok-flok) yang masih terikut dengan air yang keluar dari <i>Clarifier</i> (V-05)
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283, Grade C</i>
Kondisi operasi	: Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 3,214 m ³
Diameter tangki	: 1,699 m

Tinggi tangki : 3,12 m
Tinggi filter : 0,567 m

7.6.13 Pompa Filtrasi (P-06)

Fungsi : Memompa air dari Tangki Filtrasi (V-06) ke Menara Air (V-07)
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Daya motor : 1 1/4 hp

7.6.14 Menara Air (V-07)

Fungsi : Menampung air untuk didistribusikan
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283, Grade C*
Kondisi operasi : Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Jumlah : 1 unit
Kapasitas : 38,592 m³
Diameter : 3,663 m
Tinggi : 4,396 m

7.6.15 Tangki Pelarutan Asam Sulfat (V-08)

Fungsi : Membuat larutan asam sulfat H₂SO₄
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283, Grade C*
Kondisi pelarutan : Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Jumlah : 1 unit
Kapasitas : 0,619 m³
Diameter : 0,982 m
Tinggi : 0,982 m
Jenis pengaduk : *flat 6 blade turbin impeller*
Jumlah *baffle* : 4 buah
Daya motor : 1/2 hp

7.6.16 Pompa Asam Sulfat (P-07)

Fungsi : Memompa larutan asam sulfat dari Tangki Pelarutan Asam Sulfat (V-08) ke *Cation Exchanger* (V-09)
Jenis : *Centrifugal pump*
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jumlah : 1 unit
Daya motor : 1/2 hp

7.6.17 *Cation Exchanger* (V-09)

Fungsi : Mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283, Grade C*
Kondisi operasi : Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Jumlah : 1 unit
Resin yang digunakan : IRR-122
Silinder : - Diameter : 0,6096 m
 - Tinggi : 0,91441 m
Alas / Tutup : - Diameter : 0,6096 m
 - Tinggi : 0,152 m

7.6.18 Pompa *Cation Exchanger* (P-09)

Fungsi : Memompa air dari *Cation Exchanger* (V-09) ke *Anion Exchanger* (V-10)
Jenis : *Centrifugal pump*
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jumlah : 1 unit
Daya motor : 1/2 hp

7.6.19 Tangki Pelarutan NaOH (V-10)

Fungsi : Membuat larutan natrium hidroksida NaOH
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283, Grade C*
Kondisi pelarutan : Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Jumlah : 1 unit
Kapasitas : 1,527 m³
Diameter : 1,327 m

Tinggi : 1,327 m
Jenis pengaduk : *flat 6 blade turbin impeller*
Jumlah *baffle* : 4 buah
Daya motor : 1/2 hp

7.6.20 Pompa NaOH (P-08)

Fungsi : Memompa larutan NaOH dari Tangki Pelarutan NaOH (V-10) ke *Anion Exchanger* (V-11)
Jenis : *Centrifugal pump*
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jumlah : 1 unit
Daya motor : 1/2 hp

7.6.21 Anion Exchanger (V-11)

Fungsi : Mengikat anion yang terdapat dalam air
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283, Grade C*
Kondisi operasi : Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Jumlah : 1 unit
Resin yang digunakan : IRA-410
Silinder : - Diameter : 0,6096 m
 - Tinggi : 0,91441 m
Alas / Tutup : - Diameter : 0,6096 m
 - Tinggi : 0,152 m

7.6.22 Pompa Anion Exchanger (P-10)

Fungsi : Memompa air dari *Anion Exchanger* (V-11) ke Deaerator (V-12)
Jenis : *Centrifugal pump*
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Jumlah : 1
Daya motor : 1/2 hp

7.6.23 Deaerator (V-12)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut di dalam air
Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup elipsoidal
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283, Grade C*

Kondisi operasi	:	Temperatur 90°C ; Tekanan 6,9627215 bar
Jumlah	:	1 unit
Kapasitas	:	92,857 m ³
Silinder	:	- Diameter : 4,262 m - Tinggi : 8,5242 m
Tutup	:	- Diameter : 4,262 m - Tinggi : 1,066 m

7.6.24 Pompa Deaerator (P-12)

Fungsi	:	Memompa air dari <i>Deaerator</i> (V-12) ke Ketel Uap (V-13)
Jenis	:	<i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	:	1 unit
Bahan konstruksi	:	<i>Commercial steel</i>
Daya motor	:	1/2 hp

7.6.25 Ketel Uap (V-13)

Fungsi	:	Menyediakan uap untuk keperluan proses
Jenis	:	Ketel pipa api
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Jumlah	:	1 unit
Kapasitas	:	18674,63 kg/jam
Panjang <i>tube</i>	:	30 ft
Diameter <i>tube</i>	:	4 in
Jumlah <i>tube</i>	:	1906 buah

7.6.26 Water Cooling Tower (V-14)

Fungsi	:	Mendinginkan air dari temperatur 78,32388°C menjadi 30°C
Jenis	:	<i>Mechanical Draft Cooling Tower</i>
Bahan konstruksi	:	<i>Carbon steel</i>
Kondisi operasi	:	Suhu air masuk menara = 78,32388°C Suhu air keluar menara = 30°C
Jumlah	:	1 unit
Kapasitas	:	133,435 m ³ /jam
Luas menara	:	402,85 ft ²
Tinggi	:	8,006 m

Daya : 15 hp

7.6.27 Pompa Water Cooling Tower (P-13)

Fungsi : Memompa air pendingin dari *Water Cooling Tower* (V-14) untuk keperluan air pendingin proses
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Daya motor : 3/4 hp

7.6.28 Tangki Pelarutan Kaporit (V-15)

Fungsi : Membuat larutan kaporit $\text{Ca}(\text{ClO})_2$
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283, Grade C*
Kondisi pelarutan : Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Jumlah : 1 unit
Kapasitas : 0,0042 m³
Diameter : 0,185 m
Tinggi : 0,0185 m
Jenis pengaduk : *flat 6 blade turbin impeller*
Jumlah *baffle* : 4 buah
Daya motor : 1/2 hp

7.6.29 Pompa Kaporit (P-14)

Fungsi : Memompa larutan kaporit dari Tangki Pelarutan Kaporit (V-15) ke Tangki Utilitas (V-16)
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Daya motor : 1/2 hp

7.6.30 Tangki Utilitas (V-16)

Fungsi : Menampung air untuk didistribusikan untuk kebutuhan domestik

Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283, Grade C</i>
Kondisi operasi	: Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 18,841 m ³
Diameter	: 3,862 m
Tinggi	: 5,793 m

7.6.31 Pompa Domestik (P-15)

Fungsi	: Memompa air dari Tangki Utilitas (P-15) ke kebutuhan domestik
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Daya motor	: 1/2 hp

7.7 Spesifikasi Peralatan Pengolahan Limbah

7.7.1 Bak Penampungan (BP)

Fungsi	: Tempat menampung air buangan sementara
Bentuk	: Persegi panjang
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: Beton kedap air
Kondisi operasi	: Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Kapasitas	: 425,203 m ³
Panjang	: 10,206 m
Lebar	: 6,804 m
Tinggi	: 6,804 m

7.7.2 Pompa Bak Penampung (PL-01)

Fungsi	: Memompa cairan limbah dari Bak Penampungan (BP) ke Bak Pengendapan Awal (BPA)
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>

Daya motor : ¼ hp

7.7.3 Bak Ekualisasi (BE)

Fungsi : untuk mengatur laju alir air menuju bak sedimentasi

Bentuk : Persegi panjang

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Kondisi operasi : Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm

Kapasitas : 85,04 m³

Panjang : 7,23 m

Lebar : 3,615 m

Tinggi : 3,615 m

7.7.4 Bak Sedimentasi (BS)

Fungsi : Menghilangkan padatan dengan cara pengendapan

Bentuk : Persegi panjang

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Kondisi operasi : Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm

Kapasitas : 85,04 m³

Panjang : 7,23 m

Lebar : 3,615 m

Tinggi : 3,615 m

7.7.5 Bak Netralisasi (BN)

Fungsi : Tempat menetralkan pH limbah

Bentuk : Persegi panjang

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Kondisi operasi : Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm

Kapasitas : 127,561 m³

Panjang : 10,206 m

Lebar : 6,804 m

Tinggi : 6,804 m

7.7.6 Tangki Aerasi (AR)

Fungsi	: Mengolah limbah
Bentuk	: Persegi panjang
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: Beton kedap air
Kondisi operasi	: Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Kapasitas	: 256,33 m ³
Panjang	: 7,4 m
Lebar	: 7,4 m
Tinggi	: 3,7 m
Daya motor	: 10 hp

7.7.7 Pompa Tangki Aerasi (PL-02)

Fungsi	: Memompa cairan limbah dari Tangki Aerasi (AR) ke Tangki Sedimentasi (TS)
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Daya motor	: 1/2 hp

7.7.8 Tangki Sedimentasi (TS)

Fungsi	: Mengendapkan flok biologis dari Tangki Aerasi (AR) dan sebagian diresirkulasi kembali ke Tangki Aerasi (AR)
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: Beton kedap air
Kondisi operasi	: Temperatur 28°C ; Tekanan 1 atm
Kapasitas	: 9,219 m ³ /hari
Diameter	: 2,067 m
Tinggi	: 2,75 m

7.7.9 Pompa Tangki Sedimentasi (PL-03)

Fungsi : Memompa air resirkulasi dari Tangki Sedimentasi (TS)
ke Tangki Aerasi (AR)
Jenis : *Centrifugal pump*
Jumlah : 1 unit
Bahan konstruksi : *Commercial steel*
Daya motor : 1/2 hp



BAB VIII

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

Lokasi dan tata letak pabrik merupakan suatu hal yang sangat penting dalam suatu rancangan pabrik. Dimana hal ini akan sangat mempengaruhi keuntungan pabrik dan kesempatan untuk melakukan ekspansi di masa depan. Banyak faktor yang harus dipertimbangkan ketika memilih suatu tempat yang tepat sebagai lokasi pabrik, seperti pasokan bahan baku, fasilitas transportasi, ketersediaan pekerja, pengaruh lingkungan dan sebagainya.

8.1 Lokasi Pabrik

Secara geografis, penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan serta kelangsungan dari suatu industri kini dan pada masa yang akan datang karena berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik (Peters, 2004).

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, atau tepatnya pada 106°1.7' Lintang Selatan dan 105°56.1' Bujur Timur.

Dasar pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

a. Bahan baku

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.

b. 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).

c. 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.

d. 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.

e. 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.

f. 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.

g. Biaya tanah

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

h. 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.

i. 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.

j. 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.

8.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk.

Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternatif (*areal handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut (Peters, 2004) :

1. Urutan proses produksi.
2. Pengembangan lokasi baru atau penambahan / perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.

3. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku
4. Pemeliharaan dan perbaikan.
5. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
7. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses / mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
8. Masalah pembuangan limbah cair.
9. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti (Peters, 2004) :

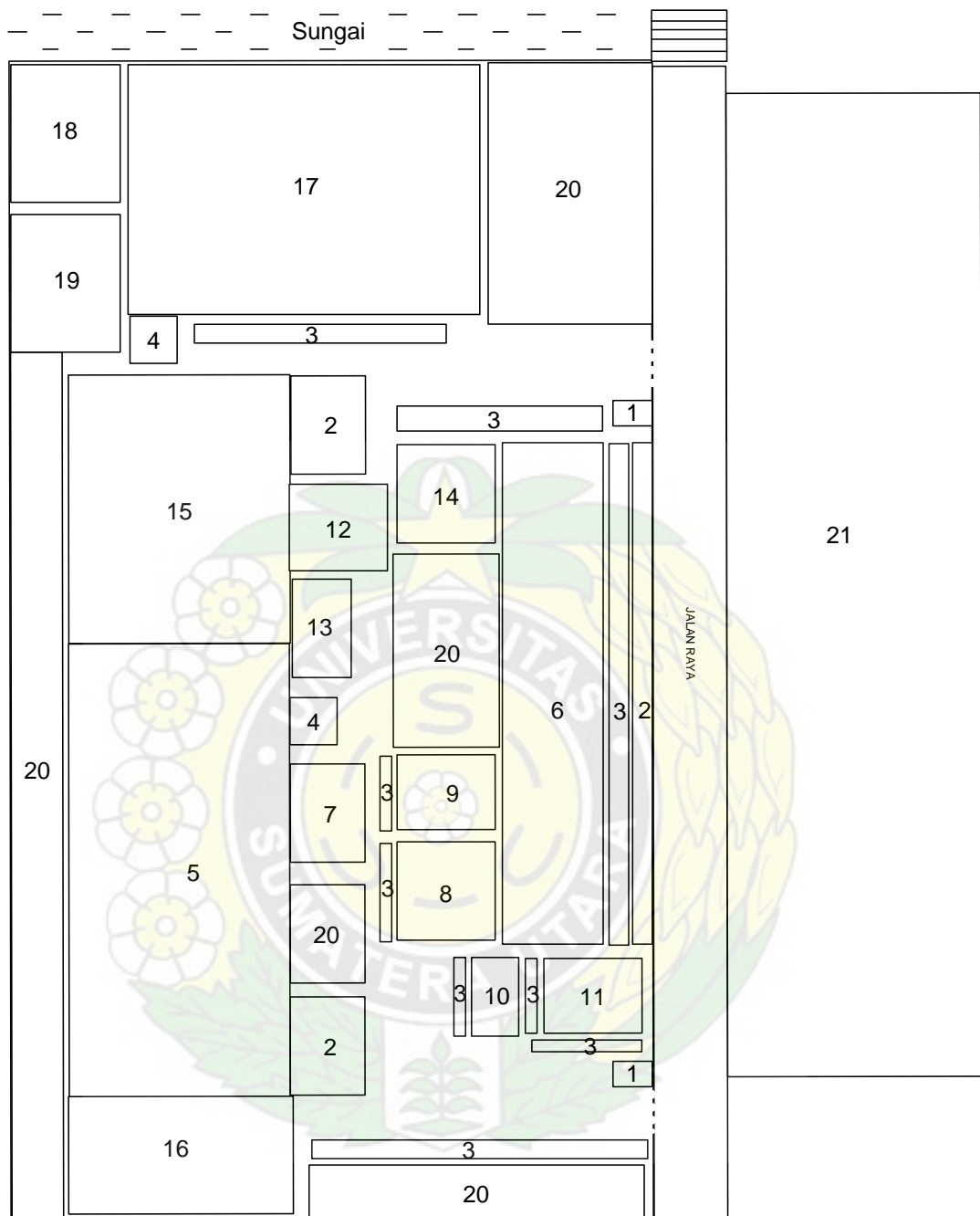
1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produksi, sehingga mengurangi material *handling*.
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak atau di-*blowdown*.
3. Mengurangi ongkos produksi.
4. Meningkatkan keselamatan kerja.
5. Mengurangi kerja seminimum mungkin.
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

8.3 Perincian Luas Tanah

Pendirian pabrik pembuatan vinil asetat ini direncanakan menggunakan tanah berukuran $92,857 \times 70 \text{ m}^2$ untuk areal pabrik dan $100 \times 25 \text{ m}^2$ untuk areal perumahan karyawan. Luas total areal tanah adalah 9000 m^2 . Tata letak pabrik pembuatan vinil asetat ini dapat dilihat pada Gambar 8.1. Sedangkan rinciannya dapat dilihat pada Tabel 8.1 berikut ini :

Tabel 8.1 Perincian Luas Tanah

No	Nama Bangunan	Luas (m ²)
1	Pos Keamanan	20
2	Parkir	300
3	Taman	300
4	Ruang Kontrol	50
5	Areal Proses	950
6	Perkantoran	500
7	Laboratorium	80
8	Poliklinik	100
9	Kantin	80
10	Ruang Ibadah	40
11	Perpustakaan	80
12	Bengkel	90
13	Gudang Peralatan	60
14	Unit Pemadam Kebakaran	100
15	Areal Produk	250
16	Areal Bahan Baku	500
17	Areal utilitas	770
18	Pembangkit Uap	150
19	Pembangkit Listrik	150
20	Area Perluasan	1730
21	Perumahan Karyawan	2500
22	Jalan	700,00
Total		9500



- Keterangan :**
- | | |
|------------------|------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 12. Bengkel |
| 2. Parkir | 13. Gudang peralatan |
| 3. Taman | 14. Pemadam kebakaran |
| 4. Ruang kontrol | 15. Areal bahan baku |
| 5. Areal proses | 16. Areal produk |
| 6. Perkantoran | 17. Areal utilitas |
| 7. Laboratorium | 18. Pembangkit uap |
| 8. Poliklinik | 19. Pembangkit listrik |
| 9. Kantin | 20. Areal perluasan |
| 10. Ruang ibadah | 21. Perumahan karyawan |
| 11. Perpustakaan | |

BAB IX

ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN

Masalah organisasi merupakan hal yang penting dalam perusahaan, hal ini menyangkut efektivitas dalam peningkatan kemampuan perusahaan dalam memproduksi dan mendistribusikan produk yang dihasilkan. Dalam upaya peningkatan efektivitas dan kinerja perusahaan maka pengaturan atau manajemen harus menjadi hal yang mutlak. Tanpa manajemen yang efektif dan efisien tidak akan ada usaha yang berhasil cukup lama. Dengan adanya manajemen yang teratur baik dari kinerja sumber daya manusia maupun terhadap fasilitas yang ada secara otomatis organisasi akan berkembang (Madura, 2000).

9.1 Organisasi Perusahaan

Perkataan organisasi, berasal dari kata Latin "*organum*" yang dapat berarti alat, anggota badan. James D. Mooney, mengatakan: "Organisasi adalah bentuk setiap perserikatan manusia untuk mencapai suatu tujuan bersama", sedangkan Chester I. Barnard memberikan pengertian organisasi sebagai: "Suatu sistem daripada aktivitas kerjasama yang dilakukan dua orang atau lebih" (Siagian, 1992).

Dari pendapat ahli yang dikemukakan di atas dapat diambil arti dari kata organisasi, yaitu kelompok orang yang secara sadar bekerjasama untuk mencapai tujuan bersama dengan menekankan wewenang dan tanggung jawab masing-masing. Secara ringkas, ada tiga unsur utama dalam organisasi, yaitu (Sutarto, 2002):

1. Adanya sekelompok orang
2. Adanya hubungan dan pembagian tugas
3. Adanya tujuan yang ingin dicapai

Menurut pola hubungan kerja, serta lalu lintas wewenang dan tanggung jawab, maka bentuk-bentuk organisasi itu dapat dibedakan atas (Patria Jati, 2000):

1. Bentuk organisasi garis
2. Bentuk organisasi fungsional
3. Bentuk organisasi garis dan staf
4. Bentuk organisasi fungsional dan staf

9.1.1 Bentuk Organisasi Garis

Ciri dari organisasi garis adalah: organisasi masih kecil, jumlah karyawan sedikit, pimpinan dan semua karyawan saling kenal dan spesialisasi kerja belum begitu tinggi (Patria Jati, 2000).

Kebaikan bentuk organisasi garis, yaitu :

- Kesatuan komando terjamin dengan baik, karena pimpinan berada di atas satu tangan.
- Proses pengambilan keputusan berjalan dengan cepat karena jumlah orang yang diajak berdiskusi masih sedikit atau tidak ada sama sekali.
- Rasa solidaritas di antara para karyawan umumnya tinggi karena saling mengenal.

Keburukan bentuk organisasi garis, yaitu:

- Seluruh kegiatan dalam organisasi terlalu bergantung kepada satu orang sehingga kalau seseorang itu tidak mampu, seluruh organisasi akan terancam kehancuran.
- Kecenderungan pimpinan bertindak secara otoriter.
- Kesempatan berkembang anggota terbatas..

9.1.2 Bentuk Organisasi Fungsional

Ciri-ciri dari organisasi fungsional adalah beberapa pimpinan tidak mempunyai bawahan yang jelas, sebab setiap atasan berwenang memberi komando kepada setiap bawahan, sepanjang ada hubungannya dengan fungsi atasan tersebut (Patria Jati, 2000).

Kebaikan bentuk organisasi fungsional, yaitu:

- Pembagian tugas-tugas jelas
- Spesialisasi karyawan dapat dikembangkan dan digunakan semaksimal mungkin
- Digunakan tenaga-tenaga ahli dalam berbagai bidang sesuai dengan fungsi-fungsinya

Keburukan bentuk organisasi fungsional, yaitu:

- Karena adanya spesialisasi, sukar mengadakan penukaran atau pengalihan tanggung jawab kepada fungsinya.
- Para karyawan mementingkan bidang pekerjaannya, sehingga sukar dilaksanakan koordinasi.

9.1.3 Bentuk Organisasi Garis dan Staf

Ciri-ciri dari organisasi garis dan staf yaitu terdapat satu atau beberapa orang staf yaitu orang yang ahli dalam bidang tertentu yang bertugas memberi nasehat kepada pimpinan (Patria Jati, 2000).

Kebaikan bentuk organisasi garis dan staf adalah:

- Dapat digunakan oleh setiap organisasi yang besar, apapun tujuannya, betapa pun luas tugasnya dan betapa pun kompleks susunan organisasinya.
- Pengambilan keputusan lebih berbobot karena adanya staf ahli.
- Konsep *the right man on the right place* dapat lebih terjamin

Keburukan bentuk organisasi garis dan staf, adalah:

- Karyawan tidak saling mengenal sehingga solidaritas rendah.
- Karena rumit dan kompleksnya susunan organisasi, koordinasi kadang-kadang sukar diharapkan.

9.1.4 Bentuk Organisasi Fungsional dan Staf

Bentuk organisasi fungsional dan staf, merupakan kombinasi dari bentuk organisasi fungsional dan bentuk organisasi garis dan staf. Kebaikan dan keburukan dari bentuk organisasi ini merupakan perpaduan dari bentuk organisasi yang dikombinasikan (Patria Jati, 2000).

Dari uraian di atas dapat diketahui kebaikan dan keburukan dari beberapa bentuk organisasi. Setelah mempertimbangkan baik dan buruknya maka pada Pra-rancangan Pabrik Pembuatan Vinil Asetat menggunakan bentuk organisasi garis dan staf. Bagan Struktur Organisasi Perusahaan Pabrik Vinil Asetat ditampilkan pada gambar 9.1.

9.2 Manajemen Perusahaan

Umumnya perusahaan modern mempunyai kecenderungan bukan saja terhadap produksi, melainkan juga terhadap penanganan hingga menyangkut organisasi dan hubungan sosial atau manajemen keseluruhan. Hal ini disebabkan oleh aktivitas yang terdapat dalam suatu perusahaan atau suatu pabrik diatur oleh manajemen.

Dengan kata lain bahwa manajemen bertindak memimpin, merencanakan,

menyusun, mengawasi, dan meneliti hasil pekerjaan. Perusahaan dapat berjalan dengan baik secara menyeluruh, apabila perusahaan memiliki manajemen yang baik antara atasan dan bawahan (Siagian, 1992).

Fungsi dari manajemen adalah meliputi usaha memimpin dan mengatur faktor-faktor ekonomis sedemikian rupa, sehingga usaha itu memberikan perkembangan dan keuntungan bagi mereka yang ada di lingkungan perusahaan.

Dengan demikian, jelaslah bahwa pengertian manajemen itu meliputi semua tugas dan fungsi yang mempunyai hubungan yang erat dengan permulaan dari pembelanjaan perusahaan (*financing*).

Dengan penjelasan ini dapat diambil suatu pengertian bahwa manajemen itu diartikan sebagai seni dan ilmu perencanaan (*planning*), pengorganisasian, penyusunan, pengarahan, dan pengawasan dari sumber daya manusia untuk mencapai tujuan (*criteria*) yang telah ditetapkan (Siagian, 1992).

Menurut Siagian (1992), manajemen dibagi menjadi tiga kelas pada perusahaan besar yaitu:

1. *Top* manajemen
2. *Middle* manajemen
3. *Operating* manajemen

Orang yang memimpin (pelaksana) manajemen disebut dengan manajer. Manajer ini berfungsi atau bertugas untuk mengawasi dan mengontrol agar manajemen dapat dilaksanakan dengan baik sesuai dengan ketetapan yang digariskan bersama. Menurut Madura (2000), syarat-syarat manajer yang baik adalah:

1. Harus menjadi contoh (teladan)
2. Harus dapat menggerakkan bawahan
3. Harus bersifat mendorong
4. Penuh pengabdian terhadap tugas-tugas
5. Berani dan mampu mengatasi kesulitan yang terjadi
6. Bertanggung jawab, tegas dalam mengambil atau melaksanakan keputusan yang diambil.
7. Berjiwa besar.

9.3 Bentuk Hukum Badan Usaha

Dalam mendirikan suatu perusahaan yang dapat mencapai tujuan dari perusahaan itu secara terus-menerus, maka harus dipilih bentuk perusahaan apa yang harus didirikan agar tujuan itu tercapai. Menurut Sutarto (2002), bentuk-bentuk badan usaha yang ada dalam praktek di Indonesia, antara lain adalah:

1. Perusahaan Perorangan
2. Persekutuan dengan firma
3. Persekutuan Komanditer
4. Perseroan Terbatas
5. Koperasi
6. Perusahaan Negara
7. Perusahaan Daerah

Bentuk badan usaha dalam Pra-rancangan Pabrik Pembuatan Vinil Asetat direncanakan adalah perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham, dan memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam UU No. 1 tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas (UUPT), serta peraturan pelaksanaannya.

Syarat-syarat pendirian Perseroan Terbatas adalah :

1. Didirikan oleh dua orang atau lebih, yang dimaksud dengan “orang” adalah orang perseorangan atau badan hukum.
2. Didirikan dengan akta otentik, yaitu di hadapan notaris.
3. Modal dasar perseroan, yaitu paling sedikit Rp.20.000.000,- (dua puluh juta rupiah) atau 25 % dari modal dasar, tergantung mana yang lebih besar dan harus telah ditempatkan dan telah disetor.

Prosedur pendirian Perseroan Terbatas adalah :

1. Pembuatan akta pendirian di hadapan notaris
2. Pengesahan oleh Menteri Kehakiman
3. Pendaftaran Perseroan
4. Pengumuman dalam tambahan berita Negara.

Dasar-dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan PT adalah sebagai berikut :

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin, sebab tidak tergantung pada pemegang saham, dimana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual sahamnya kepada orang lain.
3. Mudah mendapatkan modal, yaitu dari bank maupun dengan menjual saham.
4. Tanggung jawab yang terbatas dari pemegang saham terhadap hutang perusahaan.
5. Penempatan pemimpin atas kemampuan pelaksanaan tugas.

9.4 Uraian Tugas, Wewenang dan Tanggung Jawab

9.4.1 Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Pemegang kekuasaan tertinggi pada struktur organisasi garis dan staf adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang dilakukan minimal satu kali dalam setahun. Bila ada sesuatu hal, RUPS dapat dilakukan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS dihadiri oleh pemilik saham, Dewan Komisaris dan Direktur.

Hak dan wewenang RUPS (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.

9.4.2 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.

9.4.3 Direktur

Fahmi Arief Nasution : Pembuatan Vinil Asetat Dari Etilena, Asam Asetat Dan Oksigen Dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun, 2009.

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.

9.4.4 Staf Ahli

Staf ahli bertugas memberikan masukan, baik berupa saran, nasehat, maupun pandangan terhadap segala aspek operasional perusahaan.

9.4.5 Sekretaris

Sekretaris diangkat oleh Direktur untuk menangani masalah surat-menyurat untuk pihak perusahaan, menangani kearsipan dan pekerjaan lainnya untuk membantu Direktur dalam menangani administrasi perusahaan.

9.4.6 Manajer Produksi

Manajer Produksi bertanggung jawab langsung kepada Direktur. Tugasnya mengkoordinasi segala kegiatan yang berhubungan dengan masalah proses baik di bagian produksi maupun utilitas. Dalam menjalankan tugasnya Manajer Produksi dibantu oleh tiga Kepala Seksi, yaitu Kepala Seksi Proses, Kepala Seksi Laboratorium R&D (Penelitian dan Pengembangan) dan Kepala Seksi Utilitas.

9.4.7 Manajer Teknik

Manajer Teknik bertanggung jawab langsung kepada Direktur. Tugasnya mengkoordinasi segala kegiatan yang berhubungan dengan masalah teknik baik di lapangan maupun di kantor. Dalam menjalankan tugasnya Manajer Teknik dibantu

oleh tiga Kepala Seksi, yaitu Kepala Seksi Listrik, Kepala Seksi Instrumentasi dan Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik (Mesin).

9.4.8 Manajer Umum dan Keuangan

Manajer Umum dan Keuangan bertanggung jawab langsung kepada Direktur dalam mengawasi dan mengatur keuangan, administrasi, personalia dan humas. Dalam menjalankan tugasnya Manajer Umum dan Keuangan dibantu oleh lima Kepala Seksi, yaitu Kepala Seksi Keuangan, Kepala Seksi Administrasi, Kepala Seksi Personalia, Kepala Seksi Humas dan Kepala Seksi Keamanan.

9.4.9 Manajer Pembelian dan Pemasaran

Manajer Pembelian dan Pemasaran bertanggung jawab langsung kepada Direktur. Tugasnya mengkoordinasi segala kegiatan yang berhubungan dengan pembelian bahan baku dan pemasaran produk. Manajer ini dibantu oleh tiga Kepala Seksi, yaitu Kepala Seksi Pembelian, Kepala Seksi Penjualan serta Kepala Seksi Gudang/Logistik.

9.5 Sistem Kerja

Pabrik pembuatan Vinil Asetat ini direncanakan beroperasi 330 hari per tahun secara kontinu 24 jam sehari. Berdasarkan pengaturan jam kerja, karyawan dapat digolongkan menjadi tiga golongan, yaitu:

1. Karyawan *non-shift*, yaitu karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya direktur, staf ahli, manajer, bagian administrasi, bagian gudang, dan lain-lain. 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. Perincian jam kerja *non-shift* adalah:

Senin – Kamis

- Pukul 08.00 – 12.00 WIB → Waktu kerja
- Pukul 12.00 – 13.00 WIB → Waktu istirahat

- Pukul 13.00 – 17.00 WIB → Waktu kerja

Jum'at

- Pukul 08.00 – 12.00 WIB → Waktu kerja
- Pukul 12.00 – 14.00 WIB → Waktu istirahat
- Pukul 14.00 – 17.00 WIB → Waktu kerja

2. 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 dan 15 menit pergantian *shift* dengan pembagian sebagai berikut:

- *Shift I* : 00.00 – 08.15 WIB
- *Shift II* : 08.00 – 16.15 WIB
- *Shift III* : 16.00 – 00.15 WIB

Jam kerja bergiliran berlaku bagi karyawan. Untuk memenuhi kebutuhan pabrik, setiap karyawan *shift* dibagi menjadi empat regu dimana tiga regu kerja dan satu regu istirahat. Pada hari Minggu dan libur nasional karyawan *shift* tetap bekerja dan libur 1 hari setelah setelah tiga kali *shift*.

Tabel 9.1 Jadwal Kerja Karyawan Shift

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	-	-	III

3. Karyawan borongan

Apabila diperlukan, maka perusahaan dapat menambah jumlah karyawan yang dikerjakan secara borongan selama kurun jangka waktu tertentu yang ditentukan menurut kebijaksanaan perusahaan.

9.6 Jumlah Karyawan dan Tingkat Pendidikan

Dalam melaksanakan kegiatan perusahaan/ pabrik, dibutuhkan susunan karyawan seperti pada struktur organisasi. Jumlah karyawan yang dibutuhkan adalah sebagai berikut:

Tabel 9.2 Jumlah Karyawan dan Kualifikasinya

Jabatan	Jumlah	Pendidikan
Dewan Komisaris	1	Ekonomi/Teknik (S1)
Direktur	1	Teknik Kimia (S1)
Staf Ahli	1	Teknik Kimia (S2)
Sekretaris	1	Sekretaris (DIII)
Manajer Produksi	1	Teknik Kimia (S2)
Manajer Teknik	1	Teknik Mesin (S2)
Manajer Umum dan Keuangan	1	Ekonomi/Manajemen (S2)
Manajer Pembelian dan Pemasaran	1	Ekonomi/Manajemen (S1)
Kepala Seksi Proses	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Seksi Laboratorium R&D	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Seksi Utilitas	1	Teknik Kimia (S1)
Kepala Seksi Mesin	1	Teknik Mesin (S1)

Kepala Seksi Listrik	1	Teknik Elektro (S1)
Kepala Seksi Instrumentasi	1	Teknik Instrumentasi Pabrik (D4)
Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik	1	Politeknik (D3)
Kepala Seksi Keuangan	1	Ekonomi (S1)
Kepala Seksi Administrasi	1	Manajemen/Akuntansi (S1)
Kepala Seksi Personalia	1	Hukum (S1)
Kepala Seksi Humas	1	Ilmu Komunikasi (S1)
Kepala Seksi Keamanan	1	TNI/Polri
Kepala Seksi Pembelian	1	Manajemen Pemasaran (D3)
Kepala Seksi Penjualan	1	Manajemen Pemasaran (D3)
Karyawan Produksi	45	SMK/Politeknik
Karyawan Teknik	16	SMK/Politeknik
Karyawan Umum dan Keuangan	12	SMU/D1/Politeknik
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	6	SMU/D1/Politeknik
Dokter	2	Kedokteran (Profesi)
Perawat	5	Akademi Perawat (D3)
Petugas Keamanan	8	SMU/Pensiunan TNI/Polri
Petugas Kebersihan	10	SMU
Supir	4	SMU/STM
Jumlah	130	

9.7 Sistem Penggajian

Penggajian karyawan didasarkan kepada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian dan resiko kerja.

Tabel 9.3 Perincian Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah gaji/bulan (Rp)
Dewan Komisaris	1	20.000.000	20.000.000
Direktur	1	15.000.000	15.000.000
Staf Ahli	1	8.000.000	8.000.000

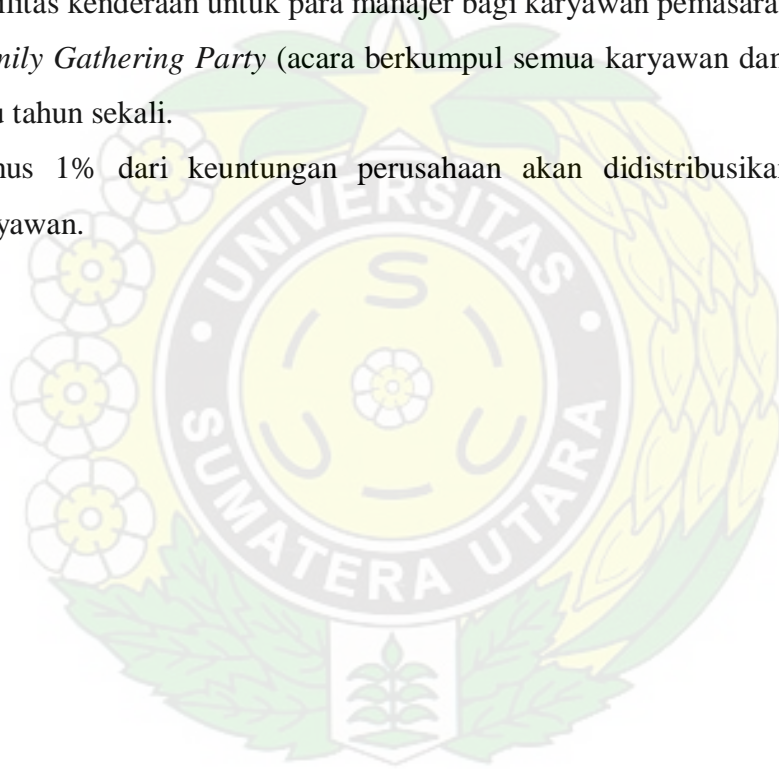
Sekretaris	1	2.000.000	2.000.000
Manajer Produksi	1	10.000.000	10.000.000
Manajer Teknik	1	10.000.000	10.000.000
Manajer Umum dan Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
Manajer Pembelian dan Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Proses	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Laboratorium R&D	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Mesin	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Listrik	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Instrumentasi	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Keuangan	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Administrasi	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Personalia	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Humas	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Keamanan	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Pembelian	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Penjualan	1	5.000.000	5.000.000
Karyawan Produksi	45	2.000.000	90.000.000
Karyawan Teknik	16	2.000.000	32.000.000
Karyawan Umum dan Keuangan	12	2.000.000	24.000.000
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	6	2.000.000	12.000.000
Dokter	2	4.000.000	8.000.000
Perawat	5	1.500.000	7.500.000
Petugas Keamanan	8	1.300.000	10.400.000
Petugas Kebersihan	10	1.100.000	11.000.000
Supir	4	1.500.000	6.000.000
Jumlah	130		358.900.000

9.8 Fasilitas Tenaga Kerja

Selain upah resmi, perusahaan juga memberikan beberapa fasilitas kepada setiap tenaga kerja antara lain:

1. Fasilitas cuti tahunan.
2. Tunjangan hari raya dan bonus.

3. Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian, yang diberikan kepada keluarga tenaga kerja yang meninggal dunia baik karena kecelakaan sewaktu bekerja maupun di luar pekerjaan.
4. Pelayanan kesehatan secara cuma-cuma.
5. Penyediaan sarana transportasi/bus karyawan.
6. Penyediaan kantin, tempat ibadah dan sarana olah raga.
7. Penyediaan seragam dan alat-alat pengaman (sepatu, seragam dan sarung tangan).
8. Fasilitas kendaraan untuk para manajer bagi karyawan pemasaran dan pembelian.
9. *Family Gathering Party* (acara berkumpul semua karyawan dan keluarga) setiap satu tahun sekali.
10. Bonus 1% dari keuntungan perusahaan akan didistribusikan untuk seluruh karyawan.



BAB X

ANALISA EKONOMI

Suatu pabrik harus dievaluasi kelayakan berdirinya dan tingkat pendapatannya sehingga perlu dilakukan analisa perhitungan ekonomi. Selanjutnya, perlu juga dilakukan analisa terhadap aspek ekonomi dan pembiayaannya. Hasil analisa tersebut diharapkan berbagai kebijaksanaan yang dapat diambil untuk pengarahan secara tepat. Suatu rancangan pabrik dianggap layak didirikan bila dapat beroperasi dalam kondisi yang baik dan memberikan keuntungan.

Berbagai parameter ekonomi digunakan sebagai pedoman untuk menentukan layak tidaknya suatu pabrik didirikan dan besarnya tingkat pendapatan yang dapat diterima dari segi ekonomi. Parameter-parameter tersebut antara lain:

1. Modal investasi / *Capital Investment* (CI)
2. Biaya produksi total / *Total Cost* (TC)
3. Marjin keuntungan / *Profit Margin* (PM)
4. Titik impas / *Break Even Point* (BEP)
5. Laju pengembalian Modal / *Return On Investment* (ROI)
6. Waktu pengembalian Modal / *Pay Out Time* (POT)
7. Laju pengembalian internal / *Internal Rate of Return* (IRR)

10.1 Modal Investasi

Modal investasi adalah seluruh modal untuk mendirikan pabrik dan mulai menjalankan usaha sampai mampu menarik hasil penjualan. Modal investasi terdiri dari:

10.1.1 Modal Investasi Tetap / *Fixed Capital Investment* (FCI)

Modal investasi tetap adalah modal yang diperlukan untuk menyediakan segala peralatan dan fasilitas manufaktur pabrik. Modal investasi tetap ini terdiri dari:

1. Modal Investasi Tetap Langsung (MITL) / *Direct Fixed Capital Investment* (DFCI), yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan bangunan pabrik, membeli dan memasang mesin, peralatan proses, dan peralatan pendukung yang diperlukan untuk operasi pabrik.

Modal investasi tetap langsung ini meliputi X-1

- Modal untuk tanah
- Modal untuk bangunan dan sarana
- Modal untuk peralatan proses
- Modal untuk peralatan utilitas
- Modal untuk instrumentasi dan alat kontrol
- Modal untuk perpipaan
- Modal untuk instalasi listrik
- Modal untuk insulasi
- Modal untuk investaris kantor
- Modal untuk perlengkapan kebakaran dan keamanan
- Modal untuk sarana transportasi

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh modal investasi tetap langsung, MITL sebesar Rp 259.100.707.834,-

2. Modal Investasi Tetap Tak Langsung (MITTL) / *Indirect Fixed Capital Investment* (IFCI), yaitu modal yang diperlukan pada saat pendirian pabrik (*construction overhead*) dan semua komponen pabrik yang tidak berhubungan secara langsung dengan operasi proses. Modal investasi tetap tak langsung ini meliputi:
 - Modal untuk pra-investasi
 - Modal untuk *engineering* dan supervisi
 - Modal biaya legalitas
 - Modal biaya kontraktor (*contractor's fee*)
 - Modal untuk biaya tak terduga (*contigencies*)

Dari perhitungan pada Lampiran E diperoleh modal investasi tetap tak langsung, MITTL sebesar Rp 97.302.419.025,-

Maka total modal investasi tetap,

$$\begin{aligned}\text{Total MIT} &= \text{MITL} + \text{MITTL} \\ &= \text{Rp } 259.100.707.834,- + \text{Rp } 97.302.419.025,- \\ &= \text{Rp } 356.403126.859,-\end{aligned}$$

10.1.2 Modal Kerja / *Working Capital* (WC)

Modal kerja adalah modal yang diperlukan untuk memulai usaha sampai mampu menarik keuntungan dari hasil penjualan dan memutar keuangannya. Jangka waktu pengadaan biasanya antara 3 – 4 bulan, tergantung pada cepat atau lambatnya hasil produksi yang diterima. Dalam perancangan ini jangka waktu pengadaan modal kerja diambil 3 bulan. Modal kerja ini meliputi:

- Modal untuk biaya bahan baku proses dan utilitas
- Modal untuk kas

Kas merupakan cadangan yang digunakan untuk kelancaran operasi dan jumlahnya tergantung pada jenis usaha. Alokasi kas meliputi gaji pegawai, biaya administrasi umum dan pemasaran, pajak, dan biaya lainnya.

- Modal untuk mulai beroperasi (*start-up*)
- Modal untuk piutang dagang

Piutang dagang adalah biaya yang harus dibayar sesuai dengan nilai penjualan yang dikreditkan. Besarnya dihitung berdasarkan lamanya kredit dan nilai jual tiap satuan produk.

Rumus yang digunakan:

$$PD = \frac{IP}{12} \times HPT$$

Dengan: PD = piutang dagang

IP = jangka waktu yang diberikan (3 bulan)

HPT = hasil penjualan tahunan

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh modal kerja sebesar
Rp 324.532.032.985,-

$$\begin{aligned}\text{Total Modal Investasi} &= \text{Modal Investasi Tetap} + \text{Modal Kerja} \\ &= \text{Rp } 356.403.126.859,- + \text{Rp } 324.532.032.985,-\end{aligned}$$

= Rp 680.935.159.844,-

Modal investasi berasal dari :

- Modal sendiri/saham-saham sebanyak 60 % dari modal investasi total
Modal sendiri adalah Rp 408.561.095.906,-
- Pinjaman dari bank sebanyak 40 % dari modal investai total
Pinjaman bank adalah Rp 272.374.063.937,-

10.2 Biaya Produksi Total (BPT) / Total Cost (TC)

Biaya produksi total merupakan semua biaya yang digunakan selama pabrik beroperasi. Biaya produksi total meliputi:

10.2.1 Biaya Tetap / Fixed Cost (FC)

Biaya tetap adalah biaya yang jumlahnya tidak tergantung pada jumlah produksi, meliputi:

- Gaji tetap karyawan
- Bunga pinjaman bank
- Depresiasi dan amortisasi
- Biaya perawatan tetap
- Biaya tambahan industri
- Biaya administrasi umum
- Biaya pemasaran dan distribusi
- Biaya laboratorium, penelitian dan pengembangan
- Biaya hak paten dan royalti
- Biaya asuransi
- Pajak Bumi dan Bangunan (PBB)

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh biaya tetap (FC) adalah sebesar Rp 169.776.048.463,-

10.2.2 Biaya Variabel (BV) / Variable Cost (VC)

Biaya variabel adalah biaya yang jumlahnya tergantung pada jumlah produksi. Biaya variabel meliputi:

- Biaya bahan baku proses dan utilitas

- Biaya variabel tambahan, meliputi biaya perawatan dan penanganan lingkungan, pemasaran dan distribusi.
- Biaya variabel lainnya

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh biaya variabel (VC) adalah sebesar Rp 397.445.864.876,-

$$\begin{aligned}
 \text{Total Biaya Produksi} &= \text{Biaya Tetap} + \text{Biaya Variabel} \\
 &= \text{Rp } 169.776.048.463,- + \text{Rp } 397.445.864.876,- \\
 &= \text{Rp } 567.221.913.340,-
 \end{aligned}$$

10.3 Total Penjualan (*Total Sales*)

Penjualan diperoleh dari hasil penjualan produk vinil asetat dan produk samping lainnya adalah sebesar Rp 768.184.495.600,-. Maka laba penjualan adalah sebesar Rp 200.963.082.260,-

10.4 Bonus Perusahaan

Sesuai fasilitas tenaga kerja dalam pabrik pembuatan vinil asetat, maka perusahaan memberikan bonus 0,5% dari keuntungan perusahaan yaitu sebesar Rp 1.004.815.411,-

10.5 Perkiraan Rugi/Laba Usaha

Dari hasil perhitungan pada Lampiran E diperoleh:

1. Laba sebelum pajak (bruto) = Rp 199.958.266.849,-
2. Pajak penghasilan (PPh) = Rp 59.987.480.005,-
3. Laba setelah pajak (netto) = Rp 139.970.786.794,-

10.6 Analisa Aspek Ekonomi

10.6.1 Profit Margin (PM)

Profit Margin adalah persentase perbandingan antara keuntungan sebelum pajak penghasilan PPh terhadap total penjualan.

$$\text{PM} = \frac{\text{Laba sebelum pajak}}{\text{Total penjualan}} \times 100 \%$$

$$PM = \frac{\text{Rp } 199.958.266.849,-}{\text{Rp } 768.184.995.600,-} \times 100\%$$

$$PM = 26,03 \%$$

Dari hasil perhitungan diperoleh profit margin sebesar 26,03%, maka pra rancangan pabrik ini memberikan keuntungan.

10.6.2 Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah keadaan kapasitas produksi pabrik pada saat hasil penjualan hanya dapat menutupi biaya produksi. Dalam keadaan ini pabrik tidak untung dan tidak rugi.

$$BEP = \frac{\text{Biaya Tetap}}{\text{Total Penjualan} - \text{Biaya Variabel}} \times 100 \%$$

$$BEP = \frac{\text{Rp } 169.776.048,463,-}{\text{Rp } 768.184.995.600,- - \text{Rp } 397.445.864.876,-} \times 100 \%$$

$$BEP = 45,79 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi pada titik BEP} &= 45,79 \% \times 40.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 18.317,58 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nilai penjualan pada titik BEP} &= 45,79 \% \times 768.184.995.600,- \\ &= \text{Rp } 351.782.162.264,- \end{aligned}$$

Dari data *feasibilities*, (Timmerhaus, 1991) :

- BEP ≤ 50 %, pabrik layak (*feasible*)
- BEP ≥ 70 %, pabrik kurang layak (*infeasible*).

Dari perhitungan diperoleh BEP = 45,79%, maka pra rancangan pabrik ini layak.

10.6.3 Return on Investment (ROI)

Return on Investment adalah besarnya persentase pengembalian modal tiap tahun dari penghasilan bersih.

$$ROI = \frac{\text{Laba setelah pajak}}{\text{Total Modal Investasi}} \times 100 \%$$

$$\text{ROI} = \frac{\text{Rp } 139.970.786.794,-,-}{\text{Rp } 680.935.159.844,-} \times 100 \%$$

$$\text{ROI} = 20,56 \%$$

Analisa ini dilakukan untuk mengetahui laju pengembalian modal investasi total dalam pendirian pabrik. Kategori resiko pengembalian modal tersebut adalah:

- $\text{ROI} \leq 15 \%$ resiko pengembalian modal rendah.
- $15 \leq \text{ROI} \leq 45 \%$ resiko pengembalian modal rata-rata.
- $\text{ROI} \geq 45 \%$ resiko pengembalian modal tinggi.

Dari hasil perhitungan diperoleh ROI sebesar 20,56 %, sehingga pabrik yang akan didirikan ini termasuk resiko laju pengembalian modal rata-rata

10.6.4 *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah angka yang menunjukkan berapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar total modal investasi dengan penghasilan bersih setiap tahun. Untuk itu, pabrik dianggap beroperasi pada kapasitas penuh setiap tahun.

$$\text{POT} = \frac{1}{0,2056} \times 1 \text{ tahun}$$

$$\text{POT} = 4,86 \text{ tahun}$$

Dari hasil perhitungan, didapat bahwa seluruh modal investasi akan kembali setelah 4,86 tahun operasi.

10.6.5 *Return on Network (RON)*

Return on Network merupakan perbandingan laba setelah pajak dengan modal sendiri.

$$\text{RON} = \frac{\text{Laba setelah pajak}}{\text{Modal sendiri}} \times 100 \%$$

$$\text{RON} = \frac{\text{Rp } 139.970.786.794,-}{\text{Rp } 408.561.095.159.844,-} \times 100 \%$$

$$\text{RON} = 34,26\%$$

10.6.6 *Internal Rate of Return (IRR)*

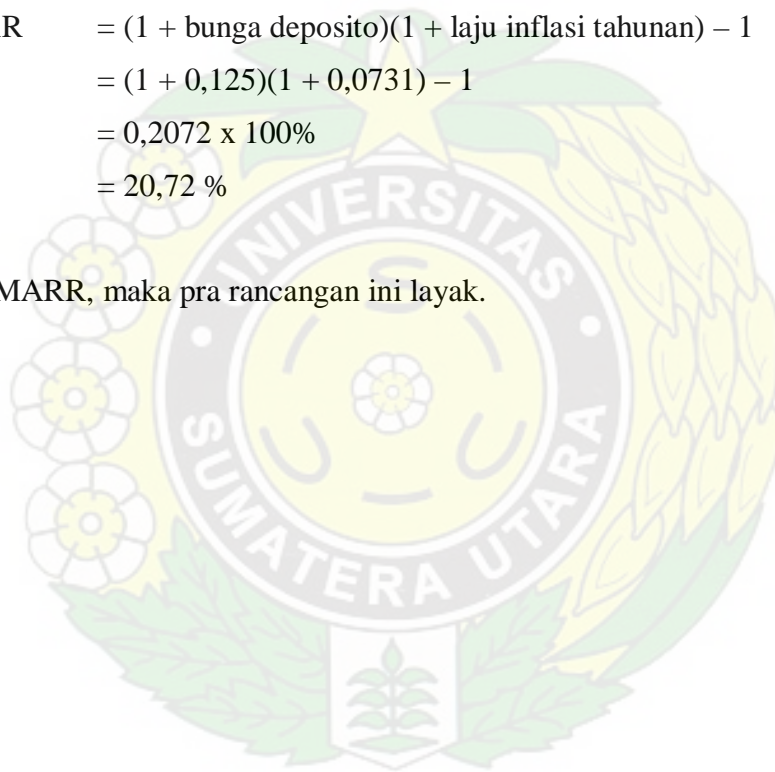
Internal Rate of Return merupakan persentase yang menggambarkan keuntungan rata-rata bunga pertahunnya dari semua pengeluaran dan pemasukan besarnya sama.

Apabila IRR ternyata lebih besar dari MARR, maka pabrik akan menguntungkan tetapi bila IRR lebih kecil dari MARR maka pabrik dianggap rugi.

Dari perhitungan Lampiran E diperoleh IRR = 33,72%, bila bunga deposito bank saat ini sebesar 12,5 % (Bank Mandiri, 2009) dan laju inflasi tahunan sebesar 7,31 % (www.infobisnis.com, 7 Mei 2009) maka MARR (*Minimum Acceptable Rate of Return*) adalah:

$$\begin{aligned} \text{MARR} &= (1 + \text{bunga deposito})(1 + \text{laju inflasi tahunan}) - 1 \\ &= (1 + 0,125)(1 + 0,0731) - 1 \\ &= 0,2072 \times 100\% \\ &= 20,72\% \end{aligned}$$

IRR > MARR, maka pra rancangan ini layak.



BAB XI

KESIMPULAN

Dari hasil analisa dan perhitungan dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

2. Kapasitas Pra Rancangan Pabrik Pembuatan vinil asetat dari asam asetat, etilen dan oksigen direncanakan 40.000 ton/tahun.
3. Bentuk badan usaha adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan bentuk organisasi garis dan staf.
4. Lokasi pabrik direncanakan di daerah Kawasan Industri Panca Puri di Jln. Raya Anyer Km. 123 Desa Ciwandan, Kotamadya Cilegon, Propinsi Banten, atau tepatnya pada 106°1.7' Lintang Selatan dan 105°56.1' Bujur Timur karena berbagai pertimbangan antara lain kemudahan mendapatkan bahan baku, daerah pemasaran, sarana transportasi yang mudah dan cepat, serta dekat dengan sumber air yaitu Sungai cidanau.
5. Luas tanah yang dibutuhkan adalah 9.500 m².
6. Jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan adalah 130 orang.
7. Dari hasil analisa ekonomi Pabrik Pembuatan Vinil Asetat ini adalah sebagai berikut :
 - Modal Investasi : Rp 680.935.159.844,-
 - Biaya Produksi : Rp 567.221.913.340,-
 - Hasil Penjualan : Rp 768.184.4955.600,-
 - Laba Bersih : Rp 139.970.786.794,-
 - *Profit Margin* : 26,03 %
 - *Break Event Point* : 45,79 %
 - *Return of Investment* : 20,56 %
 - *Return on Network* : 34,26%
 - *Pay Out Time* : 4,86 tahun
 - ***Internal Rate of Return* : 33,72%**

Dari hasil analisa aspek ekonomi dapat disimpulkan bahwa Pabrik Pembuatan vinil asetat dari asam asetat, etilen dan oksigen ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Ali, Muhammad Farhat, Ali Basam. And Speight, James. 2005. *Handbook of Industrial Chemistry*. Mc GrawHill Companies : USA.
- Anonim. 2007. *Oksigen*. <http://www.airproduct.com>:23 Maret 2009.
- Anonim. 2008a. *Petrochemicals From Ethylene*. <http://www.migas-indonesia.com>: 6 Januari 2009.
- Anonim. 2008b. *Acetic Acid: Benefits and Applications*. <http://www.lyondellbasell.com>: 9 Januari 2009.
- Anonim. 2008c. *Acetic Acid* <http://www.the-innovation-group.com>: 9 Januari 2009.
- Anonim. 2008d. *Vinil Asetat*. <http://www.wikipedia.com>: 29 Desember 2008.
- Anonim. 2008e. *Vinyl Acetate Monomer*. <http://www.lyondellbasell.com>: 29 Desember 2008.
- Anonim. 2008f. *Vinyl Acetate*. <http://www.the-innovation-group.com>: 7 Januari 2009.
- Anonim. 2008g. <http://www.freepatent.com>: 11 Mei 2009.
- Anonim 2008h. *Potensi air tanah di DAS Cidanau*. <http://www.koran banten.com> : 12 Maret 2009
- Anonim. 2009a. *Kurs Mata Uang*. <http://www.bni.co.id>: 7 Mei 2009.
- Anonim. 2009.b. <http://www.icis.com>: 7 Mei 2009.
- Anonim. 2009c. <http://www.photoformulary.com>: 7 Mei 2009.
- Anonim. 2009d. PT PERTAMINA.
- Anonim. 2009e. <http://www.hargatoyota.com>: 13 Mei 2009
- Beckart Environmental, Inc., 2004. *Bioprocessing Using Activated Sludge*. www.beckart.com.
- Brownell, L.E., Young E.H., 1959. *Process Equipment Design*. New Delhi: Wiley Eastern Ltd.
- Considine, Douglas M. 1985. *Instruments and Controls Handbook*. 3rd Edition. USA: Mc.Graw-Hill, Inc.
- Crites, Ron dan George Tchobanoglous. 2004. *Small and Decentralized Wastemanagement Systems*. Singapore: Mc.Graw-Hill, Inc.

- Degremont. 1991. *Water Treatment Handbook*. Sixth Edition. France : Lavoisier Publishing.
- Dimian, Alexandre C. And Bildea, Costin Sorin,. 2008. *Chemical Process Design*. WILEY-VCH Verlag GmbH & Co: Weinheim.
- Erbil, H. Yildirim. 2000. *Vinyl Acetate Emulsion Polymerization and Copolymerization With Acrylic Monomer*. CRC Press LLC: Boca Raton
- Geankoplis, C.J. 2003. *Transport Process and Unit Operation*. Fourth Edition. New Delhi: Prentice-Hall of India.
- Gunardson, Harold. 1998. *Industrial Gases in Petrochemical Processing*. Marcel Dekker Inc: New York.
- Kawamura. 1991. *An Integrated Calculation of Wastewater Engineering*. New York: John Wiley and Sons Inc.
- Kern, D.Q. 1965. *Process Heat Transfer*. New York : McGraw-Hill Book Company.
- Kirk, R.E. dan Othmer, D.F. 1949. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*. New York: John Wiley and Sons Inc.
- Levenspiel, Octave. 1999. *Chemical Reaction Engineering*. 3rd Edition. New York: John Wiley and Sons.
- Lorch, Walter. 1981. *Handbook of Water Purification*. Britain : McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Ludwig, Ernest. 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*. Volume 1. 3rd edition. USA : Butterworth Heinemann.
- Madura, Jeff. 2000. *Introduction to Business*. 2nd Edition. USA: South-Western College Publishing.
- Maloney, James. 2007. *Perry's Chemical Engineers Handbook*. USA : Mc GrawHill.
- Mark Wade. 2008. <http://www.astronautix.com>: 10 Mei 2009
- McCabe, W.L., Smith, J.M. 1999. *Operasi Teknik Kimia*. Edisi Keempat. Penerbit Erlangga. Jakarta.
- Metcalf & Eddy. 1991. *Wastewater Engineering Treatment, Disposal, Reuse*. McGraw-Hill Book Company. New Delhi
- Nalco. 1988. *The Nalco Water Handbook*. 2nd Edition. McGraw-Hill Book Company. New York.
- Patria Jati, Sutopo. 2000. *Dasar-dasar Organisasi*. Makalah Universitas Diponegoro.

- Perry, Robert H. dan Dow W. Green. 1999. *Chemical Engineering HandBook*. 7th Edition. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Peters, M.S; Klaus D. Timmerhaus dan Ronald E. West. 2004. *Plant Design and Economics for Chemical Engineer*. 5th Edition. International Edition. Mc.Graw-Hill. Singapore
- PT. Prudential Life Assurance. 2008. *Price Product List*. Jakarta.
- PT. Bratachem chemical. 2008. *Price Product List*. Jakarta.
- Reklaitis, G.V. 1983. *Introduction to Material and Energy Balance*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Rusjdi, Muhammad. 1999. *PPh Pajak Penghasilan*. PT. Indeks Gramedia. Jakarta.
- Rusjdi, Muhammad. 2004. *PPN dan PPnBM*. PT. Indeks Gramedia. Jakarta.
- Siagian, Sondang P. 1992. *Fungsi-fungsi Manajerial*. Jakarta.
- Sinnot, R.K. 2005. *Chemical Engineering Design*. Volume 6. edisi 4. Elsevier : UK.
- Smith, J.M., 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 6th Edition. New York: McGraw- Hill Book Company.
- Sutarto. 2002. *Dasar-dasar Organisasi*. Yogyakarta : Gajah Mada University Press
- Treyball, Robert E. 1987. *Mass Transfer Operations*. USA: Mc.GrawHill Book Company.
- Ulrich, G.D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley and Sons. New York.
- Walas, Stanley M., 2005. *Chemical Proses Equipment*. Departement of Chemical and Petroleum Engineering. University of Kansas
- Waluyo. 2000. *Perubahan Perundangan-undangan Perpajakn Era Reformasi*. Penerbit Salemba Empat. Jakarta.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

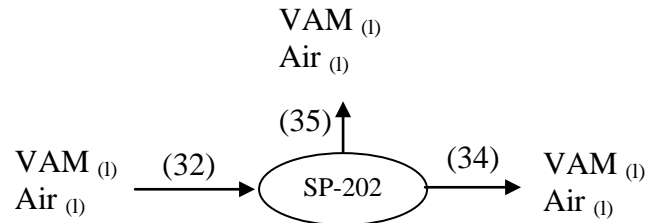
Basis perhitungan	= 1 jam operasi
Satuan berat	= kilogram (kg)
Bahan baku	= - Etilena (C_2H_4); BM = 28,05 kg/kmol - Oksigen (O_2); BM = 32 kg/kmol - Asam Asetat (CH_3COOH); BM = 60,05 kg/kmol
Produk akhir	= Vinil Asetat Monomer/VAM ($C_2H_3OOCCH_3$)
Kemurnian Vinil Asetat	= 99,9%
BM rata-rata produk	= $(0,999 \times \text{BM VAM}) + (0,001 \times \text{BM Air})$ = $(0,999 \times 86,09) + (0,001 \times 18,015) = 86,0219 \text{ kg/kmol}$
Kapasitas produksi	= 40.000 ton/tahun = 5050,5051 kg/jam = $\frac{5050,5051}{86,0219}$ = 58,7118 kmol/jam
Jumlah hari operasi	= 330 hari

Jumlah jam operasi = 24 jam

Perhitungan neraca massa dilakukan dengan alur mundur, dimana perhitungan dimulai dari alur produk sampai ke alur bahan baku. Adapun kemurnian etilena adalah 99,9% dengan sisanya adalah etana dan kemurnian asam asetat adalah 99,5% dengan sisanya adalah air.

A.1 Splitter II (SP-202)

Fungsi : sebagai pembagi aliran produk dan aliran *recycle*.



Komposisi Produk (Dimian dan Bildea, 2008):

- VAM : $X^{34} = 0,999$

- Air : $X^{34} = 0,001$

$N^{34} = 58,7118 \text{ kmol/jam}$ (data kapasitas produksi)

Asumsi : Laju alir 35 (N^{35}) adalah 3 kali laju alir 34 (N^{34})

Maka: $N^{35} = 3 N^{34} = 176,1355 \text{ kmol/jam}$

Neraca Massa Total:

$$N^{32} = N^{34} + N^{35}$$

$$N^{32} = 58,7118 + 176,1355 = 234,8473 \text{ kmol/jam}$$

Alur 34

Total : $N^{34} = 58,7118 \text{ kmol/jam}$

VAM : $X_{VAM}^{34} N^{34} = 0,999 \times 58,7118 = 58,6531 \text{ kmol/jam}$

: $F_{VAM}^{34} = 58,6531 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 86,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 5049,4474 \text{ kg/jam}$

Air : $X_{Air}^{34} N^{34} = 0,001 \times 58,7118 = 0,0587 \text{ kmol/jam}$

: $F_{Air}^{34} = 0,0587 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 1,0577 \text{ kg/jam}$

Alur 35

Total : $N^{35} = 176,1355 \text{ kmol/jam}$

VAM : $X_{VAM}^{35} N^{35} = 0,999 \times 176,1355 = 175,9594 \text{ kmol/jam}$

$$\begin{aligned}
 & : F_{VAM}^{35} = 175,9594 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 86,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 15148,3421 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air} & : X_{Air}^{35} N^{35} = 0,001 \times 176,1355 = 0,1761 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{Air}^{35} = 0,1761 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 3,1731 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 32

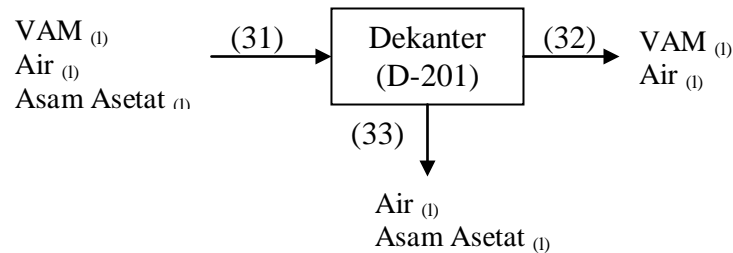
$$\begin{aligned}
 \text{Total} & : N^{32} = 234,8473 \text{ kmol/jam} \\
 \text{VAM} & : X_{VAM}^{32} N^{32} = 0,999 \times 234,8473 = 234,6125 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{VAM}^{32} = 234,6125 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 86,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 20197,7894 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air} & : X_{Air}^{32} N^{32} = 0,001 \times 234,8473 = 0,2348 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{Air}^{32} = 0,2348 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 4,2308 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LA.1 Neraca Massa *Splitter* II (SP-202)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 32	Alur 35	Alur 34
Etilena	-	-	-
Etana	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	-	-	-
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	20198	15148	5049
Air	4	3	1
Total	20202	15152	5051
	20202	20202	

A.2 Dekanter (D-201)

Fungsi : untuk memisahkan air dan asam asetat dari produk berdasarkan massa jenisnya.



Alur masuk dekanter merupakan destilat hasil destilasi dimana merupakan campuran azeotrop VAM/Air dengan fraksi mol 0,999 dan asam asetat dengan fraksi mol 0,001. Pada kesetimbangan, fraksi mol azeotrop VAM : Air yaitu 0,75 : 0,25. Dimana semua VAM hanya terdapat pada fraksi atas dekanter dan semua asam asetat terdapat pada fraksi bawah dekanter.

$$N_{VAM}^{32} = N_{VAM}^{31}$$

$$N_{VAM}^{31} = 234,6125 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{VAM}^{31} = 234,6125 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 86,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 20197,7894 \text{ kg/jam}$$

Pada alur 31:

- perbandingan mol antara VAM : Air = 0,75 : 0,25 (Demian dan Bildea, 2008)
- terdapat asam asetat sebanyak 0,001 (fraksi mol) neraca mol total

$$N_{Air}^{31} = \frac{234,6125}{0,75} \times 0,25$$

$$N_{Air}^{31} = 78,2042 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{Air}^{31} = 78,2042 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 1408,8480 \text{ kg/jam}$$

$$N_{AA}^{31} = \frac{(234,6125 + 78,2042)}{0,999} \times 0,001$$

$$N_{AA}^{31} = 0,3131 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{AA}^{31} = 0,3131 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 60,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 18,8034 \text{ kg/jam}$$

Alur 32

$$\begin{aligned} \text{Total} &: N^{32} = 234,8473 \text{ kmol/jam} \\ \text{VAM} &: N_{\text{VAM}}^{32} = 234,6125 \text{ kmol/jam} \\ &: F_{\text{VAM}}^{32} = 20197,7894 \text{ kg/jam} \\ \text{Air} &: N_{\text{Air}}^{32} = 0,2348 \text{ kmol/jam} \\ &: F_{\text{Air}}^{32} = 4,2308 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Alur 31

$$\begin{aligned} \text{Total} &: N^{31} = 313,1298 \text{ kmol/jam} \\ \text{VAM} &: N_{\text{VAM}}^{31} = 234,6125 \text{ kmol/jam} \\ &: F_{\text{VAM}}^{31} = 20197,7894 \text{ kg/jam} \\ \text{Air} &: N_{\text{Air}}^{31} = 78,2042 \text{ kmol/jam} \\ &: F_{\text{Air}}^{31} = 1408,8480 \text{ kg/jam} \\ \text{Asam Asetat} &: N_{\text{AA}}^{31} = 0,3131 \text{ kmol/jam} \\ &: F_{\text{AA}}^{31} = 18,8034 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Alur 33

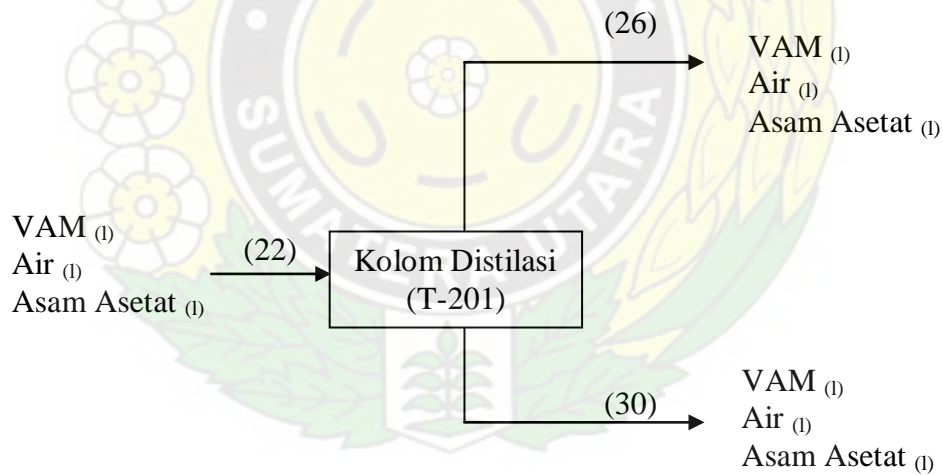
$$\begin{aligned} \text{Total} &: N^{33} = N^{31} - N^{32} = 78,2824 \text{ kmol/jam} \\ \text{Air} &: N_{\text{Air}}^{33} = N_{\text{Air}}^{31} - N_{\text{Air}}^{32} = 77,9693 \text{ kmol/jam} \\ &: F_{\text{Air}}^{33} = 77,9693 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 1404,6172 \text{ kg/jam} \\ \text{Asam Asetat} &: N_{\text{AA}}^{33} = N_{\text{AA}}^{31} = 0,3131 \text{ kmol/jam} \\ &: F_{\text{AA}}^{33} = 0,3131 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 60,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 18,8034 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LA.2 Neraca Massa Dekanter (D-201)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 31	Alur 32	Alur 33
Etilena	-	-	-
Etana	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	19	-	19
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	20198	20198	-
Air	1409	4	1405
Total	21625	20202	1423
	21625	21625	

A.3 Kolom Distilasi (T-301)

Fungsi : Untuk memisahkan Asam asetat dengan vinil asetat dan air.



Asumsi komposisi pada alur umpan:

- $X_{VAM} = 0,48$
- $X_{Air} = 0,16$
- $X_{AA} = 0,36$

Asumsi ini diambil berdasarkan banyaknya jumlah masing-masing komponen yang berasal dari alur keluaran reaktor ditambah dengan banyaknya VAM yang *direcycle* dari *splitter* III.

Pada destilasi ingin dipisahkan campuran azeotrop VAM/Air dengan asam asetat dimana pada saat kesetimbangan azeotrop VAM/Air memiliki komposisi 0,75/0,25 persen mol (Demian dan Bildea, 2008).

Pada destilasi diinginkan:

$$- X_D = 0,999$$

$$- X_B = 0,004$$

$$X_F = X_{VAM} + X_{Air} = 0,48 + 0,16 = 0,64$$

$$\frac{B}{F} = \frac{(X_D - X_F)}{(X_D - X_B)} = \frac{(0,999 - 0,64)}{(0,999 - 0,004)} = 0,3608 \quad (\text{McCabe, 1997})$$

$$\frac{N^{30}}{N^{22}} = 0,3608$$

$$N^{30} = 0,3608 N^{22}$$

Neraca massa total

$$N^{22} = N^{26} + N^{30}$$

$$N^{22} = N^{26} + 0,3608 N^{22}$$

$$0,6392 N^{22} = N^{26}$$

$$N^{22} = \frac{N^{26}}{0,6392} = 489,8807 \text{ kmol/jam}$$

$$N^{30} = N^{22} - N^{26} = 489,8807 - 313,1298 = 176,7509 \text{ kmol/jam}$$

Alur 22

$$\text{Total} \quad : \quad N^{22} \quad = 489,8807 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{VAM} \quad : \quad N_{VAM}^{22} \quad = 0,48 \times N^{22} \quad = 235,1427 \text{ kmol/jam}$$

$$: \quad F_{VAM}^{22} \quad = 235,1427 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 86,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 20243,4389 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} \quad : \quad N_{Air}^{22} \quad = 0,16 \times N^{22} \quad = 78,3809 \text{ kmol/jam}$$

$$: \quad F_{Air}^{22} \quad = 78,3809 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 1412,0322 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Asam Asetat} & : N_{AA}^{22} = 0,36 \times N^{22} = 176,3571 \text{ kmol/jam} \\ & : F_{AA}^{22} = 176,3571 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 60,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 10590,2414 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Alur 26

$$\begin{aligned} \text{Total} & : N^{26} = N^{31} = 313,1298 \text{ kmol/jam} \\ \text{VAM} & : N_{VAM}^{26} = N_{VAM}^{31} = 234,6125 \text{ kmol/jam} \\ & : F_{VAM}^{26} = F_{VAM}^{31} = 20197,7894 \text{ kg/jam} \\ \text{Air} & : N_{Air}^{26} = N_{Air}^{31} = 78,2042 \text{ kmol/jam} \\ & : F_{Air}^{26} = F_{Air}^{31} = 1408,8480 \text{ kg/jam} \\ \text{Asam Asetat} & : N_{AA}^{26} = N_{AA}^{31} = 0,3131 \text{ kmol/jam} \\ & : F_{AA}^{26} = F_{AA}^{31} = 18,8034 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Alur 30

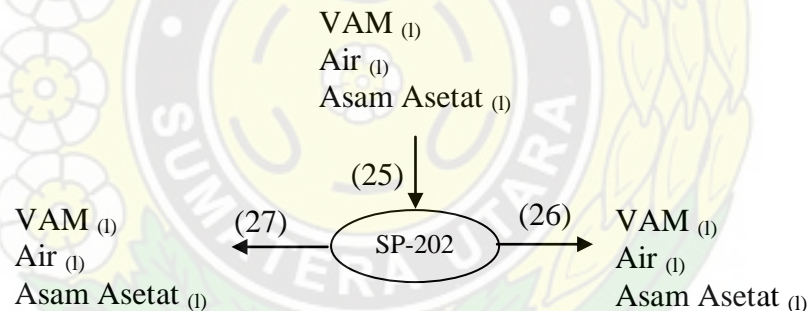
$$\begin{aligned} \text{Total} & : N^{30} = 176,7509 \text{ kmol/jam} \\ \text{VAM} & : N_{VAM}^{30} = N_{VAM}^{22} - N_{VAM}^{26} = 0,5303 \text{ kmol/jam} \\ & : F_{VAM}^{30} = 0,5303 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 86,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 45,6495 \text{ kg/jam} \\ \text{Air} & : N_{Air}^{30} = N_{Air}^{22} - N_{Air}^{26} = 0,1768 \text{ kmol/jam} \\ & : F_{Air}^{30} = 0,1768 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 3,1842 \text{ kg/jam} \\ \text{Asam Asetat} & : N_{AA}^{30} = N_{AA}^{22} - N_{AA}^{26} = 176,0439 \text{ kmol/jam} \\ & : F_{AA}^{30} = 176,0439 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 60,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 10571,4379 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LA.3 Neraca Massa Kolom Destilasi (T-201)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 22	Alur 26	Alur 30
Etilena	-	-	-
Etana	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	10590	19	10571
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	20243	20198	46
Air	1412	1409	3
Total	32246	21625	10620
	32246	32246	

A.4 Splitter I (SP-201)

Fungsi : Untuk membagi aliran destilat yang berasal dari akumulator menjadi aliran refluks dan aliran destilat produk.



Refluks Rasio = 0,85 (Dimian dan Bildea, 2008):

$$N^{27} = 0,85 N^{26} = 0,85 N^{31}$$

$$N^{27} = 0,85 \times 313,1298 \text{ kmol/jam}$$

$$N^{27} = 266,1603 \text{ kmol/jam}$$

Neraca Massa Total:

$$N^{25} = N^{26} + N^{27}$$

$$N^{25} = 313,1298 + 266,1603 = 579,2901 \text{ kmol/jam}$$

Alur 26

Total : $N^{26} = 313,1298 \text{ kmol/jam}$

VAM : $N_{\text{VAM}}^{26} = 234,6125 \text{ kmol/jam}$

$$\begin{aligned}
 & : F_{VAM}^{26} & = 20197,7894 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air} & : N_{Air}^{26} & = 78,2042 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{Air}^{26} & = 1408,8480 \text{ kg/jam} \\
 \text{Asam Asetat} & : N_{AA}^{26} & = 0,3131 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{AA}^{26} & = 18,8034 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 27

$$\begin{aligned}
 \text{Total} & : N^{27} & = 266,1603 \text{ kmol/jam} \\
 \text{VAM} & : N_{VAM}^{27} & = 0,85 \times N_{VAM}^{26} & = 199,4206 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{VAM}^{27} & = 199,4206 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 86,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} & = 17168,1210 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air} & : N_{Air}^{27} & = 0,85 \times N_{Air}^{26} & = 66,4735 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{Air}^{27} & = 66,4735 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} & = 1197,5208 \text{ kg/jam} \\
 \text{Asam Asetat} & : N_{AA}^{27} & = 0,85 \times N_{AA}^{26} & = 0,2662 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{AA}^{27} & = 0,2662 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 60,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} & = 15,9829 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 25

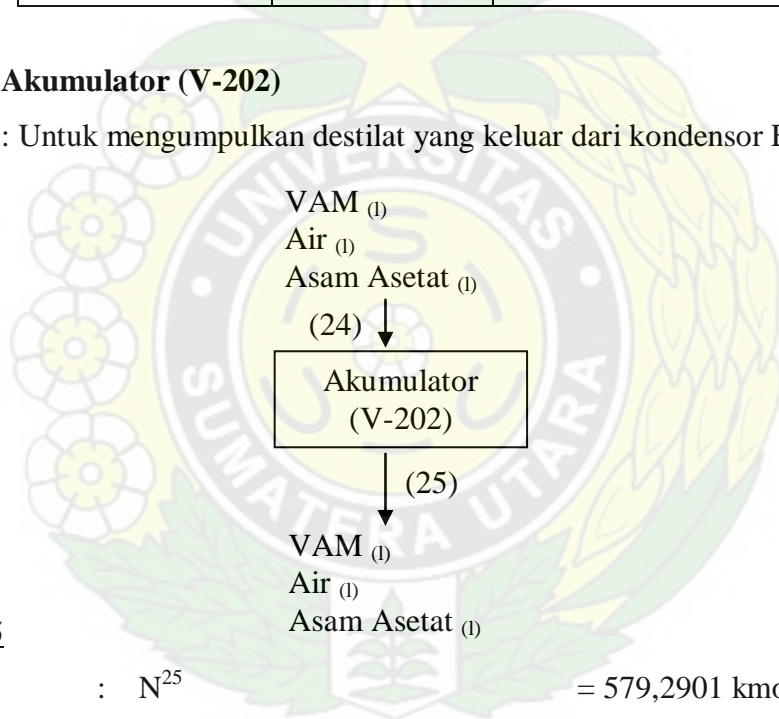
$$\begin{aligned}
 \text{Total} & : N^{25} & = 579,2901 \text{ kmol/jam} \\
 \text{VAM} & : N_{VAM}^{25} & = N_{VAM}^{26} + N_{VAM}^{27} & = 434,0331 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{VAM}^{25} & = 434,0331 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 86,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} & = 37365,9104 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air} & : N_{Air}^{25} & = N_{Air}^{26} + N_{Air}^{27} & = 144,6777 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{Air}^{25} & = 144,6777 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} & = 2606,3688 \text{ kg/jam} \\
 \text{Asam Asetat} & : N_{AA}^{25} & = N_{AA}^{26} + N_{AA}^{27} & = 0,5793 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{AA}^{25} & = 0,5793 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 60,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} & = 34,7864 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LA.4 Neraca Massa *Splitter* I (SP-201)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 25	Alur 27	Alur 26
Etilena	-	-	-
Etana	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	35	16	19
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	37366	17168	20198
Air	2606	1198	1409
Total	40007	18382	21625
	40007	40007	

A.5 Akumulator (V-202)

Fungsi : Untuk mengumpulkan destilat yang keluar dari kondensor E-203.



Alur 25

Total	: N^{25}	= 579,2901 kmol/jam
VAM	: N_{VAM}^{25}	= 434,0331 kmol/jam
	: F_{VAM}^{25}	= 37365,9104 kg/jam
Air	: N_{Air}^{25}	= 144,6777 kmol/jam
	: F_{Air}^{25}	= 2606,3688 kg/jam
Asam Asetat	: N_{AA}^{25}	= 0,5793 kmol/jam
	: F_{AA}^{25}	= 34,7864 kg/jam

Alur 24

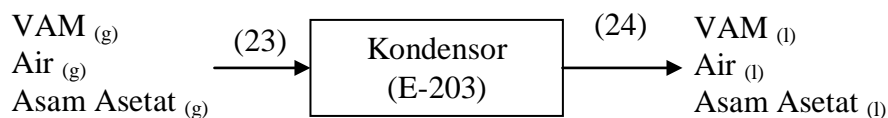
$$\begin{aligned} \text{Total} & : N^{24} = N^{25} = 579,2901 \text{ kmol/jam} \\ \text{VAM} & : N_{\text{VAM}}^{24} = N_{\text{VAM}}^{25} = 434,0331 \text{ kmol/jam} \\ & : F_{\text{VAM}}^{24} = F_{\text{VAM}}^{25} = 37365,9104 \text{ kg/jam} \\ \text{Air} & : N_{\text{Air}}^{24} = N_{\text{Air}}^{25} = 144,6777 \text{ kmol/jam} \\ & : F_{\text{Air}}^{24} = F_{\text{Air}}^{25} = 2606,3688 \text{ kg/jam} \\ \text{Asam Asetat} & : N_{\text{AA}}^{24} = N_{\text{AA}}^{25} = 0,5793 \text{ kmol/jam} \\ & : F_{\text{AA}}^{24} = F_{\text{AA}}^{25} = 34,7864 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel LA.5 Neraca Massa Akumulator (V-202)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Alur 24	Alur 25
Etilena	-	-
Etana	-	-
Oksigen	-	-
Asam Asetat	35	35
Karbon Dioksida	-	-
Vinil Asetat	37366	37366
Air	2606	2606
Total	40007	40007

A.6 Kondensor (E-203)

Fungsi : untuk menurunkan temperatur destilat yang berasal dari kolom destilasi serta mengubah fasanya menjadi cair



Pada kondensor terjadi perubahan fasa yaitu dari fasa gas ke fasa cair. Perubahan fasa terjadi dengan jalan mendinginkan uap sampai pada titik embunnya. Diasumsikan bahwa semua uap yang masuk ke dalam kondensor berubah menjadi cair.

Alur 24

Total	: N^{24}	= 579,2901 kmol/jam
VAM	: N_{VAM}^{24}	= 434,0331 kmol/jam
	: F_{VAM}^{24}	= 37365,9104 kg/jam
Air	: N_{Air}^{24}	= 144,6777 kmol/jam
	: F_{Air}^{24}	= 2606,3688 kg/jam
Asam Asetat	: N_{AA}^{24}	= 0,5793 kmol/jam
	: F_{AA}^{24}	= 34,7864 kg/jam

Alur 23

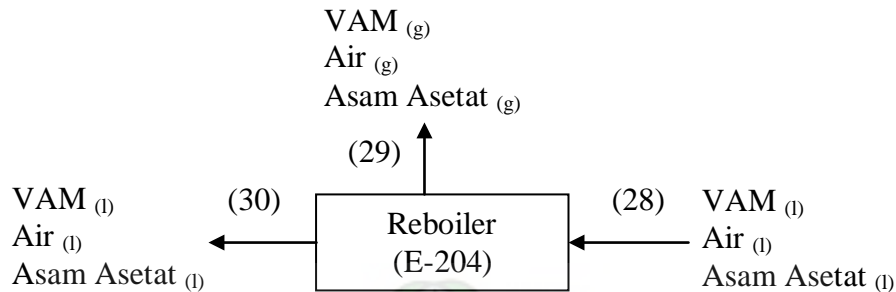
Total	: N^{23}	= N^{24}	= 579,2901 kmol/jam
VAM	: N_{VAM}^{23}	= N_{VAM}^{24}	= 434,0331 kmol/jam
	: F_{VAM}^{23}	= F_{VAM}^{24}	= 37365,9104 kg/jam
Air	: N_{Air}^{23}	= N_{Air}^{24}	= 144,6777 kmol/jam
	: F_{Air}^{23}	= F_{Air}^{24}	= 2606,3688 kg/jam
Asam Asetat	: N_{AA}^{23}	= N_{AA}^{24}	= 0,5793 kmol/jam
	: F_{AA}^{23}	= F_{AA}^{24}	= 34,7864 kg/jam

Tabel LA.6 Neraca Massa Kondensor (E-203)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Alur 23	Alur 24
Etilena	-	-
Etana	-	-
Oksigen	-	-
Asam Asetat	35	35
Karbon Dioksida	-	-
Vinil Asetat	37366	37366
Air	2606	2606
Total	40007	40007

A.7 Reboiler (E-204)

Fungsi : Untuk menaikkan temperatur campuran sampai ke titik didihnya sebelum dimasukkan ke kolom destilasi



Berdasarkan Geankoplis (2003), untuk kondisi umpan campuran fase uap dan cair, nilai q berkisar antara $0 < q < 1$. Dimana q merupakan perbandingan antara jumlah mol zat cair yang masuk ke kolom destilasi dengan mol umpan.

$$q = \frac{\sum \text{jumlah mol cair}}{\sum \text{jumlah mol total}} = \frac{176,3571 \text{ mol}}{489,8807 \text{ mol}} = 0,36$$

$$V_d = V_b + (1-q) F \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\begin{aligned} V_b &= V_d - (1-q) F \\ &= 579,2901 - (1-0,36) \times 489,8807 \\ &= 265,7664 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_b &= V_b + B \\ &= 265,7664 + 176,7509 \\ &= 442,5174 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Alur 30

$$\text{Total} : N^{30} = 176,7509 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{VAM} : N_{\text{VAM}}^{30} = 0,5303 \text{ kmol/jam}$$

$$: F_{\text{VAM}}^{30} = 45,6495 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} : N_{\text{Air}}^{30} = 0,1768 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 & : F_{\text{Air}}^{30} & = & 3,1842 \text{ kg/jam} \\
 \text{Asam Asetat} & : N_{\text{AA}}^{30} & = & 176,0439 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{AA}}^{30} & = & 10571,4379 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 28

$$\begin{aligned}
 \text{Total} & : N^{28} & = & Lb & = & 442,5174 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Asam Asetat} & : N_{\text{AA}}^{28} & = & N^{28} \times (1 - X_B) \\
 & & = & 442,5174 \times (0,996) & = & 440,7473 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$: F_{\text{AA}}^{24} = 440,7473 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 60,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 26466,8758 \text{ kg/jam}$$

$$\text{VAM} : N_{\text{VAM}}^{24} = (N^{28} - N_{\text{AA}}^{28}) \times 0,75 = 1,3276 \text{ kmol/jam}$$

$$: F_{\text{VAM}}^{24} = 1,3276 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 86,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 114,289 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} : N_{\text{Air}}^{24} = (N^{28} - N_{\text{AA}}^{28}) \times 0,25 = 0,4425 \text{ kmol/jam}$$

$$: F_{\text{Air}}^{24} = 0,4425 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,0153 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 7,972 \text{ kg/jam}$$

Alur 29

$$\text{Total} : N^{29} = Vb = 265,7664 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Asam Asetat} & : N_{\text{AA}}^{29} = N^{29} \times (1 - X_B) \\
 & = 265,7664 \times (0,996) = 264,7034 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$: F_{\text{AA}}^{29} = 264,7034 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 60,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 15895,4379 \text{ kg/jam}$$

$$\text{VAM} : N_{\text{VAM}}^{29} = (N^{29} - N_{\text{AA}}^{29}) \times 0,75 = 0,7973 \text{ kmol/jam}$$

$$: F_{\text{VAM}}^{29} = 0,7973 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 86,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 68,6395 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} : N_{\text{Air}}^{29} = (N^{29} - N_{\text{AA}}^{29}) \times 0,25 = 0,2658 \text{ kmol/jam}$$

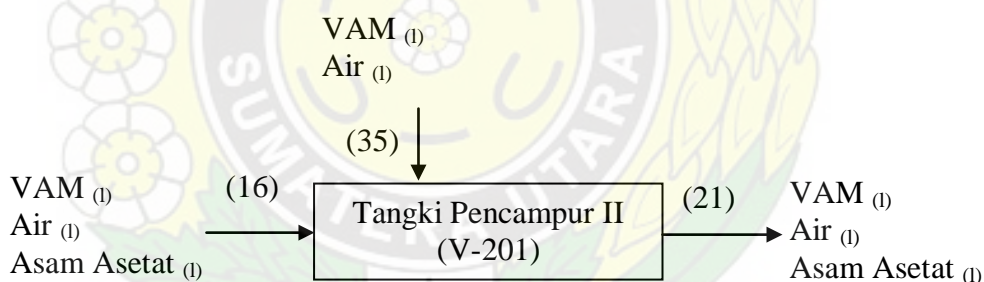
$$: F_{\text{Air}}^{29} = 0,2658 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 4,7878 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.7 Neraca Massa Reboiler (E-204)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 28	Alur 30	Alur 29
Etilena	-	-	-
Etana	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	26467	10571	15895
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	114	46	69
Air	8	3	5
Total	26589	10620	15969
	26589	26589	

A.8 Tangki Pencampur II (V-201)

Fungsi : Untuk mencampur vinil asetat *recycle* dengan campuran yang berasal dari *knock out drum*.



Pada alur keluar KO-Drum, jumlah mol vinil asetat dan air tidak memenuhi perbandingan azeotrop 0,75 : 0,25, dimana pada keluaran KO-Drum perbandingan mol VAM : Air adalah 0,43 : 0,57. Oleh karena itu dibutuhkan tambahan vinil asetat yang berasal dari *recycle* sehingga pada saat memasuki kolom destilasi perbandingan mol azeotrop VAM/air dapat terpenuhi.

Alur 21

$$\begin{aligned}
 \text{Total} & : N^{21} = N^{22} = 489,8807 \text{ kmol/jam} \\
 \text{VAM} & : N_{\text{VAM}}^{21} = N_{\text{VAM}}^{22} = 235,1427 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{VAM}}^{21} = F_{\text{VAM}}^{22} = 20234,4389 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Air} & : N_{\text{Air}}^{21} = N_{\text{Air}}^{22} = 78,3809 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Air}}^{21} = F_{\text{Air}}^{22} = 1412,0322 \text{ kg/jam} \\
 \text{Asam Asetat} & : N_{\text{AA}}^{21} = N_{\text{AA}}^{22} = 176,3571 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{AA}}^{21} = F_{\text{AA}}^{22} = 10590,2414 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 35

$$\begin{aligned}
 \text{Total} & : N^{35} = 176,1355 \text{ kmol/jam} \\
 \text{VAM} & : N_{\text{VAM}}^{35} = 175,9594 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{VAM}}^{35} = 15148,3421 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air} & : N_{\text{Air}}^{35} = 0,1761 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Air}}^{35} = 3,1731 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 16

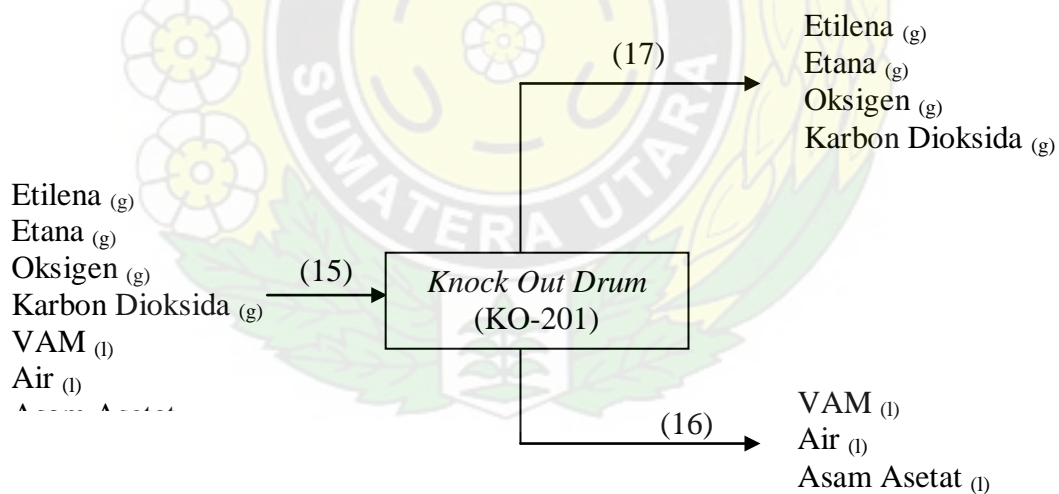
$$\begin{aligned}
 \text{Total} & : N^{16} = N^{21} - N^{35} = 313,7452 \text{ kmol/jam} \\
 \text{VAM} & : N_{\text{VAM}}^{16} = N_{\text{VAM}}^{21} - N_{\text{VAM}}^{35} = 59,1834 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{VAM}}^{16} = 59,1834 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 86,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 5095,0968 \text{ kg/jam} \\
 \text{Air} & : N_{\text{Air}}^{16} = N_{\text{Air}}^{21} - N_{\text{Air}}^{35} = 78,2048 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Air}}^{16} = 78,2048 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 1408,8591 \text{ kg/jam} \\
 \text{Asam Asetat} & : N_{\text{AA}}^{16} = N_{\text{AA}}^{21} = 176,3571 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{AA}}^{16} = 176,3571 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 60,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 10590,2414 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LA.8 Neraca Massa Tangki Pencampur II (V-201)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Alur 16	Alur 35	Alur 21
Etilena	-	-	-
Etana	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	10590	-	10590
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	5095	15148	20243
Air	1409	3	1412
Total	17094	15152	32246
	32246		32246

A.9 Knock Out Drum (KO-201)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran fasa gas dengan fasa cair berdasarkan perbedaan tekanan uap.



Data komposisi umpan masuk *knock out drum* merupakan data hasil keluaran reaktor (Dimian dan Bildea, 2008):

- $X_{\text{Etilena}} = 0,44$
- $X_{\text{Oksigen}} = 0,026$
- $X_{\text{Karbon Dioksida}} = 0,265$
- $X_{\text{VAM}} = 0,051$

- $X_{\text{Air}} = 0,058$
- $X_{\text{Asam Asetat}} = 0,16$

Dimana pada keluaran reaktor terdapat etana sebagai inert dengan jumlah 0,5537 kmol/jam.

Tekanan uap komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine:

$$\ln P = A - \frac{B}{(T + C)} \quad (\text{Reklaitis, 1983})$$

Keterangan:

- P = tekanan (kPa)
- A,B,C = konstanta Antoine
- T = temperatur (K)

Tabel LA.1 Konstanta Antoine Komponen

Komponen	A	B	C
Asam asetat	15,8667	4097,86	-27,4937
Oksigen	13,6835	780,26	-4,1758
Etilena	13,8182	1427,22	-14,308
Etana	13,8797	1582,18	-13,7622
Air	16,5362	3985,44	-38,9974
Karbon Dioksida	15,3768	1956,25	-2,1117

(Reklaitis, 1983)

Pada temperatur 30 °C (303,15 K) dan tekanan 101,325 kPa diiperoleh:

$$\ln P_i = A - \frac{B}{(T + C)}$$

Asam Asetat: $\ln P_i = 15,8667 - \frac{4097,86}{(303,15 + (-27,4937))}$

$$\ln P_i = 1,0009$$

$$P_i = 2,7206 \text{ kPa}$$

Tabel LA.2 Tekanan Uap Komponen

Komponen	Ln Pi	Pi (kPa)
Asam asetat	1,0009	2,7206
Oksigen	11,0737	64454,1623
Etilena	8,8770	7165,4137

Etana	8,4124	4502,3968
Air	1,4486	4,2570
Karbon Dioksida	8,8785	7175,7131

Untuk Vinil Asetat:

$$\log P = A - \frac{B}{(T+C)} \quad (\text{Vinyl Acetate Council, 2003})$$

Keterangan:

Log = basis 10

T = °C

P = mmHg

A = 7,5187

B = 1452,058

C = 240,588

$$\log P = A - \frac{B}{(T+C)}$$

$$\log P = 7,5187 - \frac{1452,058}{(30 + 240,588)}$$

$$\log P = 2,1524$$

$$P = 142,0280 \text{ mmHg}$$

$$P = \left(\frac{142,0280}{760} \right) \times 101,325$$

$$P = 18,9355 \text{ kPa}$$

Jika $P_i > P$, maka komponen adalah uap

Maka, etilena, oksigen dan karbon dioksida adalah fasa uap. Sedangkan vinil asetat, air dan asam asetat adalah fasa cair. Asumsi bahwa semua komponen fasa uap ke atas dan semua komponen fasa cair ke bawah.

Alur 16

Total	:	N^{16}	=	313,7452 kmol/jam
VAM	:	N_{VAM}^{16}	=	59,1834 kmol/jam
	:	F_{VAM}^{16}	=	5095,0968 kg/jam
Air	:	N_{Air}^{16}	=	78,2048 kmol/jam
	:	F_{Air}^{16}	=	1408,8591 kg/jam
Asam Asetat	:	N_{AA}^{16}	=	176,3571 kmol/jam
	:	F_{AA}^{16}	=	10590,2414 kg/jam

Dari neraca asam asetat:

$$N_{AA}^{15} = N_{AA}^{16} = 176,3571 \text{ kmol/jam}$$

$$N_{AA}^{15} = N^{15} X_{AA}^{15}$$

$$N^{15} = \frac{N_{AA}^{15}}{X_{AA}^{15}} = \frac{176,3571}{0,16} = 1102,2316 \text{ kmol/jam}$$

Alur 15

Total	:	N^{15}	=	1102,2316 kmol/jam
VAM	:	$N_{VAM}^{15} = N_{VAM}^{16}$	=	59,1834 kmol/jam
	:	$F_{VAM}^{15} = F_{VAM}^{16}$	=	5095,0968 kg/jam
Air	:	$N_{Air}^{15} = N_{Air}^{16}$	=	78,2048 kmol/jam
	:	$F_{Air}^{15} = F_{Air}^{16}$	=	1408,8591 kg/jam
Asam Asetat	:	$N_{AA}^{15} = N_{AA}^{16}$	=	176,3571 kmol/jam
	:	$F_{AA}^{15} = F_{AA}^{16}$	=	10590,2414 kg/jam
Etilena	:	$N_{Eti}^{15} = N^{15} X_{Eti}^{15}$	=	484,9819 kmol/jam
	:	$F_{Eti}^{15} = 484,9819 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 28,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$	=	13603,7426 kg/jam
Oksigen	:	$N_{Oks}^{15} = N^{15} X_{Oks}^{15}$	=	28,658 kmol/jam

$$\begin{aligned}
 & : F_{\text{Oks}}^{15} = 28,658 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 32 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 & = 917,0567 \text{ kg/jam} \\
 \text{Karbon Dioksida} & : N_{\text{Kar}}^{15} = N_{\text{Kar}}^{15} = 292,0914 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Kar}}^{15} = 292,0914 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 44,0095 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 & = 12854,7955 \text{ kg/jam} \\
 \text{Etana} & : N_{\text{Eta}}^{15} = 0,5537 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Eta}}^{15} = 0,5537 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 30 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 & = 16,61 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 17

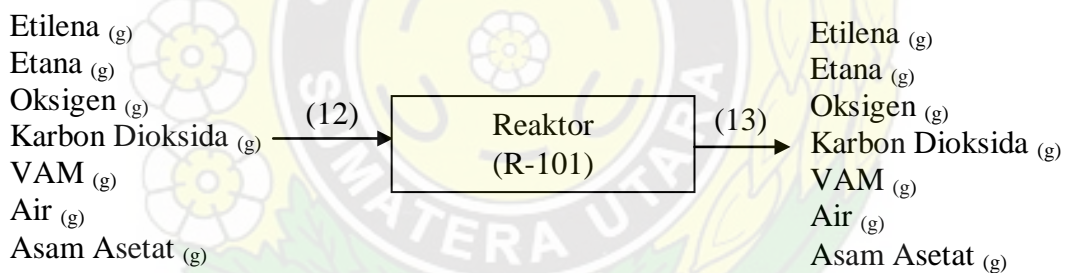
$$\begin{aligned}
 \text{Total} & : N^{17} = N^{15} - N^{16} = 788,4864 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Etilena} & : N_{\text{Eti}}^{17} = N_{\text{Eti}}^{15} = 484,9819 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Eti}}^{17} = 484,9819 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 28,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 & = 13603,7426 \text{ kg/jam} \\
 \text{Oksigen} & : N_{\text{Oks}}^{17} = N_{\text{Oks}}^{15} = 28,658 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Oks}}^{17} = 28,658 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 32 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 & = 917,0567 \text{ kg/jam} \\
 \text{Karbon Dioksida} & : N_{\text{Kar}}^{17} = N_{\text{Kar}}^{15} = 292,0914 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Kar}}^{17} = 292,0914 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 44,0095 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 & = 12854,7955 \text{ kg/jam} \\
 \text{Etana} & : N_{\text{Eta}}^{17} = N_{\text{Eta}}^{15} = 0,5537 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Eta}}^{17} = 0,5537 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 30 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 & = 16,61 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LA.9 Neraca Massa *Knock Out Drum* (KO-201)

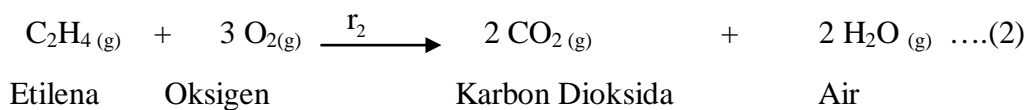
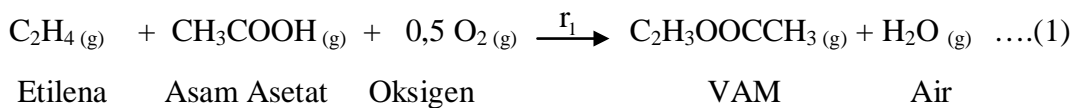
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Alur 15	Alur 17	Alur 16
Etilena	13604	13604	-
Etana	17	17	
Oksigen	917	917	-
Asam Asetat	10590	-	10590
Karbon Dioksida	12855	12855	-
Vinil Asetat	5095	-	5095
Air	1409	-	1409
Total	44487	27393	17094
	44487	44470	

A.10 Reaktor (R-101)

Fungsi : sebagai tempat berlangsungnya reaksi pembentukan vinil asetat monomer.



Reaksi:



$$N^{\text{out}} = N^{\text{in}} + \sigma_s r_s \quad (\text{Reklaitis, 1983})$$

$$\sigma_1 \text{ Etilena} = -1$$

$$\sigma_2 \text{ Etilena} = -1$$

$$\sigma_1 \text{ Asam Asetat} = -1$$

$$\sigma_2 \text{ Oksigen} = -3$$

$$\sigma_1 \text{ Oksigen} = -0,5$$

$$\sigma_2 \text{ Karbon Dioksida} = 2$$

$$\sigma_1 \text{ VAM} = 1$$

$$\sigma_2 \text{ Air} = 2$$

$$\sigma_1 \text{ Air} = 1$$

Alur 13

Total	:	N^{13}	=	N^{14}	=	N^{15}	=	1102,2316 kmol/jam
VAM	:	N_{VAM}^{13}	=	N_{VAM}^{14}	=	N_{VAM}^{15}	=	59,1834 kmol/jam
	:	F_{VAM}^{13}	=	F_{VAM}^{14}	=	F_{VAM}^{15}	=	5095,0968 kg/jam
Air	:	N_{Air}^{13}	=	N_{Air}^{14}	=	N_{Air}^{15}	=	78,2048 kmol/jam
	:	F_{Air}^{13}	=	F_{Air}^{14}	=	F_{Air}^{15}	=	1408,8591 kg/jam
Asam Asetat	:	N_{AA}^{13}	=	N_{AA}^{14}	=	N_{AA}^{15}	=	176,3571 kmol/jam
	:	F_{AA}^{13}	=	F_{AA}^{14}	=	F_{AA}^{15}	=	10590,2414 kg/jam
Etilena	:	N_{Eti}^{13}	=	N_{Eti}^{14}	=	N_{Eti}^{15}	=	484,9819 kmol/jam
	:	F_{Eti}^{13}	=	F_{Eti}^{14}	=	F_{Eti}^{15}	=	13603,7426 kg/jam
Oksigen	:	N_{Oks}^{13}	=	N_{Oks}^{14}	=	N_{Oks}^{15}	=	28,658 kmol/jam
	:	F_{Oks}^{13}	=	F_{Oks}^{14}	=	F_{Oks}^{15}	=	917,0567 kg/jam
Karbon Dioksida	:	N_{Kar}^{13}	=	N_{Kar}^{14}	=	N_{Kar}^{15}	=	292,0914 kmol/jam
	:	F_{Kar}^{13}	=	F_{Kar}^{14}	=	F_{Kar}^{15}	=	12854,7955 kg/jam
Etana	:	N_{Eta}^{13}	=	N_{Eta}^{14}	=	N_{Eta}^{15}	=	0,5537 kmol/jam
	:	F_{Eta}^{13}	=	F_{Eta}^{14}	=	F_{Eta}^{15}	=	16,61 kg/jam

$$N^{\text{in}} = N^{\text{out}} - \sigma_s r_s$$

$$\text{VAM} \quad : \quad N_{\text{VAM}}^{12} = 51,7855 + r_1 \quad \dots(1)$$

$$\text{Air} \quad : \quad N_{\text{Air}}^{12} = 68,4292 - r_1 - 2r_2 \quad \dots(2)$$

$$\text{Asam Asetat} \quad : \quad N_{\text{AA}}^{12} = 154,3124 + r_1 \quad \dots(3)$$

$$\text{Etilena} \quad : \quad N_{\text{Eti}}^{12} = 424,3592 + r_1 + r_2 \quad \dots(4)$$

$$\text{Oksigen} \quad : \quad N_{\text{Oks}}^{12} = 25,0758 + 0,5r_1 + 3r_2 \quad \dots(5)$$

$$\text{Karbon Dioksida} \quad : \quad N_{\text{Kar}}^{12} = 255,58 - 2r_2 \quad \dots(6)$$

Pada umpan reaktor terdapat VAM yang berasal dari recycle asam asetat sebanyak 0,5303 kmol/jam, dari persamaan (1) diperoleh:

$$\begin{aligned} N_{\text{VAM}}^{12} &= 59,1834 + r_1 \\ 0,5301 &= 59,1834 + r_1 \\ r_1 &= 58,6531 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Dari persamaan (3):

$$\begin{aligned} N_{\text{AA}}^{12} &= 176,3571 + r_1 \\ N_{\text{AA}}^{12} &= 176,3571 + 58,6531 = 235,0102 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Pada umpan reaktor juga terdapat air yang berasal dari *recycle* asam asetat sebesar 0,1768 kmol/jam dan yang berasal dari umpan asam asetat *fresh* sebesar 0,258 kmol/jam.

Dari persamaan (2):

$$\begin{aligned} N_{\text{Air}}^{12} &= 78,2048 - r_1 - 2r_2 \\ 0,1768 &= 78,2048 - 58,6531 - 2r_2 \\ r_2 &= \frac{(0,4716 - (78,2048 - 58,6531))}{-2} = 9,54 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Dari persamaan (4):

$$\begin{aligned} N_{\text{Eti}}^{12} &= 484,9819 + r_1 + r_2 \\ N_{\text{Eti}}^{12} &= 484,9819 + 58,6531 + 9,54 = 553,1751 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Dari persamaan (5):

$$N_{\text{Oks}}^{12} = 28,658 + 0,5r_1 + 3r_2$$

$$N_{\text{Oks}}^{12} = 28,658 + 0,5(58,6531) + 3(9,54) = 86,6047 \text{ kmol/jam}$$

Dari persamaan (6):

$$N_{\text{Kar}}^{12} = 292,0914 - 2r_2$$

$$N_{\text{Kar}}^{12} = 292,0914 - 2(9,54) = 272,0113 \text{ kmol/jam}$$

$$N_{\text{Eta}}^{12} = N_{\text{Eta}}^{13} = 0,5537 \text{ kmol/jam}$$

Neraca Total:

$$N^{12} = N_{\text{VAM}}^{12} + N_{\text{Air}}^{12} + N_{\text{AA}}^{12} + N_{\text{Eti}}^{12} + N_{\text{Oks}}^{12} + N_{\text{Kar}}^{12}$$

$$N^{12} = 0,5301 + 0,4716 + 235,0102 + 553,1751 + 86,6047 + 272,0113 + 0,5537$$

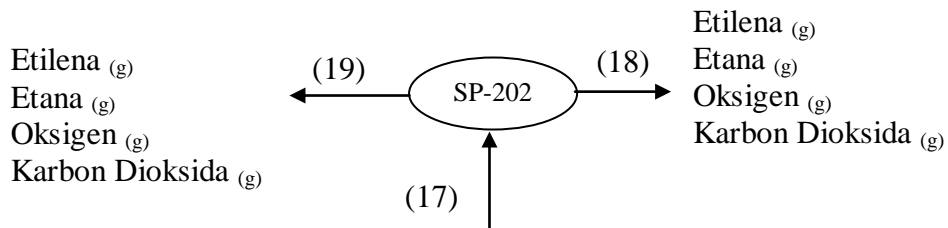
$$N^{12} = 1149,3568$$

Tabel LA.10 Neraca Massa Reaktor (R-101)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Alur 12	Alur 13
Etilena	15517	13604
Etana	17	17
Oksigen	2771	917
Asam Asetat	14112	10590
Karbon Dioksida	12015	12855
Vinil Asetat	46	5095
Air	8	1409
Total	44487	44487

A.11 Splitter III (SP-203)

Fungsi : Untuk memisahkan gas CO₂ yang terbentuk pada saat reaksi dari campuran gas yang akan di *recycle* kembali.



Etilena (g)
Etana (g)
Oksigen (g)
Karbon Dioksida (g)

Alur 17

Total	: N^{17}	= 788,4864 kmol/jam
Etilena	: N_{Eti}^{17}	= 484,9819 kmol/jam
	: F_{Eti}^{17}	= 13603,7426 kg/jam
Oksigen	: N_{Oks}^{17}	= 28,658 kmol/jam
	: F_{Oks}^{17}	= 917,0567 kg/jam
Karbon Dioksida	: N_{Kar}^{17}	= 292,0914 kmol/jam
	: F_{Kar}^{17}	= 12854,7955 kg/jam
Etana	: N_{Eta}^{17}	= 0,5537 kmol/jam
	: F_{Eta}^{17}	= 16,61 kg/jam

Pada *splitter* III, gas CO₂ yang dihasilkan dari reaksi dibuang untuk mencegah akumulasi. Banyaknya gas CO₂ yang harus dibuang sebanyak:

$$N_{Kar}^{18} = 2r_2 = 2 \times 9,54 = 19,0801 \text{ kmol/jam}$$

Rasio pemisahan:

$$\frac{\text{Banyaknya CO}_2 \text{ yang dibuang}}{\text{Banyaknya CO}_2 \text{ total}} = \frac{19,0801}{292,0914} = 0,0653$$

Banyaknya C₂H₄ yang terbuang:

$$N_{\text{Eti}}^{18} = N_{\text{Eti}}^{17} \cdot 0,0653 = 31,6801 \text{ kmol/jam}$$

Banyaknya O₂ yang terbuang:

$$N_{\text{Oks}}^{18} = N_{\text{Oks}}^{17} \cdot 0,0653 = 1,872 \text{ kmol/jam}$$

Alur 18

$$\text{Total} : N^{18} = N_{\text{Eti}}^{18} + N_{\text{Oks}}^{18} + N_{\text{Kar}}^{18} = 53,4455 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Etilena} : N_{\text{Eti}}^{18} = 31,6801 \text{ kmol/jam}$$

$$: F_{\text{Eti}}^{18} = 31,6801 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 28,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$= 888,6275 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Oksigen} : N_{\text{Oks}}^{18} = 1,872 \text{ kmol/jam}$$

$$: F_{\text{Oks}}^{18} = 1,872 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 32 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$= 59,9042 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Karbon Dioksida} : N_{\text{Kar}}^{18} = 19,0801 \text{ kmol/jam}$$

$$: F_{\text{Kar}}^{18} = 19,0801 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 44,0095 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$= 839,7045 \text{ kg/jam}$$

Alur 19

$$\text{Total} : N^{19} = N^{17} - N^{18} = 752,2858 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Etilena} : N_{\text{Eti}}^{19} = N_{\text{Eti}}^{17} - N_{\text{Eti}}^{18} = 453,3018 \text{ kmol/jam}$$

$$: F_{\text{Eti}}^{19} = 453,3018 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 28,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$= 12715,1151 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Oksigen} : N_{\text{Oks}}^{19} = N_{\text{Oks}}^{17} - N_{\text{Oks}}^{18} = 26,786 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}
 : F_{\text{Oks}}^{19} &= 26,7860 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 32 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 &= 857,1525 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Karbon Dioksida} : N_{\text{Kar}}^{19} &= N_{\text{Kar}}^{17} - N_{\text{Kar}}^{18} = 273,0113 \text{ kmol/jam} \\
 : F_{\text{Kar}}^{19} &= 273,0113 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 44,0095 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 &= 12015,091 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Banyaknya etana yang ada di alur 19 adalah 0,001 dari banyaknya etilena yang ada di alur tersebut. Banyaknya etana dialur 19 adalah:

$$\left(\frac{453,3018}{0,999} \right) \times 0,001 = 0,4538 \text{ kmol/jam} = 13,61 \text{ kg/jam}$$

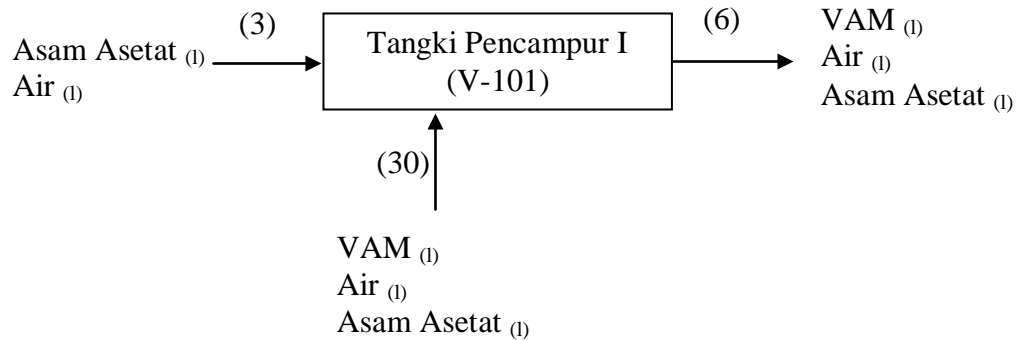
Jadi banyaknya etana yang harus dibuang adalah
 $0,5537 - 0,4538 = 0,0999 \text{ kmol/jam} = 2,9962 \text{ kg/jam}$.

Tabel LA.11 Neraca Massa *Splitter* III (SP-203)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
	Alur 17	Alur 18	Alur 19	Alur 17	Alur 18	Alur 19
Etilena	13604	889	12715			
Etana	17	3	14			
Oksigen	917	60	857			
Asam Asetat	-	-	-			
Karbon Dioksida	12855	840	12015			
Vinil Asetat	-	-	-			
Air	-	-	-			
Total	27393	1791	25601			
	27393	27393				

A.12 Tangki Pencampur I (V-101)

Fungsi : Untuk mencampur asam asetat *recycle* dengan asam asetat *fresh*.



Alur 30

Total	:	N^{30}	=	176,7509 kmol/jam
VAM	:	N_{VAM}^{30}	=	0,5303 kmol/jam
	:	F_{VAM}^{30}	=	45,6495 kg/jam
Air	:	N_{Air}^{30}	=	0,1768 kmol/jam
	:	F_{Air}^{30}	=	3,1842 kg/jam
Asam Asetat	:	N_{AA}^{30}	=	176,0439 kmol/jam
	:	F_{AA}^{30}	=	10571,4379 kg/jam

Alur 6

VAM	:	$N_{VAM}^6 = N_{VAM}^7 = N_{VAM}^9 = N_{VAM}^{10} = N_{VAM}^{11} = N_{VAM}^{12} = N_{VAM}^{30}$	=	0,5303 kmol/jam
	:	$F_{VAM}^6 = F_{VAM}^7 = F_{VAM}^9 = F_{VAM}^{10} = F_{VAM}^{11} = F_{VAM}^{12} = F_{VAM}^{30}$	=	45,6495 kg/jam
Air	:	$N_{Air}^6 = N_{Air}^7 = N_{Air}^9 = N_{Air}^{10} = N_{Air}^{11} = N_{Air}^{12} = N_{Air}^{30}$	=	0,4716 kmol/jam
	:	$F_{Air}^6 = F_{Air}^7 = F_{Air}^9 = F_{Air}^{10} = F_{Air}^{11} = F_{Air}^{12} = F_{Air}^{30}$	=	3,1842 kg/jam
Asam Asetat	:	$N_{AA}^6 = N_{AA}^7 = N_{AA}^9 = N_{AA}^{10} = N_{AA}^{11} = N_{AA}^{12}$	=	235,0102 kmol/jam

$$\begin{aligned}
 & : F_{AA}^6 & = 235,0102 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 60,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 & & = 12348,3162 \text{ kg/jam} \\
 \text{Total} & : N^6 & = 235,7172 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 3

$$\begin{aligned}
 \text{Asam Asetat} & : N_{AA}^3 & = N_{AA}^6 - N_{AA}^{30} \\
 & & = 58,9663 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{AA}^3 & = 58,9663 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 60,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 & & = 3540,9235 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Kemurnian asam asetat adalah 99,5% maka banyaknya air yang terkandung di dalam asam asetat adalah

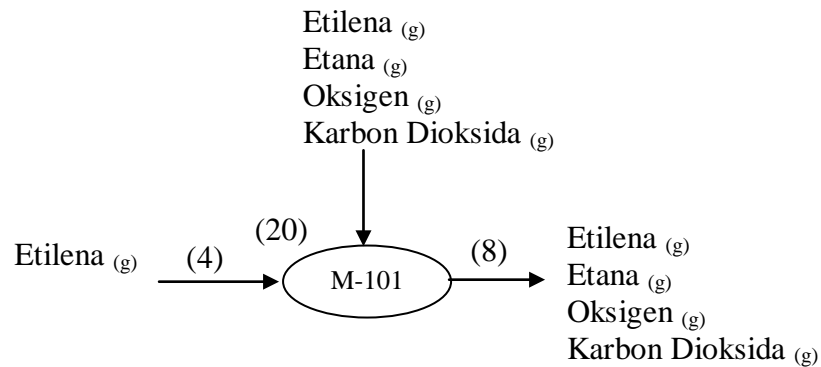
$$\left(\frac{58,9663}{0,995} \right) \times 0,005 = 0,2948 \text{ kmol/jam} = 5,3114 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.12 Neraca Massa Tangki Pencampur I (V-101)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Alur 3	Alur 30	Alur 6
Etilena	-	-	-
Oksigen	-	-	-
Asam Asetat	3541	10571	14112
Karbon Dioksida	-	-	-
Vinil Asetat	-	46	46
Air	5	3	8
Total	3546	10620	14167
	14167		14167

A.13 *Mixing Point I (M-101)*

Fungsi : Untuk mencampur gas recycle dengan gas etilena.



Alur 20

Total	:	N^{20}	=	N^{19}	=	752,2858 kmol/jam
Etilena	:	N_{Eti}^{20}	=	N_{Eti}^{19}	=	453,3018 kmol/jam
	:	F_{Eti}^{20}	=	F_{Eti}^{19}	=	12715,1151 kg/jam
Oksigen	:	N_{Oks}^{20}	=	N_{Oks}^{19}	=	26,786 kmol/jam
	:	F_{Oks}^{20}	=	F_{Oks}^{19}	=	857,1525 kg/jam
Karbon Dioksida	:	N_{Kar}^{20}	=	N_{Kar}^{19}	=	273,0113 kmol/jam
	:	F_{Kar}^{20}	=	F_{Kar}^{19}	=	12015,0910 kg/jam
Etana	:	N_{Eta}^{20}	=	N_{Eta}^{19}	=	0,4538 kmol/jam
	:	F_{Eta}^{20}	=	F_{Eta}^{19}	=	13,61 kg/jam

Alur 8

Etilena	:	N_{Eti}^8	=	$N_{Eti}^{10} = N_{Eti}^{11} = N_{Eti}^{12}$	=	553,1751 kmol/jam
	:	F_{Eti}^8	=	$F_{Eti}^{10} = F_{Eti}^{11} = F_{Eti}^{12}$	=	15516,5607 kg/jam
Oksigen	:	N_{Oks}^8	=	N_{Oks}^{20}	=	26,786 kmol/jam
	:	F_{Oks}^8	=	F_{Oks}^{20}	=	857,1525 kg/jam
Karbon Dioksida	:	N_{Kar}^8	=	N_{Kar}^{20}	=	273,0113 kmol/jam
	:	F_{Kar}^8	=	F_{Kar}^{20}	=	12015,0910 kg/jam
Etana	:	N_{Eta}^8	=	$N_{Eta}^{10} = N_{Eta}^{11} = N_{Eta}^{12}$	=	0,5537 kmol/jam

$$: F_{\text{Eta}}^8 = F_{\text{Eta}}^{10} = F_{\text{Eta}}^{11} = F_{\text{Eta}}^{12} = 16,61 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total} : N^8 = N_{\text{Eti}}^8 + N_{\text{Oks}}^8 + N_{\text{Kar}}^8 = 852,796 \text{ kmol/jam}$$

Alur 4

$$\text{Etilena} : N_{\text{Eti}}^4 = N_{\text{Eti}}^8 - N_{\text{Eti}}^{20} = 99,8733 \text{ kmol/jam}$$

$$: F_{\text{Eti}}^4 = 99,8733 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 28,05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 2801,4456 \text{ kg/jam}$$

Kemurnian etilena adalah 99,9% maka banyaknya etana adalah,

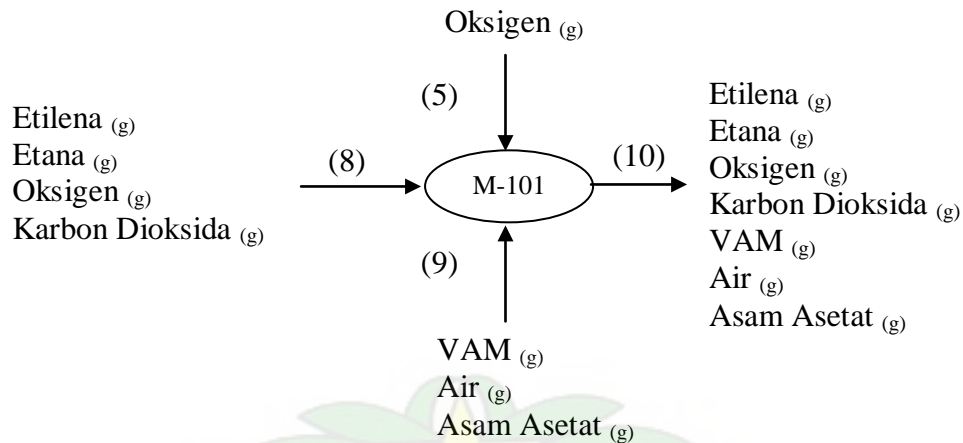
$$\left(\frac{99,8733}{0,999} \right) \times 0,001 = 0,0999 \text{ kmol/jam} = 2,9962 \text{ kg/jam}$$

Tabel LA.13 Neraca Massa *Mixing Point* I (M-101)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Alur 4	Alur 20	Alur 8
Etilena	2801	12715	15517
Etana	3	14	17
Oksigen	-	857	857
Asam Asetat	-	-	-
Karbon Dioksida	-	12015	12015
Vinil Asetat	-	-	-
Air	-	-	-
Total	2804	25601	28406
	28406		28406

A.14 *Mixing Point II (M-102)*

Fungsi : Untuk mencampur semua umpan yang akan masuk ke reaktor.



Alur 9

Total	:	N^9	=	N^6	=	235,7172 kmol/jam
VAM	:	N_{VAM}^9	=	N_{VAM}^6	=	0,5303 kmol/jam
	:	F_{VAM}^9	=	F_{VAM}^6	=	45,6495 kg/jam
Air	:	N_{Air}^9	=	N_{Air}^6	=	0,4716 kmol/jam
	:	F_{Air}^9	=	F_{Air}^6	=	8,4956 kg/jam
Asam Asetat	:	N_{AA}^9	=	N_{AA}^6	=	235,0102 kmol/jam
	:	F_{AA}^9	=	F_{AA}^6	=	14112,3614 kg/jam

Alur 10

Total	:	N^{10}	=	N^{12}	=	1148,8031 kmol/jam
VAM	:	N_{VAM}^{10}	=	N_{VAM}^{12}	=	0,5303 kmol/jam
	:	F_{VAM}^{10}	=	F_{VAM}^{12}	=	45,6495 kg/jam
Air	:	N_{Air}^{10}	=	N_{Air}^{12}	=	0,4716 kmol/jam
	:	F_{Air}^{10}	=	F_{Air}^{12}	=	8,4956 kg/jam
Asam Asetat	:	N_{AA}^{10}	=	N_{AA}^{12}	=	235,0102 kmol/jam
	:	F_{AA}^{10}	=	F_{AA}^{12}	=	14112,36144 kg/jam
Etilena	:	N_{Eti}^{10}	=	N_{Eti}^{12}	=	553,1751 kmol/jam

$$\begin{aligned}
 & : F_{\text{Eti}}^{10} = F_{\text{Eti}}^{12} = 15516,5607 \text{ kg/jam} \\
 \text{Oksigen} & : N_{\text{Oks}}^{10} = N_{\text{Oks}}^{12} = 86,6047 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Oks}}^{10} = F_{\text{Oks}}^{12} = 2771,3502 \text{ kg/jam} \\
 \text{Karbon Dioksida} & : N_{\text{Kar}}^{10} = N_{\text{Kar}}^{12} = 273,0113 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Kar}}^{10} = F_{\text{Kar}}^{12} = 12015,0910 \text{ kg/jam} \\
 \text{Etana} & : N_{\text{Eta}}^{10} = N_{\text{Eta}}^{12} = 0,5537 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Eta}}^{10} = F_{\text{Eta}}^{12} = 16,61 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 8

$$\begin{aligned}
 \text{Total} & : N^8 = 852,796 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Etilena} & : N_{\text{Eti}}^8 = 553,1751 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Eti}}^8 = 15516,5607 \text{ kg/jam} \\
 \text{Oksigen} & : N_{\text{Oks}}^8 = 26,786 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Oks}}^8 = 857,1525 \text{ kg/jam} \\
 \text{Karbon Dioksida} & : N_{\text{Kar}}^8 = 273,0113 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Kar}}^8 = 12015,0910 \text{ kg/jam} \\
 \text{Etana} & : N_{\text{Eta}}^8 = 0,5537 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Eta}}^8 = 16,61 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Alur 5

$$\begin{aligned}
 \text{Oksigen} & : N_{\text{Oks}}^5 = N_{\text{Oks}}^{10} - N_{\text{Oks}}^8 = 59,8187 \text{ kmol/jam} \\
 & : F_{\text{Oks}}^5 = 59,8187 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 32 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\
 & = 1914,1978 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel LA.14 Neraca Massa *Mixing Point* II (M-102)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Alur 5	Alur 9	Alur 8	Alur 10
Etilena	-	-	15517	15517
Etana	1	1	17	17
Oksigen	1914	-	857	2771
Asam Asetat	-	14112	-	14112
Karbon Dioksida	-	-	12015	12015
Vinil Asetat	-	46	-	46
Air	-	8	-	8
Total	1914	14167	28406	44487
		44487		44487



LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Satuan operasi : kJ/jam

Temperatur basis : 298,15

Tabel LB.1 Kapasitas panas cair $C_{p_l} = a + bT + cT^2 + dT^3$ [J/mol. K]

Komponen	a	b	c	D
C ₂ H ₄	3,44364	1,0842	-0,00713595	1,65631E-05
CH ₃ COOH	-36,081	0,60468	-0,000393957	-5,61602E-07
O ₂	210,501	-33,364	0,350211	-0,00121262
CO ₂	11,0417	1,15955	-0,0072313	1,55019E-05
CH ₃ COOC ₂ H ₃	63,91	0,70656	-0,0022832	3,1788E-06
H ₂ O	18,2964	0,47212	-0,00133878	1,31424E-06

(Sumber : Reklaitis, 1983)

Tabel LB.2 Panas Laten [J/mol]

Komponen	BM	BP (K)	ΔH_{vl}
C ₂ H ₄	28,05	169,451	13544,1
CH ₃ COOH	60,05	391,661	24308,7
O ₂	32	90,181	6820,5
CO ₂	44,011	194,681	16560,9
CH ₃ COOC ₂ H ₃	86,09	345,95	31490
H ₂ O	18,015	373,161	40656,2

(Sumber : Reklaitis, 1983)

Tabel LB.3 Kapasitas panas gas $C_{p_g} = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$ [J/mol. K]

Komponen	a	b	c	D	e
C ₂ H ₄	16,8346	0,05152	0,000216352	-3,45618E-07	1,58794E-10
CH ₃ COOH	6,89949	0,25707	-0,000191771	7,57676E-08	-1,23175E-11
O ₂	29,8832	-0,0114	4,33779E-05	-3,70082E-08	1,01006E-11

CO ₂	19,0223	0,07963	-7,37067E-05	3,74572E-08	-8,13304E-12
CH ₃ COOC ₂ H ₃	27,664	0,23366	0,000062106	1,6972E-07	5,7917E-11
H ₂ O	34,0471	-0,0097	3,29983E-05	-2,04467E-08	4,30228E-12

(Sumber : Reklaitis, 1983)

Tabel LB.4 Panas reaksi pembentukan fasa gas [J/mol]

Komponen	Temperatur (K)	ΔH _f
C ₂ H ₄	423,15	57,265055
CH ₃ COOH	423,15	429,312018
O ₂	423,15	0
CO ₂	423,15	393,429507
CH ₃ COOC ₂ H ₃	423,15	307,244075
H ₂ O	423,15	193,799573

(Sumber : Coker, 2007)

Tabel LB.5 Tekanan uap Antoine (kPa) $\ln P = A - [B/(T+C)]$

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₄	13,8182	1427,22	-14,308
CH ₃ COOH	15,8667	4097,86	-27,4937
O ₂	13,6835	780,26	-4,1758
CO ₂	15,3768	1956,25	-2,1117
CH ₃ COOC ₂ H ₃	7,51868	1452,058	240,588
H ₂ O	16,5362	3985,44	-38,9974

(Sumber : Reklaitis, 1983)

Persamaan untuk menghitung kapasitas panas (Reklaitis, 1983) :

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \dots\dots\dots(1)$$

Jika C_p adalah fungsi dari temperatur maka persamaan menjadi :

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = \int_{T_1}^{T_2} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT \dots\dots\dots(2)$$

$$\int_{T_1}^{T_2} Cp dT = a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) \dots\dots\dots(3)$$

Untuk sistem yang melibatkan perubahan fasa persamaan yang digunakan adalah :

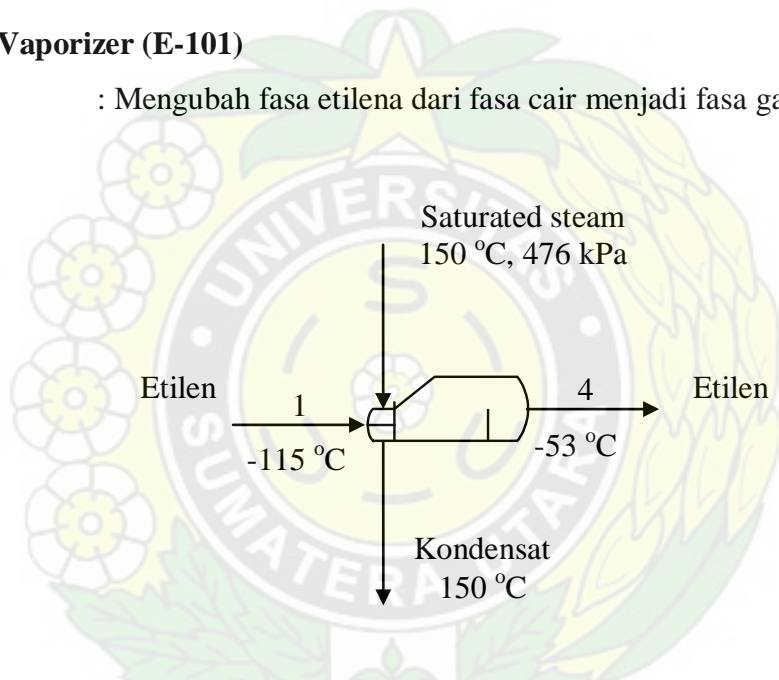
$$\int_{T_1}^{T_2} Cp dT = \int_{T_1}^{T_b} Cp_l dT + \Delta H_{vl} + \int_{T_b}^{T_2} Cp_v dT \dots\dots\dots(4)$$

Perhitungan energi untuk sistem yang melibatkan reaksi :

$$\frac{dQ}{dt} = r\Delta H_R + N \int_{T_1}^{T_2} Cp dT_{out} - N \int_{T_1}^{T_2} Cp dT_{in} \dots\dots\dots(5)$$

LB.1 Vaporizer (E-101)

Fungsi : Mengubah fasa etilena dari fasa cair menjadi fasa gas.



Neraca energi : $\frac{dQ}{dT} - \frac{dW}{dT} = \sum_{out} N_i H_i(T_i, P_i) - \sum_{in} N_j H_j(T_j, P_j)$

Karena sistem tidak melakukan kerja, maka $\frac{dW}{dT} = 0$

Sehingga, $\frac{dQ}{dT} = \sum_{out} N_i H_i(T_i, P_i) - \sum_{in} N_j H_j(T_j, P_j)$

Panas masuk T = 158,15 K (-115 °C) dan tekanan 150 kPa :

Panas masuk : $Q_{in} = \sum N_i \int_{298,15}^{169,451} Cp_{(g)} dT + \sum N_i (-\Delta H_{vl}) + \sum N_i \int_{169,451}^{158,15} Cp_{(l)} dT$

Contoh perhitungan :

$$\int_{169,451}^{158,15} C_{p(l)} dT = \int_{169,451}^{158,15} 3,44364 + 1,0842T + (-0,007136)T^2 + 1,65631 \times 10^5 T^3 dt$$

$$= \left\{ \begin{aligned} & 3,44364(158,15 - 169,15) + \frac{1,0842}{2}(158,15^2 - 169,15^2) \\ & + \frac{(-0,007136)}{3}(158,15^3 - 169,15^3) + \frac{1,65631 \times 10^5}{4}(158,15^4 - 169,15^4) \end{aligned} \right\}$$

$$= -704,929 \text{ J/mol}$$

$$\int_{298,15}^{169,15} C_{p(g)} dT = \int_{298,15}^{169,15} 16,8346 + 0,051519T + 0,000216T^2 + (-3,46) \times 10^{-7} T^3 + 1,59 \times 10^{-10} T^4 dt$$

$$= \left\{ \begin{aligned} & 16,8346(169,15 - 298,15) + \frac{0,051519}{2}(169,15^2 - 298,15^2) + \frac{0,000216}{3}(169,15^3 - 298,15^3) \\ & + \frac{(-3,46) \times 10^{-7}}{4}(169,15^4 - 298,15^4) + \frac{1,59 \times 10^{-10}}{5}(169,15^5 - 298,15^5) \end{aligned} \right\}$$

$$= -4736,13539 \text{ J/mol}$$

$$Q_{in} = 100,499 \times 10^3 [(-704,929) + (-13544,1) + (-4736,13539)]$$

$$= -1907992,106 \text{ kJ}$$

Panas keluar T = 220,15 K (-53 °C) dan tekanan 150 kPa :

$$\text{Panas masuk : } Q_{out} = \sum N_i \int_{298,15}^{220,15} C_{p(g)} dT$$

Contoh perhitungan :

$$\int_{298,15}^{220,15} C_{p(g)} dT = \int_{298,15}^{220,15} 16,8346 + 0,051519T + 0,000216T^2 + (-3,46) \times 10^{-7} T^3 + 1,59 \times 10^{-10} T^4 dt$$

$$= \left\{ \begin{aligned} & 16,8346(220,15 - 298,15) + \frac{0,051519}{2}(220,15^2 - 298,15^2) + \frac{0,000216}{3}(220,15^3 - 298,15^3) \\ & + \frac{(-3,46) \times 10^{-7}}{4}(220,15^4 - 298,15^4) + \frac{1,59 \times 10^{-10}}{5}(220,15^5 - 298,15^5) \end{aligned} \right\}$$

$$= -3074,973 \text{ J/mol}$$

$$Q_{out} = 100,499 \times 10^3 (-270444,165)$$

$$= -309032,064 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
 &= -309032,064 - (-1907992,106) \\
 &= 1598960,02 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah saturated steam pada suhu 423,15 K (150°C) dan keluar sebagai kondensat pada suhu 423,15 K (150°C). Dari steam tabel (Smith,2001) diperoleh :

$$H(300\text{ }^{\circ}\text{C}) = 2745,4 \text{ kJ/kg}$$

$$H(150\text{ }^{\circ}\text{C}) = 632,1 \text{ kJ/kg}$$

Kandungan panas steam :

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= H(300\text{ }^{\circ}\text{C}) - H(150\text{ }^{\circ}\text{C}) \\
 &= 2113,3 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Jumlah steam yang diperlukan :

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = \frac{1598960,04 \text{ kJ/jam}}{2113,3 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 756,62 \text{ kg/jam}$$

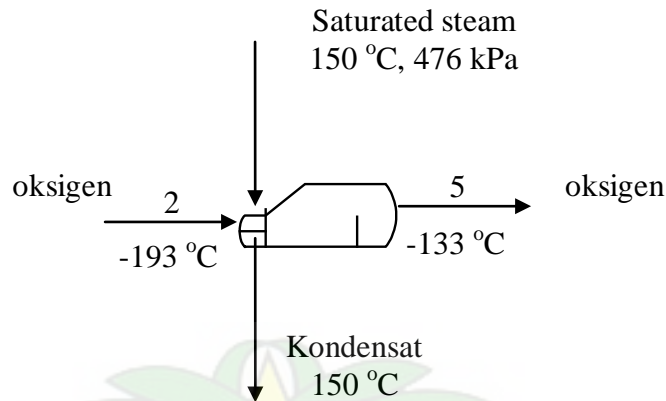
Sehingga diperoleh :

Tabel LB.6 Neraca Energi Pada Vaporizer 1 (E-101)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	-1907992,106	-
Produk	-	-309032,064
Steam	1598960,02	-
Total	-309032,064	-309032,064

LB.2 Vaporizer 2 (E-102)

Fungsi : Mengubah fasa oksigen dari fasa cair menjadi fasa gas.



Panas masuk T = 80,15 K (-193 °C) dan tekanan 150 kPa :

$$\text{Panas masuk : } Q_{\text{in}} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{90,18} C_{p(g)} dT + (-\Delta H_{vl}) + \int_{90,18}^{80,15} C_{p(l)} dT \right)$$

Tabel LB.7 Panas masuk vaporizer 2 (E-102)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T1}^{T2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T1}^{T2} C_{p(g)} dT$	Q in
O ₂	60,28	6820,5	-10741,15581	-6059,948379	-1423939,828

Panas keluar T = 140,15 K (-133 °C) dan tekanan 150 kPa :

$$\text{Panas keluar : } Q_{\text{out}} = \sum N_i \int_{298,15}^{140,15} C_{p(g)} dT$$

Tabel LB.8 Panas keluar vaporizer 2 (E-102)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T1}^{T2} C_{p(g)} dT$	$\int_{T1}^{T2} C_{p(l)} dT$	Q out
C ₂ H ₄	60,28	-	-4610,244733	-	-277911,3153

$$\begin{aligned} Q &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= -277911,3153 - (-1423939,828) \\ &= 1146028,513 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah saturated steam pada suhu 423,15 K (150°C) dan keluar sebagai kondensat pada suhu 423,15 K (150°C). Dari steam tabel (Smith,2001) diperoleh :

$$H(300\text{ }^{\circ}\text{C}) = 2745,4\text{ kJ/kg}$$

$$H(150\text{ }^{\circ}\text{C}) = 632,1\text{ kJ/kg}$$

Kandungan panas steam :

$$\begin{aligned}\Delta H &= H(300\text{ }^{\circ}\text{C}) - H(150\text{ }^{\circ}\text{C}) \\ &= 2113,3\text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

Jumlah steam yang diperlukan :

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = \frac{1146028,513\text{ kJ/jam}}{2113,3\text{ kJ/kg}}$$

$$m = 542,293\text{ kg/jam}$$

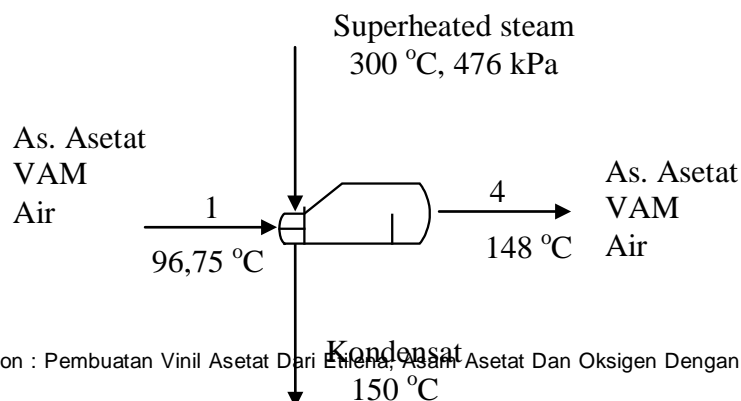
Sehingga diperoleh :

Tabel LB.9 Neraca Energi Pada Vaporizer 2 (E-102)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	-1423939,828	-
Produk	-	-277911,3153
Steam	1146028,513	-
Total	-277911,3153	-277911,3153

LB.3 Vaporizer 3 (E-103)

Fungsi : Mengubah fasa asam asetat dari fasa cair menjadi fasa gas



Suhu umpan yang masuk ke dalam vaporizer sama dengan suhu keluaran tangki pencampur (V-101).

Perhitungan suhu keluaran tangki pencampur (V-101) :

Massa komponen yang masuk ke V-101 pada alur 3 : $m_1 = 3541 \text{ kg}$

Massa komponen yang masuk ke V-101 pada alur 31 : $m_2 = 10620 \text{ kg}$

Fraksi massa m_1 : $x_1 = 0,25$

Fraksi massa m_2 : $x_2 = 0,75$

Suhu komponen yang masuk ke V-101 pada alur 3 : $T_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

Suhu komponen yang masuk ke V-101 pada alur 30 : $T_2 = 119 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned} \text{Suhu campuran : } T_{\text{camp}} &= x_1 \cdot T_1 + x_2 \cdot T_2 \\ &= 0,25 \cdot (30) + 0,75 \cdot (119) \\ &= 96,75 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Panas masuk $T = 369,9 \text{ K (96,75 }^\circ\text{C)}$ dan tekanan $101,325 \text{ kPa}$:

$$\text{Panas masuk : } Q_{\text{in}} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{\text{BP}} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{\text{vl}}) + \int_{\text{BP}}^{378,15} C_{p(g)} dT \right)$$

Dimana, BP = *Boiling Point*

Tabel LB.10 Panas masuk vaporizer 3 (E-103)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(g)} dT$	Q in
CH ₃ COOH	235,004	-	7218,197912	-	1696306,56
CH ₃ COOC ₂ H ₃	0,16653	31490	7694,868055	2692,40601	6973,734232
H ₂ O	0,53432	-	5423,880047	-	2898,112233
Total					1706178,407

Panas keluar $T = 421,15 \text{ K (148 }^\circ\text{C)}$ dan tekanan $101,325 \text{ kPa}$:

$$\text{Panas keluar : } Q_{\text{out}} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{\text{BP}} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{\text{vl}}) + \int_{\text{BP}}^{421,15} C_{p(g)} dT \right)$$

Tabel LB.11 Panas keluar vaporizer 3 (E-103)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(g)} dT$	Q out
CH ₃ COOH	235,004	24308,7	9524,878118	2477,122676	8533165,855
CH ₃ COOC ₂ H ₃	0,16653	31490	7694,868055	8859,118331	8000,663844
H ₂ O	0,53432	40656,2	5672,707681	1638,351594	25630,08394
Total					8566796,603

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{out} - Q_{in} \\
 &= 8566796,603 - 1706178,407 \\
 &= 6860618,196 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah superheated steam pada suhu 573,15 K (300°C) dan keluar sebagai kondensat pada suhu 423,15 K (150°C). Dari steam tabel (Smith,2001) diperoleh :

$$H(300^\circ\text{C}) = 3065,4 \text{ kJ/kg}$$

$$H(150^\circ\text{C}) = 632,1 \text{ kJ/kg}$$

Kandungan panas steam :

$$\Delta H = H(300^\circ\text{C}) - H(150^\circ\text{C})$$

$$= 2433,3 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah steam yang diperlukan :

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = \frac{6860618,196 \text{ kJ/jam}}{2433,3 \text{ kJ/kg}}$$

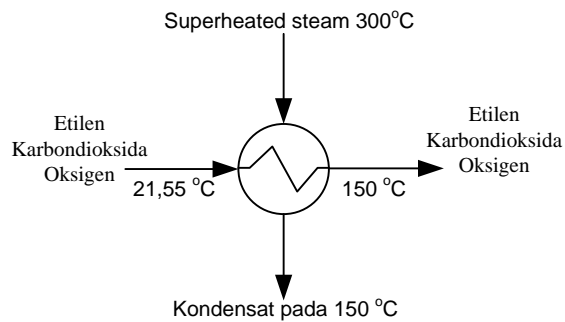
$$m = 2819,47 \text{ kg/jam}$$

Sehingga diperoleh :

Tabel LB.12 Neraca Energi Pada Vaporizer 3 (E-103)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	1706178,407	-
Produk	-	8566796,603
Steam	6860618,196	-
Total	8566796,603	8566796,603

LB.4 Heater 1 (E-104)



Suhu komponen yang masuk ke heater 1 (E-104) sama dengan suhu keluaran pencampur gas 2 (M-102).

Perhitungan suhu keluaran pencampur gas 1 (M-101) :

Massa komponen yang masuk ke M-101 pada alur 4 : $m_1 = 2819 \text{ kg}$

Massa komponen yang masuk ke M-101 pada alur 21 : $m_2 = 25560 \text{ kg}$

Fraksi massa m_1 : $x_1 = 0,1$

Fraksi massa m_2 : $x_2 = 0,9$

Suhu komponen yang masuk ke M-101 pada alur 4 : $T_1 = -53 \text{ °C}$

Suhu komponen yang masuk ke M-101 pada alur 20 : $T_2 = 30 \text{ °C}$

$$\begin{aligned} \text{Suhu campuran : } T_{\text{camp}} &= x_1 \cdot T_1 + x_2 \cdot T_2 \\ &= 0,1 \cdot (-53) + 0,9 \cdot (30) \\ &= 21,55 \text{ °C} \end{aligned}$$

Perhitungan suhu keluaran pencampur gas 2 (M-102) :

Massa komponen yang masuk ke M-101 pada alur 5 : $m_1 = 1929 \text{ kg}$

Massa komponen yang masuk ke M-101 pada alur 8 : $m_2 = 28379 \text{ kg}$

Massa komponen yang masuk ke M-101 pada alur 9 : $m_3 = 14161 \text{ kg}$

Fraksi massa m_1 : $x_1 = 0,04$

Fraksi massa m_2 : $x_2 = 0,64$

Fraksi massa m_3 : $x_3 = 0,32$

Suhu komponen yang masuk ke M-102 pada alur 4 : $T_1 = -133 \text{ °C}$

Suhu komponen yang masuk ke M-102 pada alur 8 : $T_2 = 21,55 \text{ °C}$

Suhu komponen yang masuk ke M-102 pada alur 10 : $T_3 = 148 \text{ °C}$

$$\begin{aligned}
 \text{Suhu campuran : } T_{\text{camp}} &= x_1 \cdot T_1 + x_2 \cdot T_2 + x_3 \cdot T_3 \\
 &= 0,04 \cdot (-133) + 0,64 \cdot (125) + 0,32 \cdot (148) \\
 &= 55,75 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Panas masuk T = 328,9 K (55,75 °C) dan tekanan 150 kPa :

$$\text{Panas masuk : } Q_{\text{in}} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{\text{BP}} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{\text{vl}}) + \int_{\text{BP}}^{395,14} C_{p(g)} dT \right)$$

Dimana, BP = *Boiling Point*

Tabel LB.13 Panas masuk Heater 1 (E-104)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	cpg	Cpl	Q in
C ₂ H ₄	553,333	-	1391,664158	-	770054,1674
CH ₃ COOH	235,004	-	-	9524,878118	2238386,012
O ₂	87,0625	-	910,6062596	-	79279,65748
CO ₂	272,705	-	1165,895379	-	317944,9759
CH ₃ COOC ₂ H ₃	0,53432	-	-	7694,868055	4111,556865
H ₂ O	0,16653	-	-	5672,707681	944,6640602
Total					3410721,033

Panas keluar T = 423,15 K (150 °C) dan tekanan 150 kPa :

$$\text{Panas keluar : } Q_{\text{out}} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{\text{BP}} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{\text{vl}}) + \int_{\text{BP}}^{423,15} C_{p(g)} dT \right)$$

Tabel LB.14 Panas keluar Heater 1 (E-104)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(g)} dT$	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(l)} dT$	Q in
C ₂ H ₄	553,333	-	-	6248,254685	3457367,592
CH ₃ COOH	235,004	24308,7	9524,878118	2663,192501	8576893,039
O ₂	87,0625	-	-	3733,634815	325059,5811
CO ₂	272,705	-	-	4965,202721	1354033,379
CH ₃ COOC ₂ H ₃	0,53432	31490	7694,868055	9130,935524	25816,31972
H ₂ O	0,16653	40656,2	5672,707681	3851,161576	8356,381225
Total					13747526,29

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\
 &= 13747526,29 - 3410721,033
 \end{aligned}$$

$$= 10336805,26 \text{ kJ/jam}$$

Steam yang digunakan adalah superheated steam pada suhu 573,15 K (300°C) dan keluar sebagai kondensat pada suhu 423,15 K (150°C). Dari steam tabel (Smith,2001) diperoleh :

$$H (300 \text{ }^\circ\text{C}) = 3065,4 \text{ kJ/kg}$$

$$H (150 \text{ }^\circ\text{C}) = 632,1 \text{ kJ/kg}$$

Kandungan panas steam :

$$\Delta H = H(300 \text{ }^\circ\text{C}) - H(150 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$= 2433,3 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah steam yang diperlukan :

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = \frac{10336805,26 \text{ kJ/jam}}{2433,3 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 4248,06 \text{ kg/jam}$$

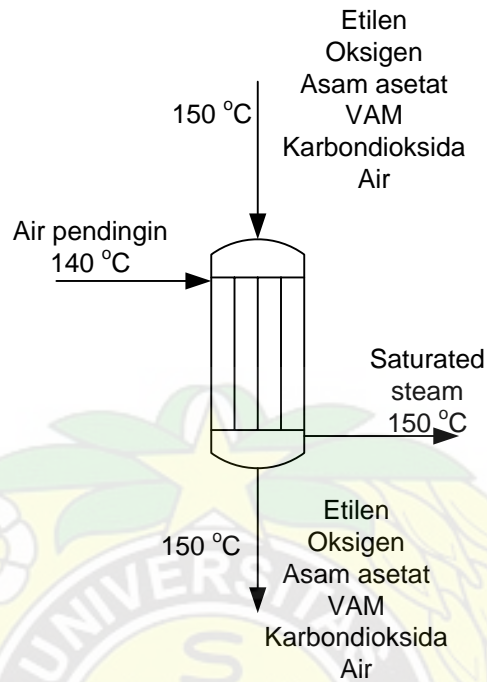
Sehingga diperoleh :

Tabel LB.15 Neraca Energi Pada Heater 1 (E-104)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	3410721,033	-
Produk	-	13747526,29
Steam	10336805,26	-
Total	12029958,29	13747526,29

LB.5 Reaktor (R-101)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan vinil asetat



Panas masuk T = 423,15 K (150 °C) dan tekanan 1000 kPa :

Panas masuk = panas keluaran heater 1 (E-104)

Panas masuk = 13747526,29 kJ/jam

Panas keluar T = 423,15 K (150 °C) dan tekanan 1000 kPa :

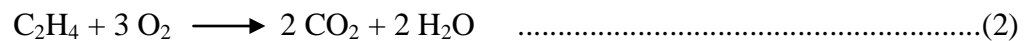
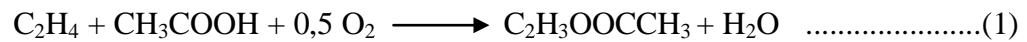
$$\text{Panas keluar : } Q_{\text{out}} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{\text{BP}} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{\text{vl}}) + \int_{\text{BP}}^{421,15} C_{p(g)} dT \right)$$

Dimana, BP = *Boiling Point*

Tabel LB.16 Panas keluar reaktor (R-101)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(g)} dT$	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(l)} dT$	Q out
C ₂ H ₄	484,991	-	-	6248,2547	3030347,288
CH ₃ COOH	176,353	24308,7	9524,8781	2663,1925	6436314,989
O ₂	28,656	-	-	3733,6348	106991,0393
CO ₂	292,086	-	-	4965,2027	1450266,202
CH ₃ COOC ₂ H ₃	59,182	31490	7694,8681	9130,9355	2859425,887
H ₂ O	78,213	40656,2	5672,7077	1712,4223	3757456,542
Total					17640801,95

Reaksi :



$$r_1 = 58653,1$$

$$r_2 = 9687,5$$

$$\begin{aligned} r_1 \cdot \Delta H_{r1} &= 58653,1 \times (\Delta H_{f \text{VAM}} + \Delta H_{f \text{Air}} - \Delta H_{f \text{etilen}} - \Delta H_{f \text{Asam asetat}} + 0,5 \Delta H_{f \text{oksigen}}) \\ &= 58653,1 \times (-128,997) \\ &= -7566073,941 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r_2 \cdot \Delta H_{r2} &= 9687,5 \times (2\Delta H_{f \text{Air}} + 2\Delta H_{f \text{karbondioksida}} - \Delta H_{f \text{etilen}} + \Delta H_{f \text{oksigen}}) \\ &= 9687,5 \times (-1231,723) \\ &= -11932316,56 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\sum r \cdot \Delta H_R = -19498374,1 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} Q &= \sum r \cdot \Delta H_R + Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= (-19498374,1) + 17640801,95 - 13747526,29 \\ &= -15605098,45 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Air pendingin yang digunakan adalah air pada suhu 413,15 K (140°C) dan keluar sebagai saturated steam pada suhu 423,15 K (150°C). Dari steam tabel (Smith,2001) diperoleh :

$$H(150^\circ\text{C}) = 2745,4 \text{ kJ/kg}$$

$$H(140^\circ\text{C}) = 588,96$$

$$\Delta H = H(140^\circ\text{C}) - H(150^\circ\text{C})$$

$$= -2156,44 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah air pendingin yang diperlukan :

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = \frac{-15605098,45 \text{ kJ/jam}}{-2156,44 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 7236,51 \text{ kg/jam}$$

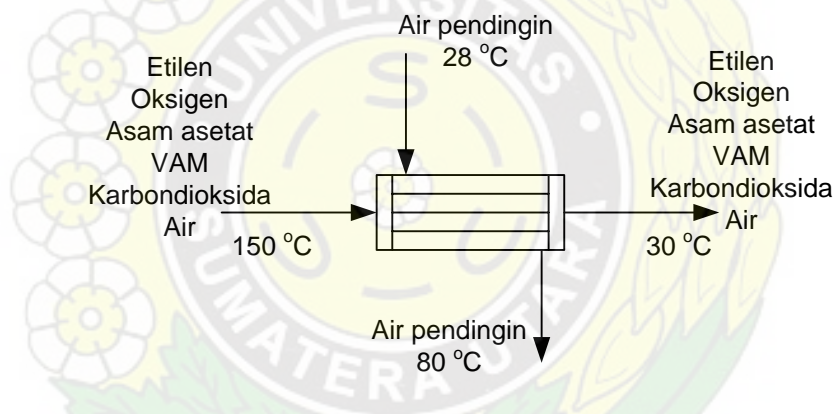
Sehingga diperoleh :

Tabel LB.17 Neraca Energi Pada Reaktor (R-101)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	13747526,29	-
Produk	-	17640801,95
ΔH_r	19498374,1	-
Air pendingin	-	15605098,44
Total	33245900,39	33245900,39

LB.6 Cooler 1 (E-201)

Fungsi : mendinginkan campuran gas keluaran reaktor dari 150°C menjadi 30°C.



Panas masuk $T = 423,15 \text{ K}$ ($150 \text{ }^\circ\text{C}$) dan tekanan $101,325 \text{ kPa}$:

Panas masuk = panas keluaran reaktor (R-101)

Panas masuk = 17640801,95 kJ/jam

$$\text{Panas keluar : } Q_{\text{out}} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{\text{BP}} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{vl}) + \int_{\text{BP}}^{421,15} C_{p(g)} dT \right)$$

Dimana, BP = *Boiling Point*

Panas keluar T = 423,15 K (30 °C) dan tekanan 101,325 kPa :

Tabel LB.18 Panas keluar Cooler 1 (E-201)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T1}^{T2} C_{p(g)} dT$	$\int_{T1}^{T2} C_{p(l)} dT$	Q in
C ₂ H ₄	484,991	-	-	218,9247425	106176,5298
CH ₃ COOH	176,353	-	474,2104904	-	83628,44262
O ₂	28,656	-	-	147,2915751	4220,787377
CO ₂	292,086	-	-	181,501278	53013,98229
CH ₃ COOC ₂ H ₃	59,182	-	781,7287843	-	46264,27291
H ₂ O	78,213	-	374,7054825	-	29306,8399
Total					322610,855

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{out} - Q_{in} \\
 &= 322610,855 - 17640801,95 \\
 &= -17318191,09 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Air pendingin yang digunakan adalah air pada suhu 301,15 K (28°C) dan keluar sebagai air pendingin bekas pada suhu 353,15 K (80°C).

$$H(28^\circ\text{C}) = \int_{298,15}^{301,15} C_{p(l)} dT \text{ J/mol} = 224,75 \text{ J/mol}$$

$$H(60^\circ\text{C}) = \int_{298,15}^{333,15} C_{p(l)} dT \text{ J/mol} = 2633,89 \text{ J/mol}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= H(60^\circ\text{C}) - H(28^\circ\text{C}) \\
 &= 2409,14 \text{ J/mol} = 2409,14 \text{ kJ/kmol} \\
 &= \frac{2409,14 \text{ kJ/kmol}}{18,015 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 133,73 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Jumlah air pendingin yang diperlukan :

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = \frac{17318191,09 \text{ kJ/jam}}{133,73 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 129501 \text{ kg/jam}$$

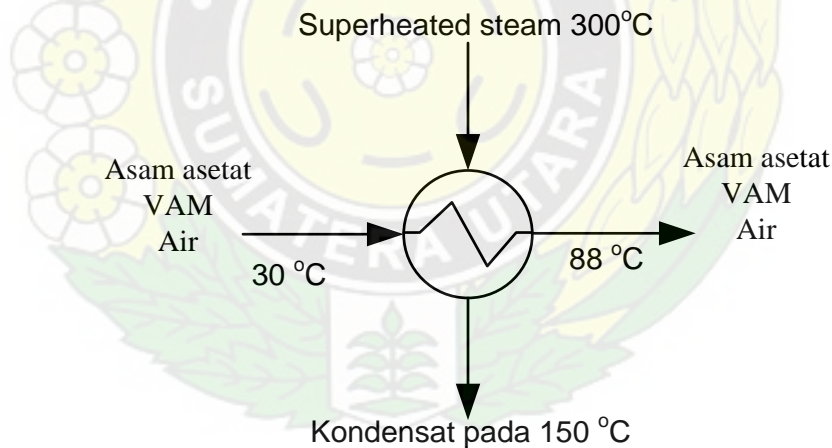
Sehingga diperoleh :

Tabel LB.19 Neraca Energi Pada Cooler 1 (E-201)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	17640801,95	-
Produk	-	322610,86
Air pendingin	-	17318191,09
Total	17640801,95	17640801,95

LB.7 Heater (E-202)

Fungsi : Menaikkan temperatur campuran keluaran *knock out drum* hingga temperatur umpan masuk kolom destilasi.



Panas masuk $T = 303,15 \text{ K}$ (30°C) dan tekanan $101,325 \text{ kPa}$

$$\text{Panas masuk : } Q_{in} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{303,15} C_{p(l)} dT \right)$$

Tabel LB.20 Panas masuk Heater 2 (E-202)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(g)} dT$	Q in
CH ₃ COOH	176,353	-	474,2104904	-	83628,44262
CH ₃ COOC ₂ H ₃	235,138	-	781,7287843	-	183814,1429
H ₂ O	78,379	-	374,7054825	-	29369,04101
Total					296811,627

Panas keluar T = 361,15 K (88°C) dan tekanan 101,325 kPa

$$\text{Panas keluar : } Q_{out} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{BP} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{vl}) + \int_{BP}^{361,15} C_{p(g)} dT \right)$$

Dimana, BP = *Boiling Point*

Tabel LB.21 Panas keluar Heater 2 (E-202)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(g)} dT$	Q out
CH ₃ COOH	176,353	-	6300,541093	-	1111119,323
CH ₃ COOC ₂ H ₃	235,138	31490	7694,868055	1693,898022	9612151,298
H ₂ O	78,379	-	4757,309956	-	372873,197
Total					11096143,82

$$\begin{aligned} Q &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 11096143,82 - 296811,627 \\ &= 10799332,19 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah superheated steam pada suhu 573,15 K (300°C) dan keluar sebagai kondensat pada suhu 423,15 K (150°C). Dari steam tabel (Smith,2001) diperoleh :

$$H (300 \text{ }^\circ\text{C}) = 3065,4 \text{ kJ/kg}$$

$$H (150 \text{ }^\circ\text{C}) = 632,1 \text{ kJ/kg}$$

Kandungan panas steam :

$$\begin{aligned} \Delta H &= H(300 \text{ }^\circ\text{C}) - H(150 \text{ }^\circ\text{C}) \\ &= 2433,3 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Jumlah steam yang diperlukan :

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = \frac{10799332,19 \text{ kJ/jam}}{2433,3 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 4438,14 \text{ kg/jam}$$

Sehingga diperoleh :

Tabel LB.21 Neraca Energi Pada Heater 3 (E-202)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	296811,627	-
Produk	-	11096143,82
Steam	10799332,19	-
Total	11096143,82	11096143,82

LB.9 Destilasi

Fungsi : memisahkan vinil asetat dari asam asetat.

Menentukan suhu umpan masuk :

Umpan yang masuk ke kolom destilasi merupakan cairan jenuh. Untuk menentukan suhu umpan, maka dilakukan perhitungan *bubble point* dengan cara trial suhu umpan hingga syarat $\sum K_i \cdot X_i = 1$ terpenuhi.

$$P = 101,325 \text{ kPa}$$

$$K = P_i/P$$

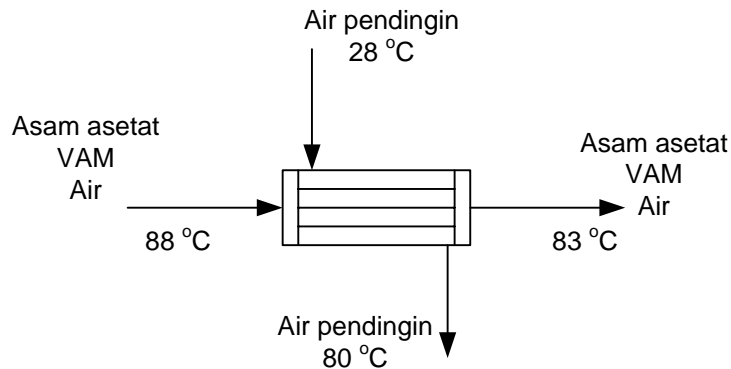
$$\text{Trial : } T = 361,15 \text{ K (88}^\circ\text{C)}$$

Komponen	Pi	Xi	Ki	Ki.Xi
CH ₃ COOH	36,05407	0,360009	0,355826	0,128101
CH ₃ COOC ₂ H ₃	167,6864	0,479935	1,654936	0,794261
H ₂ O	64,38753	0,160056	0,635456	0,101708
Total				1,02407

Maka, suhu umpan pada kolom destilasi (T-201) adalah 361,15 K (88°C).

LB.9.1 Kondensor (E-203)

Fungsi : mengkondensasikan uap dari kolom destilasi



Perhitungan suhu operasi kondensor :

Untuk menentukan suhu operasi pada kondensor, dilakukan perhitungan *dew point*

hingga syarat $\sum \frac{Y_i}{K_i} = 1$ terpenuhi.

$$P = 101,325 \text{ kPa}$$

$$K = P_i/P$$

$$\text{Trial : } T = 356,15 \text{ K (83}^\circ\text{C)}$$

Tabel LB.22 Data perhitungan *dew point*

Komponen	P _i	Y _i	K _i	Y _i /K _i
CH ₃ COOH	29,9094	0,001006	0,295183	0,00341
CH ₃ COOC ₂ H ₃	143,2898	0,749272	1,41416	0,529836
H ₂ O	52,97835	0,249721	0,522856	0,47761
Total				1,010855

Temperatur operasi kondensor (suhu destilat) yang diperoleh dari perhitungan adalah 356,15 K (83°C). Hasil ini tidak sesuai dengan kondisi sebenarnya, dimana campuran vinil asetat dan air dengan perbandingan 3:1 akan mencapai kesetimbangan azeotrop yang memiliki titik didih 338,15 K (65°C). Sehingga temperatur operasi yang digunakan pada kondensor E – 204 adalah 338,15 K (65°C).

Panas masuk T = 361,15 K (88°C) dan tekanan 101,325 kPa

$$\text{Panas masuk : } Q_{in} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{BP} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{vl}) + \int_{BP}^{361,15} C_{p(g)} dT \right)$$

Tabel LB.23 Panas masuk Kondensor (E-203)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T1}^{T2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T1}^{T2} C_{p(g)} dT$	Q in
CH ₃ COOH	0,583	-	6300,541093	-	3673,215457
CH ₃ COOC ₂ H ₃	434,034	31490	7694,868055	1693,898022	17742774,36
H ₂ O	144,657	-	4757,309956	-	688178,1863
Total					18434625,76

Panas keluar T = 338,15 K (65°C) dan tekanan 101,325 kPa

$$\text{Panas keluar : } Q_{out} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{BP} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{vl}) + \int_{BP}^{421,15} C_{p(g)} dT \right)$$

Tabel LB.24 Panas keluar Kondensor (E-203)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T1}^{T2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T1}^{T2} C_{p(g)} dT$	Q out
CH ₃ COOH	0,583	-	3928,500669	-	2290,31589
CH ₃ COOC ₂ H ₃	434,034	31490	7694,868055	-	17007565,02
H ₂ O	144,657	-	3012,054665	-	435714,7916
Total					17445570,13

$$\begin{aligned} Q &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 17445570,13 - 18434625,76 \\ &= -989055,63 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Air pendingin yang digunakan adalah air pada suhu 301,15 K (28°C) dan keluar sebagai air pendingin bekas pada suhu 353,15 K (80°C).

$$H (28^\circ\text{C}) = \int_{298,15}^{301,15} C_{p(l)} dT \text{ J/mol} = 224,75 \text{ J/mol}$$

$$H(60\text{ }^{\circ}\text{C}) = \int_{298,15}^{333,15} C_{p(l)} dT \text{ J/mol} = 2633,89 \text{ J/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= H(60\text{ }^{\circ}\text{C}) - H(28\text{ }^{\circ}\text{C}) \\ &= 2409,14 \text{ J/mol} = 2409,14 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= \frac{2409,14 \text{ kJ/kmol}}{18,015 \text{ kg/kmol}} \\ &= 133,73 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Jumlah air pendingin yang diperlukan :

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = \frac{989055,63 \text{ kJ/jam}}{133,73 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 6764,83 \text{ kg/jam}$$

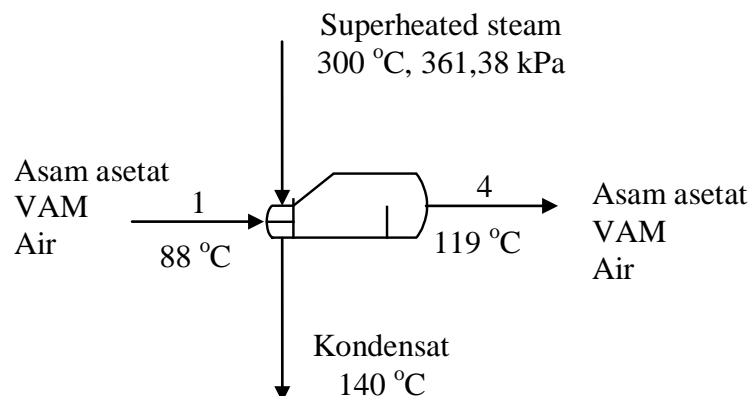
Sehingga diperoleh :

Tabel LB.25 Neraca Energi Pada Kondensor (E-203)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	18434625,76	-
Produk	-	17445570,13
Air pendingin	-	989055,63
Total	18434625,76	18434625,76

LB.10 Reboiler (R-204)

Fungsi : Menguapkan kembali cairan dari kolom destilasi



Perhitungan suhu operasi reboiler :

Untuk menentukan suhu operasi reboiler, dilakukan dengan perhitungan *bubble point*

hingga tercapai syarat $\sum K_i.X_i = 1$

$P = 101,325 \text{ kPa}$

$K = P_i/P$

Trial : $T = 392,15 \text{ K (119}^\circ\text{C)}$

Tabel LB.26 Data perhitungan suhu operasi *reboiler*

Komponen	Pi	Xi	Ki	Ki.Xi
CH ₃ COOH	102,4223	0,996005	1,01083	1,006791
CH ₃ COOC ₂ H ₃	403,1494	0,002992	3,978775	0,011904
H ₂ O	190,7341	0,001003	1,882399	0,001889
Total				1,020584

Maka suhu operasi reboiler adalah 392,15 K (119°C).

Panas masuk T = 361,15 K (88°C) dan tekanan 101,325 kPa

$$\text{Panas masuk : } Q_{in} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{BP} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{vl}) + \int_{BP}^{361,15} C_{p(g)} dT \right)$$

Tabel LB.27 Panas masuk *reboiler* (E-204)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T1}^{T2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T1}^{T2} C_{p(g)} dT$	Q in
CH ₃ COOH	440,749	-	6300,541093	-	2776957,186
CH ₃ COOC ₂ H ₃	1,324	31490	7694,868055	1693,898022	54123,48629
H ₂ O	0,444	-	4757,309956	-	2112,24562
Total					2833192,92

Panas keluar T = 392,15 K (119°C) dan tekanan 101,325 kPa

$$\text{Panas keluar : } Q_{out} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{BP} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{vl}) + \int_{BP}^{392,15} C_{p(g)} dT \right)$$

Alur 30

Tabel LB.28 Panas keluar *Reboiler* pada alur 30 (E-204)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(g)} dT$	Q out
CH ₃ COOH	264,696	24308,7	9524,878118	40,32384415	8966286,354
CH ₃ COOC ₂ H ₃	0,801	31490	7694,868055	5307,666219	35638,51995
H ₂ O	0,278	40656,2	5672,707681	1453,91753	13283,62541
Total					9015208,499

Alur 31

Tabel LB.29 Panas keluar *Reboiler* pada alur 31 (E-204)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(g)} dT$	Q out
CH ₃ COOH	176,037	24308,7	9524,878118	40,32384415	5963060,08
CH ₃ COOC ₂ H ₃	0,534	31490	7694,868055	5307,666219	23759,0133
H ₂ O	0,167	40656,2	5672,707681	1453,91753	7979,73181
Total					5994798,825

$$\begin{aligned} Q &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= (5994798,825 + 9015208,499) - 2833192,92 \\ &= 12176814,41 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah superheated steam pada suhu 573,15 K (300°C) dan keluar sebagai kondensat pada suhu 423,15 K (150°C). Dari steam tabel (Smith,2001) diperoleh :

$$H(300^\circ\text{C}) = 3065,4 \text{ kJ/kg}$$

$$H(150^\circ\text{C}) = 588,96 \text{ kJ/kg}$$

Kandungan panas steam :

$$\begin{aligned} \Delta H &= H(300^\circ\text{C}) - H(150^\circ\text{C}) \\ &= 2476,44 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Jumlah steam yang diperlukan :

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = \frac{12176814,41 \text{ kJ/jam}}{2476,44 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 4917,06 \text{ kg/jam}$$

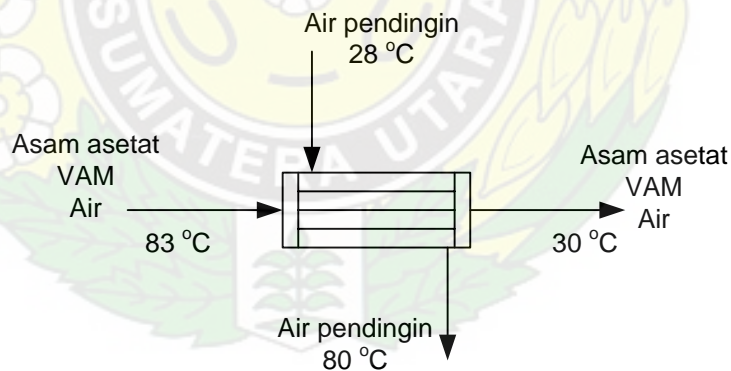
Sehingga diperoleh :

Tabel LB.30 Neraca Energi Pada Reboiler (E-204)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	2833192,92	-
Produk	-	15010007,33
Steam	12176814,41	-
Total	15010007,33	15010007,33

LB.11 Cooler (R-205)

Fungsi : Menurunkan temperatur campuran keluaran kondensor sebelum masuk ke dekanter.



Panas masuk T = 338,15 K (65°C) Tekanan 101,325 kPa

$$\text{Panas masuk : } Q_{in} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{BP} C_{p(l)} dT + (\Delta H_{vl}) + \int_{BP}^{356,15} C_{p(g)} dT \right)$$

Dimana, BP = *Boiling Point*

Tabel LB.31 Panas masuk *Cooler 2* (E-205)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(g)} dT$	Q in
CH ₃ COOH	0,316	-	3928,500669	-	1241,406211
CH ₃ COOC ₂ H ₃	234,615	-	7694,868055	-	1805331,469
H ₂ O	78,213	-	3012,054665	-	235581,8315
Total					2042154,71

Panas keluar T = 303,15 K (30°C) tekanan 101,325 kPa

$$\text{Panas keluar : } Q_{out} = \sum N_i \left(\int_{298,15}^{303,15} C_{p(l)} dT \right)$$

Tabel LB.32 Panas keluar *Cooler 2* (E-205)

Komponen	N (kmol)	ΔH_{vl}	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(l)} dT$	$\int_{T_1}^{T_2} C_{p(g)} dT$	Q out
CH ₃ COOH	0,316	-	474,2104904	-	149,850515
CH ₃ COOC ₂ H ₃	234,615	-	781,7287843	-	183405,2987
H ₂ O	78,213	-	374,7054825	-	29306,8399
Total					212861,99

$$\begin{aligned} Q &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 212861,99 - 2042154,71 \\ &= -1829292,717 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Air pendingin yang digunakan adalah air pada suhu 301,15 K (28°C) dan keluar sebagai air pendingin bekas pada suhu 353,15 K (80°C).

$$H(28^\circ\text{C}) = \int_{298,15}^{301,15} C_{p(l)} dT \text{ J/mol} = 224,75 \text{ J/mol}$$

$$H(60^\circ\text{C}) = \int_{298,15}^{333,15} C_{p(l)} dT \text{ J/mol} = 2633,89 \text{ J/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= H(80^\circ\text{C}) - H(28^\circ\text{C}) \\ &= 2409,14 \text{ J/mol} = 2409,14 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$= \frac{2409,14 \text{ kJ/kmol}}{18,015 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 133,73 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah air pendingin yang diperlukan :

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = \frac{11829292,717 \text{ kJ/jam}}{133,73 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 13679 \text{ kg/jam}$$

Sehingga diperoleh :

Tabel LB.33 Neraca Energi Pada Cooler 2 (E-205)

	Alur masuk (kJ/jam)	Alur keluar (kJ/jam)
Umpan	2042154,71	-
Produk	-	212861,99
Air pendingin	-	1829292,72
Total	2042154,71	2042154,71

LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

LC.1 Tangki Penyimpanan Etilena (TK – 101)

Fungsi : Menyimpan etilena cair untuk kebutuhan 20 hari
Bahan konstruksi : *Low alloy steel SA-353*
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *elipsoidal*
Jenis sambungan : *Single welded butt joints*
Jumlah : 4 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 1,5 Bar = 150 kPa

Temperatur = -115 °C = 158 K

Laju alir massa = 2819 kg/jam

Densitas etilena = 577 kg/m³ (Demian dan Bildea, 2008)

Kebutuhan perancangan = 20 hari

Faktor kelonggaran = 20%

Perhitungan:

a. Volume Tangki

$$\text{Volume cairan, } V_1 = \frac{2819 \text{ kg/jam} \times 20 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{577 \text{ kg/m}^3} = 2345,0953 \text{ m}^3$$

Direncanakan membuat 4 tangki dan faktor kelonggaran 20%, maka :

$$\text{Volume 1 tangki, } V_1 = \frac{1,2 \times 2345,0953 \text{ m}^3}{4} = 703,5286 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan Tinggi *Shell*

Direncanakan:

- Tinggi silinder (H_s) : Diameter (D) = 5 : 4
- Tinggi tutup (H_t) : Diameter (D) = 1 : 4

- Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{5}{4} D \right)$$

$$V_s = \frac{5\pi}{16} D^3$$

- Volume tutup tangki (V_h) :

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) = \frac{\pi}{24} D^3 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

- Volume tangki (V) :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= \frac{17}{48} \pi D^3$$

$$703,5286 \text{ m}^3 = 1,1126 D^3$$

$$D^3 = 632,3284 \text{ m}^3$$

$$D = 8,5830 \text{ m} = 337,9153 \text{ in}$$

$$H_s = \frac{5}{4} D = 10,7288 \text{ m}$$

- c. Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki} = 8,5830 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup } (H_d) = \frac{1}{4} D = 2,1458 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H_s + H_d = (10,7288 + 2,1458) \text{ m} = 12,8746 \text{ m}$$

- d. Tebal *shell* tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Low alloy steel SA-353* diperoleh data :

$$\text{- Allowable stress } (S) = 22500 \text{ psia}$$

$$\text{- Joint efficiency } (E) = 0,8$$

$$\text{- Corrosion allowance } (C) = 0.25 \text{ mm/tahun}$$

(Timmerhaus, 2004)

$$= 0,0098 \text{ in/tahun}$$

$$\text{- Umur tangki } (n) = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Volume cairan} = 586,2738 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{586,2738 \text{ m}^3}{703,5286 \text{ m}^3} \times 10,7288 \text{ m} = 8,9407 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik:

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \rho \times g \times l$$

$$= 577 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 8,9407 \text{ m} = 50,5559 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi (P_o) = 150 kPa

$$P = 50,5559 \text{ kPa} + 150 \text{ kPa} = 200,5559 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{design}} = (1,2) \times (200,5559) = 240,6671 \text{ kPa} = 34,9059 \text{ psi}$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P} \quad (\text{Walas dkk, 2005})$$

Dimana :

P = tekanan desain (psig)

R = jari-jari dalam tangki (in)

S = *allowable stress* (psia)

E = *joint efficiency*

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P}$$

$$= \left(\frac{(34,9059 \text{ psi}) (337,9153/2 \text{ in})}{(22500 \text{ psia})(0,8) - 0,6(34,9059 \text{ psi})} \right)$$

$$= 0,3280 \text{ in}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,0098 \text{ in/tahun}$$

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan dengan perkiraan umur alat adalah 10 tahun

$$= 0,3280 + (10 \times 0,0098)$$

$$= 0,4265 \text{ in}$$

$$\text{Tebal } shell \text{ standar yang digunakan} = \frac{1}{2} \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

e. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan *shell*.

Tebal tutup atas yang digunakan = $\frac{1}{2}$ in

LC.2 Tangki Penyimpanan Oksigen (TK – 102)

Fungsi : Menyimpan oksigen cair untuk kebutuhan 20 hari

Bahan konstruksi : *Low alloy steel SA-353*

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *elipsoidal*

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 1,5 Bar = 150 kPa

Temperatur = -193 °C = 80 K

Laju alir massa = 1929 kg/jam

Densitas oksigen = 71,23 lb/scf = 71,23 x 16,02 = 1141,1046 kg/m³

(Sumber: <http://www.airproducts.com>)

Kebutuhan perancangan = 20 hari

Faktor kelonggaran = 20%

Perhitungan:

a. Volume Tangki

$$\text{Volume cairan, } V_1 = \frac{1929 \text{ kg/jam} \times 20 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{1141,1046 \text{ kg/m}^3} = 811,4243 \text{ m}^3$$

Direncanakan membuat 1 tangki dan faktor kelonggaran 20%, maka :

$$\text{Volume 1 tangki, } V_1 = 1,2 \times 811,4243 = 973,7092 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan Tinggi *Shell*

Direncanakan:

- Tinggi silinder (H_s) : Diameter (D) = 5 : 4

- Tinggi tutup (H_t) : Diameter (D) = 1 : 4

- Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{5}{4} D \right)$$

$$V_s = \frac{5\pi}{16} D^3$$

- Volume tutup tangki (V_e) :

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) = \frac{\pi}{24} D^3 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

- Volume tangki (V) :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= \frac{17}{48} \pi D^3 \end{aligned}$$

$$973,7092 \text{ m}^3 = 1,1126 D^3$$

$$D^3 = 875,1656 \text{ m}^3$$

$$D = 9,5651 \text{ m} = 376,5799 \text{ in}$$

$$H_s = \frac{5}{4} D = 11,9564 \text{ m}$$

c. Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki} = 9,5651 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup } (H_d) = \frac{1}{4} D = 2,3913 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H_s + H_d = (11,9564 + 2,3913) \text{ m} = 14,3477 \text{ m}$$

d. Tebal *shell* tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Low alloy steel SA-353* diperoleh data :

$$\text{- Allowable stress } (S) = 22500 \text{ psia}$$

$$\text{- Joint efficiency } (E) = 0,8$$

$$\begin{aligned} \text{- Corrosion allowance } (C) &= 0,25 \text{ mm/tahun} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 0,0098 \text{ in/tahun} \end{aligned}$$

$$\text{- Umur tangki } (n) = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Volume cairan} = 811,4243 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{811,4243 \text{ m}^3}{973,7092 \text{ m}^3} \times 14,3477 \text{ m} = 9,9637 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik:

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \rho \times g \times l$$
$$= 1141,1046 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 9,9637 \text{ m} = 111,4220 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi (P_o) = 150 kPa

$$P = 111,4220 \text{ kPa} + 150 \text{ kPa} = 261,4220 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{design}} = (1,2) \times (261,4220) = 313,7064 \text{ kPa} = 45,4993 \text{ psi}$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P} \quad (\text{Walas dkk, 2005})$$

Dimana :

P = tekanan desain (psig)

R = jari-jari dalam tangki (in)

S = *allowable stress* (psia)

E = *joint efficiency*

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P}$$
$$= \left(\frac{(45,4993 \text{ psi}) (360,1946/2 \text{ in})}{(22500 \text{ psia})(0,8) - 0,6(45,4993 \text{ psi})} \right)$$
$$= 0,4767 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,0098 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan dengan perkiraan umur alat adalah 10 tahun

$$= 0,4767 + (10 \times 0,0098)$$

$$= 0,5751 \text{ in}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = $\frac{3}{4}$ in (Brownell,1959)

e. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan *shell*.

Tebal tutup atas yang digunakan = $\frac{3}{4}$ in

LC.3 Tangki Penyimpanan Asam Asetat (TK – 103)

Fungsi	: Menyimpan asam asetat untuk kebutuhan 20 hari
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA –285 Grade C</i>
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Jenis sambungan	: <i>Single welded butt joints</i>
Jumlah	: 2 unit

Kondisi operasi :

Tekanan	= 101,325 kPa	
Temperatur	= 30 °C = 303,15 K	
Laju Alir Massa	= 3541 kg/jam	
Kebutuhan perancangan	= 20 hari	
Densitas Asam asetat	= 1049,2 kg/m ³	(Demian dan Bildea, 2008)
Faktor kelonggaran	= 20%	

Perhitungan:

a. Volume Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{3541 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{1049,2 \text{ kg/m}^3} = 1619,9771 \text{ m}^3$$

Direncanakan membuat 2 tangki dan faktor kelonggaran 20%, maka :

$$\text{Volume 1 tangki, } V_1 = \frac{1,2 \times 1619,9771 \text{ m}^3}{2} = 971,9863 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan Tinggi *Shell*

- Tinggi silinder (H_s) : Diameter (D) = 4 : 3

- Tinggi tutup (H_d) : Diameter (D) = 1 : 4

- Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{4}{3} D \right)$$

$$V_s = \frac{\pi}{3} D^3$$

- Volume tutup tangki (V_e) :

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) = \frac{\pi}{24} D^3 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

- Volume tangki (V) :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= \frac{3}{8} \pi D^3 \end{aligned}$$

$$971,9863 \text{ m}^3 = 1,1781 D^3$$

$$D^3 = 825,0457 \text{ m}^3$$

$$D = 9,3791 \text{ m} = 369,2548 \text{ in}$$

$$H_s = \frac{4}{3} D = 12,5054 \text{ m}$$

c. Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki} = 9,3791 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup (H}_d) = \frac{1}{4} D = 2,3448 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H_s + H_d = (12,5054 + 2,3448) \text{ m} = 14,8502 \text{ m}$$

d. Tebal *shell* tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA -285 Grade C* diperoleh data :

$$\text{- Allowable stress (S)} = 13750 \text{ psia}$$

$$\text{- Joint efficiency (E)} = 0,8$$

$$\begin{aligned} \text{- Corrosion allowance (C)} &= 0.25 \text{ mm/tahun} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 0,0098 \text{ /tahun} \end{aligned}$$

$$\text{- Umur tangki (n)} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Volume cairan} = 809,9886 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{809,9886 \text{ m}^3}{971,9863 \text{ m}^3} \times 14,8502 \text{ m} = 10,4212 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik:

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \rho \times g \times l$$
$$= 1049,2 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 10,4212 \text{ m} = 107,1523 \text{ kPa}$$

$$P_o = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 107,1523 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 208,4773 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 208,4773 = 250,1728 \text{ kPa} = 36,2846 \text{ psi}$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P} \quad (\text{Walas dkk, 2005})$$

Dimana :

P = tekanan desain (psig)

R = jari-jari dalam tangki (in)

S = *allowable stress* (psia)

E = *joint efficiency*

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P}$$
$$= \left(\frac{(36,2846 \text{ psi})(369,2548/2 \text{ in})}{(13750 \text{ psia})(0,8) - 0,6(36,2846 \text{ psi})} \right)$$
$$= 0,6102 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,0098 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan dengan perkiraan umur alat adalah 10 tahun

$$= 0,6102 + (10 \times 0,0098)$$

$$= 0,7086 \text{ in}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = $\frac{3}{4}$ in (Brownell,1959)

e. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan *shell*.

Tebal tutup atas yang digunakan = $\frac{3}{4}$ in

LC.4 Tangki Penyimpanan Vinil Asetat (TK –201)

Fungsi : Menyimpan vinil asetat untuk kebutuhan 20 hari

Fahmi Arief Nasution : Pembuatan Vinil Asetat Dari Etilena, Asam Asetat Dan Oksigen Dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun, 2009.

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA –285 Grade C*
 Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*
 Jenis sambungan : *Single welded butt joints*
 Jumlah : 3 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 101,325 kPa
 Temperatur = 30 °C = 303,15 K
 Laju Alir Massa = 5051 kg/jam
 Kebutuhan perancangan = 20 hari
 Faktor kelonggaran = 20%

Tabel LC.1 Data pada Alur 34

Komponen	F (kg/jam)	Fraksi Berat	ρ (kg/m ³)	ρ_{campuran} (kg/m ³)
Vinil asetat	4418	0,99977	929,965	929,7511
Air	1	0,00023	995,68	0,229
Total	4419	1		929,9801

(Sumber: Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Perhitungan:

a. Volume Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{5051 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{929,9801 \text{ kg/m}^3} = 2607,0235 \text{ m}^3$$

Direncanakan membuat 3 tangki dan faktor kelonggaran 20%, maka :

$$\text{Volume 1 tangki, } V_1 = \frac{1,2 \times 2607,0235 \text{ m}^3}{3} = 1042,8094 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan Tinggi *Shell*

- Tinggi silinder (H_s) : Diameter (D) = 4 : 3
- Tinggi tutup (H_d) : Diameter (D) = 1 : 4
- Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{4}{3} D \right)$$

$$V_s = \frac{\pi}{3} D^3$$

- Volume tutup tangki (V_e) :

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) = \frac{\pi}{24} D^3 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

- Volume tangki (V) :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$1042,8094 \text{ m}^3 = 1,1781 D^3$$

$$D^3 = 885,162 \text{ m}^3$$

$$D = 9,6015 \text{ m} = 378,0139 \text{ in}$$

$$H_s = \frac{4}{3} D = 12,8021 \text{ m}$$

c. Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki} = 9,6015 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup } (H_d) = \frac{1}{4} D = 2,4004 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H_s + H_d = (12,8021 + 2,4004) \text{ m} = 15,2025 \text{ m}$$

d. Tebal *shell* tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA -285 Grade C* diperoleh data :

- *Allowable stress* (S) = 13750 psia
- *Joint efficiency* (E) = 0,8
- *Corrosion allowance* (C) = 0.25 mm/tahun (Timmerhaus, 2004)
= 0,0098/tahun
- Umur tangki (n) = 10 tahun

$$\text{Volume cairan} = 867,6745 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{867,6745 \text{ m}^3}{1042,8094 \text{ m}^3} \times 15,2025 \text{ m} = 10,6684 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik:

$$\begin{aligned} P_{\text{Hidrostatik}} &= \rho \times g \times l \\ &= 292,9801 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 10,6684 \text{ m} = 97,2296 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$P_o = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 97,2296 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 198,5546 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 198,5546 = 238,2655 \text{ kPa} = 34,5576 \text{ psi}$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P} \quad (\text{Walas dkk, 2005})$$

Dimana :

P = tekanan desain (psig)

R = jari-jari dalam tangki (in)

S = *allowable stress* (psia)

E = *joint efficiency*

$$\begin{aligned} t &= \frac{PR}{SE - 0,6P} \\ &= \left(\frac{(34,5576 \text{ psi})(378,0139/2 \text{ in})}{(13750 \text{ psia})(0,8) - 0,6(34,5576 \text{ psi})} \right) \\ &= 0,5949 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,0098 \text{ in/tahun}$$

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan dengan perkiraan umur alat adalah 10 tahun

$$= 0,5949 + (10 \times 0,0098)$$

$$= 0,6933 \text{ in}$$

$$\text{Tebal } shell \text{ standar yang digunakan} = \frac{3}{4} \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

e. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan *shell*.

$$\text{Tebal tutup atas yang digunakan} = \frac{3}{4} \text{ in}$$

LC.5 Tangki Pencampur I (V –101)

Fungsi : Untuk mencampur asam asetat *recycle* dengan asam asetat *fresh*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA –285 Grade C*

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 101,325kPa

Temperatur = 96,75 °C = 369,9 K

Laju Alir Massa = 14161 kg/jam

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor kelonggaran = 20%

Tabel LC.2 Data pada tangki pencampur I (V-101)

Komponen	F (kg/jam)	Fraksi Berat	ρ (kg/m ³)	ρ_{campuran} (kg/m ³)
Vinil asetat	40	0,003228	830,5035	2,6576
Air	3	0,000242	960,6420	0,1921
Asam Asetat	12348	0,996530	964,3840	961,0087
Total	12391	1		963,8584

(Sumber: Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Perhitungan:

a. Volume Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{14161 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{963,8584 \text{ kg/m}^3} = 14,6920 \text{ m}^3$$

Direncanakan membuat 1 tangki dan faktor kelonggaran 20%, maka :

$$\text{Volume tangki, } V_1 = 1,2 \times 14,6920 = 17,6304 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan Tinggi *Shell*

- Tinggi silinder (H_s) : Diameter (D) = 4 : 3
- Tinggi tutup (H_d) : Diameter (D) = 1 : 4
- Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{4}{3} D \right)$$

$$V_s = \frac{\pi}{3} D^3$$

- Volume tutup tangki (V_e) :

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) = \frac{\pi}{24} D^3 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

- Volume tangki (V) :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$17,6304 \text{ m}^3 = 1,1781 D^3$$

$$D^3 = 14,9651 \text{ m}^3$$

$$D = 2,4643 \text{ m} = 97,0197 \text{ in}$$

$$H_s = \frac{4}{3} D = 3,2857 \text{ m}$$

c. Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki} = 2,4643 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup } (H_d) = \frac{1}{4} D = 0,6161 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H_s + H_d = (3,2857 + 0,6161) \text{ m} = 3,9018 \text{ m}$$

d. Tebal *shell* tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA -285 Grade C*

diperoleh data :

$$\text{- Allowable stress } (S) = 13750 \text{ psia}$$

$$\text{- Joint efficiency } (E) = 0,8$$

$$\text{- Corrosion allowance } (C) = 0,25 \text{ mm/tahun} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 0,0098/\text{tahun}$$

$$\text{- Umur tangki } (n) = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Volume cairan} = 14,692\text{m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{14,692 \text{ m}^3}{17,6304 \text{ m}^3} \times 3,9018 \text{ m} = 2,7381 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik:

$$\begin{aligned} P_{\text{Hidrostatik}} &= \rho \times g \times l \\ &= 963,8584 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 2,7381 \text{ m} = 25,8637 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$P_o = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 25,8637 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 127,1887 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 127,1887 = 152,6264 \text{ kPa} = 22,1366 \text{ psi}$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P} \quad (\text{Walas dkk, 2005})$$

Dimana :

P = tekanan desain (psig)

R = jari-jari dalam tangki (in)

S = *allowable stress* (psia)

E = *joint efficiency*

$$\begin{aligned} t &= \frac{PR}{SE - 0,6P} \\ &= \left(\frac{(22,1366 \text{ psi}) (92,7963/2 \text{ in})}{(13750\text{psia})(0,8) - 0,6(22,1366 \text{ psi})} \right) \\ &= 0,0977 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,0098 \text{ in/tahun}$$

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan dengan perkiraan umur alat adalah 10 tahun

$$= 0,0977 + (10 \times 0,0098)$$

$$= 0,1962 \text{ in}$$

$$\text{Tebal } shell \text{ standar yang digunakan} = \frac{1}{4} \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

e. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan *shell*.

Tebal tutup atas yang digunakan = $\frac{1}{4}$ in

LC.6 Tangki Pencampur II (V –201)

Fungsi : Untuk mencampur vinil asetat *recycle* dengan campuran yang berasal dari *knock out drum*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA –285 Grade C*

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *ellipsoidal*

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 101,325 kPa

Temperatur = 30 °C = 303,15 K

Laju Alir Massa = 32246 kg/jam

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Faktor kelonggaran = 20%

Tabel LC.3 Data pada tangki pencampur II (V-201)

Komponen	F (kg/jam)	Fraksi Berat	ρ (kg/m ³)	ρ_{campuran} (kg/m ³)
Vinil asetat	17713	0,627787	929,965	583,8196
Air	1236	0,0438	995,68	43,6108
Asam Asetat	9266	0,3284	1049,2	344,5573
Total	28215	1		971,9877

(Sumber: Demian dan Bildea, 2008; Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Perhitungan:

a. Volume Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{32246 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{971,9877 \text{ kg/m}^3} = 33,1753 \text{ m}^3$$

Direncanakan membuat 1 tangki dan faktor kelonggaran 20%, maka :

$$\text{Volume tangki, } V_1 = 1,2 \times 33,1753 = 39,8104 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan Tinggi *Shell*

- Tinggi silinder (H_s) : Diameter (D) = 4 : 3

- Tinggi tutup (H_d) : Diameter (D) = 1 : 4

- Volume shell tangki (V_s) :

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{4}{3} D \right)$$

$$V_s = \frac{\pi}{3} D^3$$

- Volume tutup tangki (V_e) :

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) = \frac{\pi}{24} D^3 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

- Volume tangki (V) :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= \frac{3}{8} \pi D^3 \\ 39,8104 \text{ m}^3 &= 1,1781 D^3 \\ D^3 &= 33,792 \text{ m}^3 \\ D &= 3,233 \text{ m} = 127,2833 \text{ in} \\ H_s &= \frac{4}{3} D = 4,3107 \text{ m} \end{aligned}$$

- c. Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki} = 3,233 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup (H}_d) = \frac{1}{4} D = 0,8082 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = H_s + H_d = (4,3107 + 0,8082) \text{ m} = 5,1189 \text{ m}$$

- d. Tebal *shell* tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA -285 Grade C* diperoleh data :

- *Allowable stress (S)* = 13750 psia
- *Joint efficiency (E)* = 0,8
- *Corrosion allowance (C)* = 0.25 mm/tahun (Timmerhaus, 2004)
= 0,0098/tahun
- Umur tangki (n) = 10 tahun

Volume cairan = 33,1753 m³

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{33,1753 \text{ m}^3}{39,8104 \text{ m}^3} \times 5,1189 \text{ m} = 3,5922 \text{ m}$$

Tekanan Hidrostatik:

$$\begin{aligned} P_{\text{Hidrostatik}} &= \rho \times g \times l \\ &= 971,9877 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 3,5922 \text{ m} = 34,2176 \text{ kPa} \end{aligned}$$

$$P_o = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 34,2176 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 135,5426 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 135,5426 = 162,6511 \text{ kPa} = 23,5906 \text{ psi}$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P} \quad (\text{Walas dkk, 2005})$$

Dimana :

P = tekanan desain (psig)

R = jari-jari dalam tangki (in)

S = *allowable stress* (psia)

E = *joint efficiency*

$$\begin{aligned} t &= \frac{PR}{SE - 0,6P} \\ &= \left(\frac{(23,5906 \text{ psi}) (127,2833/2 \text{ in})}{(13750 \text{ psia})(0,8) - 0,6(23,5906 \text{ psi})} \right) \\ &= 0,1367 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,0098 \text{ in/tahun}$$

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan dengan perkiraan umur alat adalah 10 tahun

$$= 0,1367 + (10 \times 0,0098)$$

$$= 0,2351 \text{ in}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = ¼ in (Brownell, 1959)

e. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan *shell*.

Tebal tutup atas yang digunakan = ¼ in

LC.7 Akumulator (V-202)

Fungsi : Mengumpulkan destilat yang keluar dari kondensor (E-203)
Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA –285 Grade C*
Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup *ellipsoidal*
Jenis sambungan : *Single welded butt joints*
Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 101,325 kPa
Temperatur = 65 °C = 338,15 K
Kebutuhan perancangan = 1 jam
Faktor kelonggaran = 20%

Tabel LC.4 Data pada akumulator (V-202)

Komponen	F (kg/jam)	Fraksi Berat	ρ (kg/m ³)	ρ_{campuran} (kg/m ³)
Vinil asetat	37366	0,93398	915,8104	855,3511
Air	2606	0,06516	980,525	63,891
Asam Asetat	35	0,00086	1030,495	0,8831
Total	40007	1		920,1252

(Sumber: Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Perhitungan:

a. Volume Tangki

$$\text{Volume larutan, } V_1 = \frac{40007 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{920,1252 \text{ kg/m}^3} = 43,48 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1 + 0,2) \times 43,48 \text{ m}^3 = 52,1759 \text{ m}^3$$

$$\text{Fraksi volum} = \frac{V_1}{V_t} = \frac{43,48}{52,1759} = 0,8333$$

Dari gambar 18.15 pada buku Walas dkk, *Chemical Process Equipment* diperoleh untuk fraksi volum 0,8333 maka $H/D = 0,777$

Asumsi $L/D = 3$

Digunakan dua buah tutup *ellipsoidal* maka volume tutup adalah:

$$\begin{aligned}
 V_h = V_o(V/V_o) &= 2 [0,1309D^3(2)(H/D)^2(1,5-H/D)] && \text{(Walas dkk, 2005)} \\
 &= 2 [0,1309D^3(2)(0,777)^2(1,5-0,777)] \\
 &= 0,2285D^3
 \end{aligned}$$

Kapasitas *shell*:

$$\begin{aligned}
 \theta &= 2 \arccos (1-2H/D) = 2 \arccos (1-2(0,777)) = 2 \arccos (1-1,554) \\
 &= 4,3159 \text{ rad}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_s = V_o(V/V_o) &= \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2 L \left(\frac{1}{2\pi}\right) (\theta - \sin \theta) && \text{(Walas dkk, 2005)} \\
 &= \left(\frac{\pi}{4}\right) D^2 L \left(\frac{1}{2\pi}\right) (4,3159 - \sin 4,3159) \\
 &= 0,6548 D^2 L
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = V_h + V_s = 0,2285D^3 + 0,6548 D^2 L$$

Dimana $L/D = 3$, maka volume tangki adalah:

$$V_t = 0,2285D^3 + 1,9644D^3 = 2,1929D^3$$

$$52,1759 \text{ m}^3 = 2,1929D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{52,1759}{2,1929}} = 2,8762 \text{ m} = 113,2358 \text{ in.}$$

$$L = \frac{52,1759 - 0,2285(2,8762)^3}{0,6548(2,8762)^2} = 8,6286 \text{ m.}$$

$$\text{Tinggi cairan} = H/D = 0,777 (2,8762) = 2,2348 \text{ m.}$$

Perhitungan tinggi tutup:

$$H_d = \frac{D}{4} = \frac{2,8762}{4} = 0,719 \text{ m} \quad \text{(Walas dkk, 2005)}$$

Perhitungan tinggi *shell*:

$$H_s = L - 2H_d = 8,6286 - 2(0,719) = 7,1905 \text{ m.}$$

d. Tebal *shell* tangki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA -285 Grade C* diperoleh data :

- *Allowable stress (S)* = 13750 psia
- *Joint efficiency (E)* = 0,8

- *Corrosion allowance (C)* = 0.25 mm/tahun (Timmerhaus,2004)
= 0,0098/tahun

- Umur tangki (n) = 10 tahun

Tekanan Hidrostatik:

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \rho \times g \times l$$

$$= 920,1252 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 2,2348 \text{ m} = 20,1517 \text{ kPa}$$

$$P_o = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 20,1517 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 121,4767 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 121,4767 = 145,7721 \text{ kPa} = 21,1425 \text{ psi}$$

Tebal *shell* tangki:

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P} \quad (\text{Walas dkk, 2005})$$

Dimana :

P = tekanan desain (psig)

R = jari-jari dalam tangki (in)

S = *allowable stress* (psia)

E = *joint efficiency*

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P}$$

$$= \left(\frac{(21,1425 \text{ psi}) (113,2358/2 \text{ in})}{(13750 \text{ psia})(0,8) - 0,6(21,1425 \text{ psi})} \right)$$

$$= 0,1089 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,0098 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan dengan perkiraan umur alat adalah 10 tahun

$$= 0,1089 + (10 \times 0,0098)$$

$$= 0,2074 \text{ in}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = ¼ in (Brownell,1959)

e. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan *shell*.

Tebal tutup atas yang digunakan = ¼ in

LC.8 Kompresor (C-101)

Fungsi : menaikkan tekanan asam asetat dari vaporizer 3 (E-103) sebelum masuk ke pencampur gas 2 (M-102)

Jenis : *Reciprocating compressor*

Jumlah : 1 unit dengan 1 stages

Data :

Laju alir massa (m) = 14161 kg/jam

Laju alir volumetrik (m_v) = $\frac{N \times 83,14 \text{ dm}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 421,15 \text{ K}}{1,01325 \text{ bar}}$

$$= \frac{235,71 \text{ kmol} \times 83,14 \text{ dm}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 421,15 \text{ K}}{1,01325 \text{ bar}}$$

$$= 8145,15 \text{ m}^3/\text{jam} = 2,2625 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{m}{m_v} = 1,738 \text{ kg/m}^3$$

Diameter pipa ekonomis (D_e) dihitung dengan persamaan :

$$D_e = 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 0,363 (2,2625)^{0,45} \cdot (1,738)^{0,13}$$

$$= 0,56 \text{ m} = 22,05 \text{ in}$$

Dipilih material pipa commercial steel 22 inci Sch 20 :

- Diameter dalam (ID) = 23,25 in = 1,938 ft
- Diameter luar (OD) = 24 in = 2 ft
- Luas penampang (A) = 425 in² = 2,95 ft²

Daya kompresor :

$$P = 2,78 \times 10^{-4} m_v \times p_1 \times \ln \left(\frac{p_2}{p_1} \right) \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

dimana : P = daya (kW)

m_v = laju alir (m³/jam)

p_1 = tekanan masuk = 101,325 kPa

p_2 = tekanan keluar = 150 kPa

$$P = 2,78 \times 10^{-4} (8145,15) \times 101,325 \times \ln \left(\frac{150}{101,325} \right)$$

$$= 90 \text{ kW}$$

Jika efisiensi motor adalah 75% , maka :

$$P = \frac{78,76}{0,75} = 120,01 \text{ kW} = 160,94 \text{ hp}$$

Maka dipilih kompresor dengan daya 165 hp

LC.9 Kompresor (C-102)

Fungsi : menaikkan tekanan campuran gas dari *heater* 1 (E-104) sebelum masuk ke reaktor (R-101).

Jenis : *Reciprocating compressor*

Jumlah : 1 unit dengan 1 stages

Data :

$$\text{Laju alir massa (m)} = 44470 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir volumetrik (m}_v\text{)} = \frac{N \times 83,14 \text{ dm}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 423,15 \text{ K}}{1,5 \text{ bar}}$$

$$= \frac{1148,8 \text{ kmol} \times 83,14 \text{ dm}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 423,15 \text{ K}}{1,5 \text{ bar}}$$

$$= 6,73596 \text{ dm}^3 = 6735,96 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,87 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{m}{m_v} = 6,602 \text{ kg/m}^3$$

Diameter pipa ekonomis (De) dihitung dengan persamaan :

$$De = 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 0,363 (1,87)^{0,45} \cdot (6,602)^{0,13}$$

$$= 0,62 \text{ m} = 23,04 \text{ in}$$

Dipilih material pipa commercial steel 24 inci Sch 20 :

- Diameter dalam (ID) = 23,25 in = 1,94 ft
- Diameter luar (OD) = 24 in = 2 ft
- Luas penampang (A) = 425 in² = 2,95 ft²

Daya kompresor :

$$P = 2,78 \times 10^{-4} m_v \times p_1 \times \ln\left(\frac{p_2}{p_1}\right) \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

dimana : P = daya (kW)

m_v = laju alir (m^3/jam)

p_1 = tekanan masuk = 101,325 kPa

p_2 = tekanan keluar = 1000 kPa

$$P = 2,78 \times 10^{-4} (6735,96) \times 101.325 \times \ln\left(\frac{1000}{101.325}\right)$$
$$= 434,397 \text{ kW}$$

Jika efisiensi motor adalah 75%, maka :

$$P = \frac{434,397}{0,75} = 579,2 \text{ kW} = 776,71 \text{ hp}$$

Maka dipilih kompresor dengan daya 776,71 hp

LC.10 Kompresor (C-201)

Fungsi : menaikkan tekanan produk gas *recycle* dari splitter (SP-203) sebelum masuk ke pencampur gas 1 (M-101).

Jenis : *Reciprocating compressor*

Jumlah : 1 unit dengan 1 *stage*

Data :

Laju alir massa (m) = 25560 kg/jam

$$\text{Laju alir volumetrik (m}_v) = \frac{N \times 83,14 \text{ dm}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 303,15 \text{ K}}{1,01325 \text{ bar}}$$
$$= \frac{752,25 \times 83,14 \text{ dm}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 303,15 \text{ K}}{1,01325 \text{ bar}}$$
$$= 1871,18 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{m}{m_v} = 13,67 \text{ kg/m}^3$$

Diameter pipa ekonomis (D_e) dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 De &= 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\
 &= 0,363 (1,094)^{0,45} \cdot (13,659)^{0,13} \\
 &= 0,38 \text{ m} = 14,96 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih material pipa commercial steel 16 inci Sch 30 :

- Diameter dalam (ID) = 15,25 in = 1,27 ft
- Diameter luar (OD) = 16 in = 1,33 ft
- Luas penampang (A) = 183 in² = 1,27 ft²

Daya kompresor :

$$P = 2,78 \times 10^{-4} m_v \times p_1 \times \ln\left(\frac{p_2}{p_1}\right) \quad \text{(Timmerhaus, 2004)}$$

dimana : P = daya (kW)

m_v = laju alir (m³/jam)

p_1 = tekanan masuk = 101,325 kPa

p_2 = tekanan keluar = 150 kPa

$$\begin{aligned}
 P &= 2,78 \times 10^{-4} (1871,18) \times 101,325 \times \ln\left(\frac{150}{101,325}\right) \\
 &= 20,677 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Jika efisiensi motor adalah 75%, maka :

$$P = \frac{20,677}{0,75} = 27,57 \text{ kW} = 36,97 \text{ hp}$$

Maka dipilih kompresor dengan daya 37 hp

LC.11 Ekspander (JE-201)

Fungsi : Menurunkan tekanan produk keluaran reaktor (R-101)

Jenis : Centrifugal expander

Jumlah : 1 unit

Data :

Laju alir massa (m) = 44470 kg/jam

Laju alir volumetrik (m_v) = $\frac{N \times 83,14 \text{ dm}^3 \text{ bar/kmol} \cdot K \times 423,15 \text{ K}}{1,01325 \text{ bar}}$

$$= \frac{1119,48 \times 83,14 \text{ dm}^3 \text{ kPa/kmol.K} \times 423,15 \text{ K}}{1000 \text{ kPa}}$$

$$= 3938,41 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,09 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{m}{m_v} = 11,292 \text{ kg/m}^3$$

Diameter pipa ekonomis (D_e) dihitung dengan persamaan :

$$D_e = 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 0,363 (1,09)^{0,45} \cdot (11,292)^{0,13}$$

$$= 0,52 \text{ m} = 20,47 \text{ in}$$

Dipilih material pipa commercial steel 20 inci Sch 20 :

- Diameter dalam (ID) = 21,25 in = 1,77 ft
- Diameter luar (OD) = 22 in = 1,833 ft
- Luas penampang (A) = 355 in² = 2,47 ft²

$$\text{Tekanan masuk } (P_1) = 10 \text{ bar} = 1000 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan keluar } (P_2) = 1,01325 \text{ bar} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Efisiensi ekspander} = 60\% \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

Daya yang dihasilkan :

$$P = \eta \cdot m \cdot (P_2 - P_1) / \rho \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

Dimana : P = daya (kW)

m = laju alir massa (kg/detik)

P_1 = Tekanan masuk (kPa)

P_2 = Tekanan keluar (kPa)

η = efisiensi

ρ = densitas (kg/m³)

Maka :

$$P = \eta \cdot m \cdot (P_2 - P_1) / \rho$$

$$= \frac{0,6 \cdot (12,35) \cdot (101,325 - 1000)}{11,29}$$

$$= - 589,88 \text{ kW} = - 791,038 \text{ hp}$$

Maka daya yang dihasilkan ekspander adalah : 791 hp

LC.12 *Blower* (JB-101)

Fungsi : memompa produk atas dari *knock out drum* (KO-101) menuju spliter 1

Jenis : *blower* sentrifugal

Bahan konstruksi :

Kondisi operasi : 25 °C dan 101,325 kPa

Laju alir (m) = 27376 kg/jam

N (kmol) = 805,73 kmol

$$\text{Laju alir volumetrik (m}_v\text{)} = \frac{N \times 83,14 \text{ dm}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 303,15 \text{ K}}{1,01325 \text{ bar}}$$

$$= \frac{805,73 \text{ kmol} \times 83,14 \text{ dm}^3 \text{ bar/kmol.K} \times 303,15 \text{ K}}{1,01325 \text{ bar}}$$

$$= 27975,58 \text{ m}^3 \text{/jam}$$

Daya *blower* dapat dihitung dengan persamaan,

$$P = \frac{144 \times \text{efisiensi} \times m_v}{33000} \quad (\text{Perry, 1999})$$

Efisiensi *blower*, $\eta = 80 \%$

Sehingga,

$$P = \frac{144 \times 0,8 \times 27975,58}{33000} = 97,66 \text{ hp}$$

Maka dipilih *blower* dengan tenaga 98 hp

LC.13 *Knock Out Drum* (KO-201)

Fungsi : Memisahkan campuran fasa gas dengan fasa cair

Bahan konstruksi : *Low alloy steel SA-353*

Bentuk : Silinder vertikal dengan tutup *ellipsoidal*

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan	= 101,325 kPa = 1 atm
Temperatur	= 30 °C
Laju alir gas (F_{gas})	= 27376 kg/jam
Laju alir cairan (F_{cairan})	= 17094 kg/jam
Laju alir gas (N_{gas})	= 805,73 kmol/jam
Laju alir cairan (N_{cairan})	= 313,75 kmol/jam
Kebutuhan perancangan	= 1 jam
Faktor kelongaran	= 20 %

Tabel LC.5 Komposisi gas pada *knock out drum* (KO-201)

Komponen	BM (g/mol)	F (kg)	N (kmol)	Fraksi mol (X)	BM x X
C ₂ H ₄	28,05	13604	484,9911	0,601925008	16,884
O ₂	32	917	28,65625	0,035565424	1,138094
CO ₂	44,011	12855	292,0861	0,362509568	15,95441
Total		27376	805,73	1	33,98

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{P \times \text{BM}}{R \cdot T} = \frac{1 \text{ atm} \times 33,98 \text{ g/mol}}{(82,057 \times 10^3 \text{ m}^{-3} \cdot \text{atm/mol} \cdot \text{K}) \cdot (303,15 \text{ K})}$$

$$= 1,367 \text{ kg/m}^3 = 0,0853 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\rho_{\text{cairans}} = 1012,782 \text{ kg/m}^3 = 63,228 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Volume gas, } V_{\text{gas}} = \frac{F}{\rho_{\text{gas}}} = \frac{27376 \text{ kg}}{1,367 \text{ kg/m}^3} = 20029,16 \text{ m}^3/\text{jam} = 196,448 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Volume cairan, } V_{\text{ciran}} = \frac{F}{\rho} = \frac{17094 \text{ kg}}{1012,782 \text{ kg/m}^3} = 16,878 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,166 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Kecepatan linear yang diijinkan :

$$u = 0,14 \sqrt{\frac{\rho}{\rho_{\text{gas}}} - 1} \quad (\text{Wallas, 2005})$$

$$u = 0,14 \sqrt{\frac{0,9224}{0,0853} - 1} = 3,81 \text{ ft/detik}$$

Diameter tangki :

$$D = \sqrt{\frac{V_{gas}}{(\pi/4) \cdot u}}$$

(Wallas, 2005)

$$D = \sqrt{\frac{171,98}{(\pi/4) \cdot 3,81}} = 8,11 \text{ ft} = 2,47 \text{ m}$$

Tinggi kolom uap minimum = 5,5 ft

Waktu tinggal (t) = 10 menit = 600 detik

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan, } L_{\text{cairan}} &= \frac{V_{\text{cairan}} \cdot t}{(\pi/4) \cdot D^2} = \frac{16,88 \cdot (600)}{(\pi/4) \cdot 8,11^2} \\ &= 1,93 \text{ ft} = 0,587 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang kolom :

$$\begin{aligned} L &= L_{\text{cairan}} + L_{\text{uap}} \\ &= 1,93 + 5,5 \\ &= 7,43 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\frac{L}{D} = 0,916$$

Karena $L/D < 3$ dan $L/D < 5$ maka spesifikasi tangki vertikal tidak dapat diterima sehingga dilakukan trial terhadap tinggi kolom uap minimum.

Trial tinggi kolom uap minimum = 25 ft

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan, } L_{\text{cairan}} &= \frac{V_{\text{cairan}} \cdot t}{(\pi/4) \cdot D^2} = \frac{16,88 \cdot (600)}{(\pi/4) \cdot 8,11^2} \\ &= 1,93 \text{ ft} = 0,587 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang kolom :

$$\begin{aligned} L &= L_{\text{cairan}} + L_{\text{uap}} \\ &= 1,93 + 25 \\ &= 26,93 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\frac{L}{D} = 3,32$$

Karena $3 < L/D < 5$ maka spesifikasi tangki vertikal dapat diterima.

Perhitungan tebal *shell* tangki :

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times l = 1012,78 \times g \times 0,587 = 5,83 \text{ kPa}$$

$$P_0 = 101,325 \text{ kPa}$$

Faktor kelonggaran = 20 %

$$P_{\text{desain}} = (1,2) \times (5,83 + 101,325) = 128,58 \text{ kPa}$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi Low alloy steel SA-353 diperoleh data

- *Allowable stress* (S) = 155132,1 kPa = 22500 psi
- *Joint efficiency* = 0,8
- *Corrosion allowance* = 0,0098 in/tahun (Timmerhaus, 2004)
- Umur tangki = 10 tahun

a. Tebal *shell* tangki :

$$t = \frac{P.R}{S.E - 0,6.P} + nC$$

$$= \frac{(0,845 \text{ psi}) \cdot \left(\frac{97,32}{2} \text{ in}\right)}{(22500 \text{ psi}) \cdot (0,9) - 0,6 \cdot (0,845 \text{ psi})} + (10) \cdot (0,0098 \text{ in/thn}) = 0,148 \text{ in}$$

Tebal *shell* tangki yang digunakan adalah 1/4 in.

b. Tutup tangki

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki} = 8,11 \text{ ft} = 2,47 \text{ m}$$

$$\text{Rasio axis} = L_h : D = 1 : 4$$

$$L_h = 0,587 \text{ m}$$

$$L \text{ (panjang tangki)} = L_s + 2L_h$$

$$L_s \text{ (panjang shell)} = L - 2L_h = 7,62 - 2 \cdot (0,587) = 6,44 \text{ m}$$

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan shell sehingga tebal tutup 1/4 in.

LC.14 Dekanter (D-201)

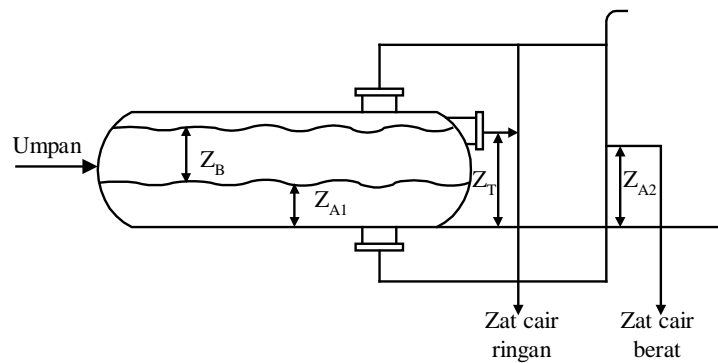
Fungsi : memisahkan vinil asetat dengan air

Jenis : *continuous gravity decanter*

Bentuk : silinder horizontal

Bahan konstruksi : *carbon steel SA-285 grade C*

Jumlah : 1 unit



Z_{A1} = tinggi cairan berat dalam dekanter

Z_{A2} = tinggi lubang keluar cairan berat

Z_B = tinggi cairan ringan dalam dekanter

Z_T = tinggi lubang keluar cairan ringan

Kondisi operasi:

Temperatur = 30°C

Tekanan = 1 atm = 101,325 kPa

Perhitungan densitas campuran

Komponen	BM	F	N	X_i	ρ	$X_i \cdot \rho$
HAC	60,05	19	0,316403	0,00101	1047,1	1,0576
VAM	86,09	20198	234,6149	0,749224	935,6	700,974
Air	18,015	1409	78,2126	0,249766	996	248,767
Total			313,144	1		950,7986

$$\rho_{\text{campuran}} = \sum X_i \cdot \rho_i = 950,7986 \text{ kg/m}^3$$

Perhitungan densitas larutan bawah

Komponen	BM	F	N	X_i	ρ	$X_i \cdot \rho$
HAC	60,05	19	0,316403	0,00403	1047,1	4,2194
Air	18,015	1409	78,2126	0,99597	996	991,986
Total			78,529	1		996,2059

Densitas larutan bawah = 996,2059 kg/m³

Densitas larutan atas = 935,6 kg/m³

Perhitungan viskositas campuran

Komponen	BM	F	N	X_i	μ	$X_i \cdot \mu$
HAC	60,05	19	0,316403	0,00101	1,049203	0,00106
VAM	86,09	20198	234,6149	0,749224	0,383371	0,287231
Air	18,015	1409	78,2126	0,249766	0,815034	0,203568
Total			313,1439	1		0,491859

$$\mu_{\text{campuran}} = \sum X_i \cdot \mu_i = 0,492$$

Perhitungan Waktu Pisah

$$t = \frac{100 \mu}{\rho_A - \rho_B} \quad (\text{McCabe, 1994, hal:34})$$

di mana: t = waktu pisah (jam)

ρ_A, ρ_B = densitas zat cair A dan B (kg/m^3)

μ = viskositas fase kontinu (cp)

Maka:

$$t = \frac{100 (0,492)}{996,2 \text{ kg/m}^3 - 935,6 \text{ kg/m}^3} = 0,812 \text{ jam} = 48,694 \text{ menit}$$

Desain tangki dekanter

$$\begin{aligned} \text{a. Volume cairan} &= \frac{21626 \text{ kg / jam} \times 0,812 \text{ jam}}{950,799 \text{ kg/m}^3} \\ &= 18,459 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dekanter 80 % penuh, maka volume dekanter yang dibutuhkan adalah

$$= \frac{18,459 \text{ m}^3}{0,8} = 23,074 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan panjang shell

- Volume shell tangki (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D_i^2 L; \text{ asumsi : } L : D_i = 3 : 1$$

$$V_s = \frac{3}{4} \pi D_i^3$$

- Volume tutup tangki (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{24} D_i^3$$

(Brownell, 1959, hal:80)

- Volume tangki (V)

$$V = V_s + 2V_e$$

$$V = \frac{10}{12} \pi D_i^3$$

$$20,19 \text{ m}^3 = \frac{10}{12} \pi D_i^3$$

$$D_i = 4,11 \text{ m} = 157,797 \text{ in}$$

$$L = 5,72 \text{ m} = 219,395 \text{ in}$$

c. Diameter dan tinggi tutup

$$\text{Diameter tutup} = \text{diameter tangki} = 4,11 \text{ m} = 157,797 \text{ in}$$

$$\text{Rasio axis} = 2 : 1$$

$$\text{Tinggi tutup} = \frac{1}{2} \left(\frac{4,11}{2} \right) = 1,028 \text{ m} = 39,449 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959, hal: 80})$$

d. Tebal shell tangki

$$\text{Volume cairan (V)} = 18,459 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki (V}_0\text{)} = 23,074 \text{ m}^3$$

$$\frac{V}{V_0} = \frac{18,459}{23,074} = 0,8 \rightarrow \frac{H}{D} = 0,74$$

(Walas, 2005)

$$H = 0,74 \cdot (4,11) = 3,04 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik

$$P = \rho \times g \times l$$

$$= 950,7985 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 3,04 \text{ m}$$

$$= 28356,61 \text{ Pa} = 28,357 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P = 28,357 \text{ kPa} + 101,325 \text{ kPa} = 129,682 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$\text{Maka, } P_{\text{design}} = (1,05) (129,682 \text{ kPa})$$

$$= 136,1657 \text{ kPa} = 19,744 \text{ psia}$$

Direncanakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA-285 grade C*

- *Allowable working stress (S)* : 13.700 psia (Timmerhaus, 2004)

- *Joint efficiency (E)* : 0,85 (Timmerhaus, 2004)

- *Corrossion allowance (C)* : 0,0098 in/tahun (Timmerhaus, 2004)

- *Umur alat (n)* : 10 tahun

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P} + n C$$

$$= \frac{(19,744 \text{ psia}) (157,797 / 2 \text{ in})}{(13.700 \text{ psia})(0,8) - 0,6(19,744 \text{ psia})} + 10 \cdot (0,0098)$$

$$= 0,102 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 1/8 in (Brownell,1959,hal:94)

e. Tebal tutup tangki

Tutup atas tangki terbuat dari bahan yang sama dengan shell.

Tebal tutup atas = 1 in.

Perhitungan lubang keluaran zat cair

Tinggi zat cair, $Z_T = 3,04 \text{ m}$

$$\text{Tinggi zat cair berat, } Z_{A1} = \frac{1249}{17673} \times 2,91 \text{ m} = 0,215 \text{ m}$$

Dari Warren L.McCabe,1994 hal: 34 diperoleh:

$$Z_{A1} = \frac{Z_{A2} - Z_T (\rho_B / \rho_A)}{1 - \rho_B / \rho_A}$$

Maka ketinggian limpahan zat cair berat dari lantai tangki

$$\begin{aligned} Z_{A2} &= Z_{A1} (1 - \rho_B / \rho_A) + Z_T (\rho_B / \rho_A) \\ &= 0,215 \left(1 - \frac{996,206}{935,6}\right) + 3,04 \left(\frac{996,206}{935,6}\right) \\ &= 3,226 \text{ m} \end{aligned}$$

LC.15 Reaktor (R-101)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan vinil asetat

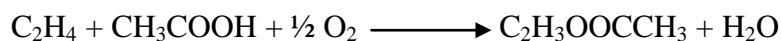
Jenis : *plug flow reactor*

Bentuk : silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal

Bahan konstruksi : *carbon steel SA-285 grade A*

Jumlah : 1 unit

Reaksi yang terjadi:



Temperatur masuk	= 150 °C = 423,15 K	
Temperatur keluar	= 150 °C = 423,15 K	
Tekanan operasi	= 1000 kPa	
Laju alir massa	= 44470 kg/jam	
Laju alir molar	= 1148,805 kmol/jam	
Waktu tinggal (τ) reactor	= 0.0005 jam = 1,8 detik	(Dimian, 2008)

Perhitungan

Desain Tangki

$$C_{AO} = \frac{P}{RT} = \frac{n}{V} = 1,369 \text{ kmol/m}^3$$

a. Volume reaktor

$$V = \frac{\tau F_{AO}}{C_{AO}} = \frac{0,0005 \text{ jam}^{-1} \cdot (553,33 \text{ kmol/jam})}{1,369 \text{ kmol/m}^3} = 0,202 \text{ m}^3$$

Setiap 1 m³ katalis dapat menghasilkan sekitar 326 kg Vinil asetat per jam (Dimian, 2008).

Vinil asetat yang dihasilkan dalam reaktor adalah 5095 kg/jam. Maka jumlah

$$\text{katalis yang dibutuhkan adalah : } \frac{5095}{326} = 15,488 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total reaktor} = V + 15,488 = 0,202 + 15,488 = 15,6898 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 15,6898 = 18,828 \text{ m}^3$$

b. Jumlah *tube*

Direncanakan:

$$\text{Diameter } tube \text{ (OD)} = 37 \text{ mm} = 0,037 \text{ m} = 0,037 \times 39.37 \text{ in/m} = 1,46 \text{ in}$$

$$\text{Panjang } tube = 7,5 \text{ m} \quad (\text{Dimian, 2008})$$

$$\text{Pitch (P}_T) = 1,46 + 0,25 = 1,71 \text{ square pitch}$$

$$\text{Jumlah } tube = \frac{V \text{ reaktor}}{V \text{ tube}} = \frac{18,828}{\pi \cdot \frac{0,037^2}{4} \cdot 7,5} = 2336$$

c. Tebal *tube*

$$\text{Tekanan operasi} = 1000 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

Maka, $P_{\text{desain}} = (1,05) (1000 \text{ kPa}) = 1050 \text{ kPa}$

$Joint\ efficiency = 0,8$ (Brownell,1959)

$Allowable\ stress = 11200 \text{ psia} = 77221,142 \text{ kPa}$ (Brownell,1959)

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P}$$

$$= \frac{(152,29 \text{ psi}) \left(\frac{1,457}{2} \text{ in} \right)}{(11200 \text{ psi})(0,8) - 0,6(152,29 \text{ psi})}$$

$$= 0,0125 \text{ in}$$

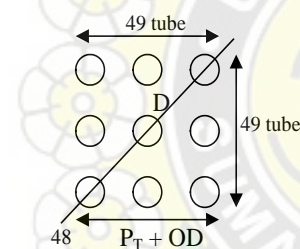
Faktor korosi = 0,0098 in/tahun

Umur alat = 10 tahun

Maka tebal *tube* yang dibutuhkan = $0,0125 \text{ in} + (0,0098)(10) \text{ in} = 0,1105 \text{ in}$

Tebal *tube* standar yang digunakan = $\frac{1}{8} \text{ in}$ (Brownell,1959)

d. Diameter dan tinggi *shell*



Diameter *shell* (D) = $(1,71 \times 49) \times \sqrt{2} + 2 (0,25)$

$$= 118,768 \text{ in} = 3,017 \text{ m}$$

Tinggi *shell* (H) = panjang *tube* = 7,5 m

e. Diameter dan tinggi tutup

Diameter tutup = diameter tangki = 3,017 m

Rasio axis = 2 : 1 (Brownell,1959)

Tinggi tutup = $\frac{1}{2} \left(\frac{3,017}{2} \right) = 0,754 \text{ m}$

f. Tebal *shell* dan tebal tutup

Tekanan operasi = 1000 kPa

Faktor kelonggaran = 5 %

Maka, $P_{\text{desain}} = (1,05) (1000 \text{ kPa}) = 1050 \text{ kPa} = 152,29 \text{ psi}$

Joint efficiency = 0,8 (Brownell,1959)

Allowable stress = 11200 psia (Brownell,1959)

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P}$$
$$= \frac{(152,29 \text{ psi})(118,768/2 \text{ in})}{(11200 \text{ psi})(0,8) - 0,6(152,29 \text{ psi})}$$
$$= 1,0197 \text{ in}$$

Faktor korosi = 0,0098 in

Umur alat = 10 tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 1,0197 in + (0,0098).(10) in = 1,1177 in

Tebal *shell* standar yang digunakan = 1 1/8 in

(Brownell,1959)

Tebal tutup = tebal *shell* = 1 1/8 in

LC.16 Kolom Destilasi (T-201)

Fungsi : Memisahkan vinil asetat dan air dengan asam asetat

Jenis : *Sieve - tray*

Bentuk : silinder vertikal dengan alas dan tutup *ellipsoidal*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA - 285 grade A*

Jumlah : 1 unit

Data :

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas diperoleh:

$$R_D = 0,85 \quad X_{HD} = 0,001$$

$$R_{DM} = R_D/1,2 \quad X_{HF} = 0,36$$

$$= 0,708 \quad X_{LF} = 0,64$$

$$X_{LW} = 0,004 \quad D = 579,274 \text{ kmol/jam}$$

$$X_{HW} = 0,996 \quad W = 442,517 \text{ kmol/jam}$$

$$X_{LD} = 0,999$$

$$\alpha_{LD} = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} = \frac{1,191}{0,295} = 4,036$$

$$\alpha_{LW} = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} = \frac{3,449}{1,01} = 3,415$$

$$\alpha_{L,av} = \sqrt{\alpha_{LD} \cdot \alpha_{LW}} = \sqrt{(4,036) \times (3,415)} = 3,713$$

(Geankoplis, 2003)

$$N_m = \frac{\log[(X_{LD} / X_{HD})(X_{HW} / X_{LW})]}{\log(\alpha_{L,av})}$$

(Geankoplis, 2003)

$$= \frac{\log[0,999 / 0,001)(0,996 / 0,004)]}{\log(3,713)}$$

$$= 9,472$$

Dari Fig 11.67 – 3, Geankoplis, hal. 749, diperoleh $\frac{N_m}{N} = 0,48$; maka:

$$N = \frac{N_m}{0,48} = \frac{9,472}{0,48} = 19,733$$

Jumlah piring teoritis = 19,733

Efisiensi piring = 85 %

(Geankoplis, 2003)

Maka jumlah piring yang sebenarnya = $\frac{16,907}{0,85} = 23,215$ piring ≈ 24 piring.

Penentuan lokasi umpan masuk

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{X_{HF}}{X_{LF}} \right) \frac{W}{D} \left(\frac{X_{LW}}{X_{HD}} \right)^2 \right] \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,36}{0,64} \right) \frac{442,517}{579,274} \left(\frac{0,004}{0,001} \right)^2 \right]$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 1,4876$$

$$N_e = 1,4876 N_s$$

$$N = N_e + N_s$$

$$20 = 1,4876 N_s + N_s$$

$$N_s = 9,648 \approx 10$$

$$N_e = 24 - 10 = 14$$

Jadi, umpan masuk pada piring ke – 14 dari atas.

Design kolom direncanakan :

Tray spacing (t)	= 0,9 m	
Hole diameter (d _o)	= 4,5 mm	(Treybal, 1984)
Space between hole center (p')	= 12 mm	(Treybal, 1984)
Weir height (h _w)	= 5 cm	
Pitch	= triangular ¾ in	

Data :

Suhu dan tekanan pada destilasi T-201 adalah 361,15 K dan 101,325 kPa.

Tabel LC.6 Komposisi Bahan pada Alur Vd Kolom Destilasi T-201

Komponen	Alur Vd (kmol/jam)	Fraksi mol	BM (g/mol)	Fraksi mol x BM
CH ₃ COOH	0,583	0,001006	60,05	0,06043625
CH ₃ COOC ₂ H ₃	434,034	0,749272	86,09	64,5048579
H ₂ O	144,657	0,249721	18,015	4,49872747
Total	579,274	1		69,0640216

Laju alir massa gas (G') = 579,27 kmol/jam = 579,27/3600 = 0,1609 kmol/detik

$$\rho_v = \frac{P \sum BM_{av}}{RT} = \frac{(1 \text{ atm})(69,064 \text{ kg/kmol})}{(0,082 \text{ m}^3 \text{ atm/kmol K})(361,15 \text{ K})} = 2,332 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik gas (Q)} = 0,1609 \times 22,4 \times \frac{361,15}{273,15} = 4,7656 \text{ m}^3/\text{s}$$

Tabel LC.7 Komposisi Bahan pada Alur Lb Kolom Destilasi T-102

Komponen	Alur Lb (kg/jam)	Fraksi massa	ρ_L (kg/m ³)	Fraksi massa x ρ_L
CH ₃ COOH	26467	0,995412	982,64	978,131
CH ₃ COOC ₂ H ₃	114	0,004287	865,64	3,711
H ₂ O	8	0,000301	966,64	0,291
Total	26589	1		982,134

Laju alir massa cairan (L') = 7,386 kg/s

$$\text{Laju alir volumetrik cairan (q)} = \frac{7,386}{982,134} = 0,00752 \text{ m}^3/\text{s}$$

Surface tension (σ) = 0,04 N/m

(Lyman, 1982)

$$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \left(\frac{d_o}{p'} \right)^2$$
$$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \left(\frac{0,0045}{0,0120} \right)^2 = 0,1275$$

$$\frac{q}{Q'} \left(\frac{\rho_L}{\rho_v} \right)^{1/2} = \frac{0,00752}{4,7656} \left(\frac{982,134}{2,33212} \right)^{1/2} = 0,0324$$

$$\alpha = 0,0744t + 0,01173 = 0,0744(0,6) + 0,01173 = 0,05637$$

$$\beta = 0,0304t + 0,05 = 0,0304(0,6) + 0,05 = 0,06824$$

$$C_F = \left[\alpha \log \frac{1}{(q/Q)(\rho_L/\rho_v)^{1/2}} + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$
$$= \left[0,05637 \log \frac{1}{0,0324} + 0,06824 \right] \left(\frac{0,04}{0,02} \right)^{0,2}$$
$$= 0,1748$$

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5}$$
$$= 0,1748 \left(\frac{982,134 - 2,332}{2,332} \right)^{0,5}$$
$$= 3,5839 \text{ m/s}$$

Asumsi 80 % kecepatan *flooding*

(Treybal, 1984)

$$V = 0,8 \times 3,5839 = 2,8671 \text{ m/s}$$

$$A_n = \frac{Q}{V} = \frac{4,7656}{2,8671} = 1,6622 \text{ m}^2$$

Untuk $W = 0,80T$ dari Tabel 6.1. Treybal, hal.162, diketahui bahwa luas *downspout* sebesar 14,145%.

$$A_t = \frac{4,6562}{1 - 0,14145} = 5,4233 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}
\text{Column Diameter (T)} &= [4(5,4233)/\pi]^{0,5} &&= 2,6284 \text{ m} \\
\text{Weir length (W)} &= 0,8(2,6284) &&= 2,1028 \text{ m} \\
\text{Downspout area (A}_d\text{)} &= 0,14145(1,6622) &&= 0,2351 \text{ m}^2 \\
\text{Active area (A}_a\text{)} &= A_t - 2A_d = 5,4233 - 2(0,2351) &&= 4,9531 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

Weir crest (h_1)

Misalkan $h_1 = 0,0161 \text{ m}$

$$h_1/T = 0,0161/2,6284 = 0,00613$$

$$\frac{T}{W} = \frac{2,6284}{2,1028} = 1,25$$

$$\left(\frac{W_{\text{eff}}}{W}\right)^2 = \left(\frac{T}{W}\right)^2 - \left\{ \left[\left(\frac{T}{W}\right)^2 - 1 \right]^{0,5} + 2\left(\frac{h_1}{T}\right)\left(\frac{T}{W}\right) \right\}^2$$

$$\left(\frac{W_{\text{eff}}}{W}\right)^2 = (1,25)^2 - \left\{ \left[(1,25)^2 - 1 \right]^{0,5} + 2(0,0058)(1,25) \right\}^2$$

$$\left(\frac{W_{\text{eff}}}{W}\right) = 1,1088$$

$$h_1 = 0,666 \left(\frac{q}{W}\right)^{2/3} \left(\frac{W_{\text{eff}}}{W}\right)^{2/3}$$

$$h_1 = 0,666 \left(\frac{0,00752}{2,1028}\right)^{2/3} (1,1088)^{2/3}$$

$$h_1 = 0,0161$$

Perhitungan diulangi dengan memakai nilai $h_1 = 0,0161 \text{ m}$ hingga nilai h_1 konstan pada nilai $0,0161 \text{ m}$.

Perhitungan Pressure Drop

Dry pressure drop

$$A_o = 0,1275 \times 4,9531 = 0,6315 \text{ m}^2$$

$$u_o = \frac{Q}{A_o} = \frac{4,7656}{0,6315} = 7,546 \text{ m/s}$$

$$C_o = 1,346$$

(Treybal, 1981)

$$h_d = 51,0 \left(\frac{u_o^2}{C_o^2}\right) \left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)$$

$$h_d = 51,0 \left(\frac{7,546^2}{1,346^2} \right) \left(\frac{2,332}{982,132} \right)$$

$$h_d = 3,806 \text{ mm} = 0,0038$$

Hydraulic head

$$V_a = \frac{Q}{A_a} = \frac{4,7656}{4,953} = 0,962 \text{ m/s}$$

$$z = \frac{T + W}{2} = \frac{2,6284 + 2,1028}{2} = 2,3656$$

$$h_L = 0,0061 + 0,725 h_w - 0,238 h_w V_a \rho_v^{0,5} + 1,225 \left(\frac{q}{z} \right)$$

$$h_L = 0,0061 + 0,725 (0,05) - 0,238 (0,05)(0,9621)(2,332)^{0,5} + 1,225 \left(\frac{0,00752}{2,3656} \right)$$

$$h_L = 0,0288 \text{ m}$$

Residual pressure drop

$$h_R = \frac{6 \sigma g_c}{\rho_L d_o g}$$

$$h_R = \frac{6 (0,04) (1)}{982,134 (0,0045) (9,8)} = 0,0055 \text{ m}$$

Total gap pressure drop

$$h_G = h_d + h_L + h_R$$

$$h_G = 0,0038 + 0,03288 + 0,0055$$

$$h_G = 0,0381 \text{ m}$$

Pressure loss at liquid entrance

$$A_{da} = 0,025 W = 0,025(2,1028) = 0,05257 \text{ m}^2$$

$$h_2 = \frac{3}{2g} \left(\frac{q}{A_{da}} \right)^2$$

$$h_2 = \frac{3}{2g} \left(\frac{0,00658}{0,0526} \right)^2 = 0,003132 \text{ m}$$

Backup in downspout

$$h_3 = h_G + h_2$$

$$h_3 = 0,0381 + 0,003132$$

$$h_3 = 0,0412 \text{ m}$$

Check on flooding

$$h_w + h_1 + h_3 = 0,05 + 0,0161 + 0,0412$$

$$h_w + h_1 + h_3 = 0,1074 \text{ m}$$

$$t/2 = 0,6/2 = 0,3 \text{ m}$$

karena nilai $h_w + h_1 + h_3$ lebih kecil dari $t/2$, maka spesifikasi ini dapat diterima, artinya dengan rancangan *plate* seperti ini diharapkan tidak terjadi *flooding*.

Spesifikasi kolom destilasi

$$\text{Tinggi kolom} = 24 \times 0,6 \text{ m} = 14,4 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup} = \frac{1}{4}(2,6284) = 0,6571 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total} = 14,4 + 2(0,6571) = 15,714 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 5 \%$$

$$P \text{ design} = (1+0,05) \times 101,325 \text{ kPa} = 106,392 \text{ kPa} = 15,431 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,8 \quad (\text{Brownell,1959})$$

$$\text{Allowable stress (S)} = 11200 \text{ psi} \quad (\text{Brownell,1959})$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,0098 \text{ in/tahun} \quad (\text{Timmerhaus,2004})$$

$$\text{Umur} = 10 \text{ tahun}$$

Tebal shell tangki:

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6P}$$

$$t = \frac{(15,431)(103,482/2)}{(11200)(0,8) - 0,6(15,431)}$$

$$= 0,0892 \text{ in}$$

$$\text{Maka tebal shell yang dibutuhkan} = 0,0892 \text{ in} + (0,0098) \cdot (10) \text{ in} = 0,187 \text{ in}$$

Tebal shell standar yang digunakan = $\frac{1}{4}$ in (Brownell,1959)
 Tebal tutup tangki = tebal *shell* = $\frac{1}{4}$ in

LC.17 Vaporizer (E – 101)

Fungsi : Menguapkan etilen cair dari tangki penyimpanan menjadi uap etilen.

Jenis : 2 – 4 *shell and tube exchanger*

Dipakai : 1 in OD *tube* 18 BWG, panjang = 16 ft, 4 *pass*

- Fluida panas

Laju alir fluida panas = 756,618 kg/jam = 1668,0659 lb_m/jam

Temperatur awal (T₁) = 150 °C = 302 °F

Temperatur akhir (T₂) = 150 °C = 302 °F

- Fluida dingin

Laju alir fluida dingin = 2819 kg/jam = 6214,8636 lb_m/jam

Temperatur awal (t₁) = -115 °C = -175 °F

Temperatur akhir (t₂) = -53 °C = -63,4 °F

Panas yang diserap (Q) = 1598960,042 kJ/jam = 1515515,7450 Btu/jam

(1) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih
T ₁ = 302 °F	Temperatur yang lebih tinggi	t ₂ = -175 °F	Δt ₁ = 365,4 °F
T ₂ = 302 °F	Temperatur yang lebih rendah	t ₁ = -63,4 °F	Δt ₂ = 477 °F
T ₁ – T ₂ = 0 °F	<u>Selisih</u>	t ₂ – t ₁ = 111,6 °F	Δt ₂ – Δt ₁ = 111,6 °F

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{111,6}{\ln\left(\frac{477}{365,4}\right)} = 418,72 \text{ °F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{0}{111,6} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{111,6}{302 - (-175)} = 0,234$$

Dari Gambar 19, Kern, 1965 diperoleh $F_T = 0,81$

Maka $\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 0,81 \times 418,72 = 339,17 \text{ }^\circ\text{F}$

(1) T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{150 + 150}{2} = 150 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{(-175) + (63,4)}{2} = -119,2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dalam perancangan ini digunakan *vaporizer* dengan spesifikasi:

- Diameter luar *tube* (OD) = 1 in
 - Jenis *tube* = 18 BWG
 - Pitch (P_T) = 1 1/4 in *square pitch*
 - Panjang *tube* (L) = 16 ft
- a. Dari Tabel 8, hal. 840, Kern, 1965, *heater* untuk fluida panas *steam* dan fluida dingin cair, diperoleh $U_D = 5-50$, dan faktor pengotor (R_d) = 0,001.

Diambil $U_D = 16 \text{ Btu/jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{1515515,7450 \text{ Btu/jam}}{16 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}} \times 111,6 \text{ }^\circ\text{F}} = 279,272 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft^2/ft (Tabel 10, Kern)

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{279,272 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 66,6711 \text{ buah}$$

- b. Dari Tabel 9, hal 842, Kern, 1965, nilai yang terdekat adalah 68 *tube* dengan ID *shell* 15,25 in.

c. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times a'' \\ &= 16 \text{ ft} \times 68 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 284,84 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{1515515,745 \text{ Btu/jam}}{284,84 \text{ ft}^2 \times 339,17 \text{ }^\circ\text{F}} = 15,6873 \frac{\text{Btu}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}}$$

Fluida panas : steam, tube

(3) Flow area tube, $a_t' = 0,639 \text{ in}^2$ (Tabel 10, Kern, 1965)

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} \quad (\text{Pers. (7.48), Kern, 1965})$$

$$a_t = \frac{68 \times 0,639}{144 \times 4} = 0,07544 \text{ ft}^2$$

(4) Kecepatan massa:

$$G_t = \frac{w}{a_t} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_t = \frac{1668,0659}{0,0754} = 22111,9 \text{ lb}_m/\text{jam} \cdot \text{ft}^2$$

(5) Bilangan Reynold:

Pada $T_c = 302 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,034 \text{ cP} = 0,0822 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \quad (\text{Gambar 14, Kern, 1965})$$

Dari tabel 10, Kern, untuk 1 in OD, 18 BWG, diperoleh :

$$ID = 0,902 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu} \quad (\text{Pers.(7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_t = \frac{0,07517 \times 22111,9}{0,0822} = 49057,8$$

(6) Taksir jH dari Gambar 24 Kern (1965), diperoleh $jH = 140$ pada $Re_t = 49057,8$

(7) Pada $T_c = 302 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 0,45 \text{ Btu/lb}_m \cdot ^\circ\text{F}$$

(Gambar 2, Kern, 1965)

$$k = 0,0162 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

(Tabel 5, Kern, 1965)

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,45 \times 0,014}{0,0162}\right)^{1/3} = 0,979$$

$$(8) \quad \frac{h_i}{\varphi_t} = jH \times \frac{k}{ID} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\varphi_t} = 140 \times \frac{0,0162}{0,902} \times 0,979 = 29,5686$$

$$\frac{h_{io}}{\varphi_t} = \frac{h_i}{\varphi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$\frac{h_{io}}{\varphi_t} = 29,5686 \times \frac{0,902}{1} = 26,6709$$

(9) Karena viskositas rendah, maka diambil $\varphi_t = 1$ (Kern, 1965)

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\varphi_t} \times \varphi_t$$

$$h_{io} = 26,6709 \times 1 = 26,6709 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : bahan, shell

(3') Flow area shell

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T} \text{ ft}^2$$

(Pers. (7.1), Kern, 1965)

$$D_s = \text{Diameter dalam shell} = 15,25 \text{ in}$$

$$B = \text{Baffle spacing} = 5 \text{ in}$$

$$P_T = \text{Tube pitch} = 1\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$C' = \text{Clearance} = P_T - OD$$

$$= 1\frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{15,25 \times 0,25 \times 5}{144 \times 1,25} = 0,1059 \text{ ft}^2$$

(4') Kecepatan massa

$$G_s = \frac{w}{a_s} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_s = \frac{6214,8636}{0,1059} = 58684,6 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$$

(5') Bilangan Reynold

Pada $t_c = -119 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,0068 \text{ cP} = 0,0165 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Dari Gambar 28, Kern, untuk 1 in dan $1^{1/4}$ square pitch, diperoleh $D_e = 0,99$ in.

$$D_e = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_s = \frac{0,0825 \times 58684,6}{0,0165} = 37048,4$$

(6') Taksir J_H dari Gambar 28, Kern, diperoleh $J_H = 360$ pada $Re_s = 37048,4$

(7') Pada $t_c = -119 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$c = 0,285 \text{ Btu/lb}_m \cdot ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0058 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft. } ^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,285 \times 0,0165}{0,0058} \right)^{1/3} = 0,932$$

$$(8') \frac{h_o}{\phi_s} = J_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 360 \times \frac{0,0058}{0,0825} \times 0,932 = 47,0419$$

(9') Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_s = 1$

(Kern, 1965)

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s = 47,0419 \times 1 = 47,0419 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(10) Clean Overall Coefficient, U_C

$$U_C = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{26,6709 \times 47,0419}{26,6709 + 47,0419} = 17,0208 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(Pers. (6.38), Kern, 1965)

(11) Faktor pengotor, R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{17,0208 - 15,6873}{117,0208 - 15,6873} = 0,00499 \quad (\text{Pers. (6.13),$$

Kern, 1965)

R_d hitung $\geq R_d$ ketentuan, maka spesifikasi pendingin dapat diterima.

Pressure drop

Fluida panas : sisi tube

(1) Untuk $Re_t = 49057,77$

$$f = 0,00018 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Gambar 26, Kern, 1965})$$

$$s = 0,0057$$

$$\phi_t = 1$$

$$(2) \quad \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \phi_t} \quad (\text{Pers. (7.53), Kern, 1965})$$

$$\Delta P_t = \frac{(0,00018) \times (19350,81)^2 \times (16) \times (4)}{(5,22 \cdot 10^{10}) \times (0,0752) \times (0,0057) \times (1)} = 0,0252 \text{ psi}$$

(3) Dari Gambar 27, Kern, 1965 diperoleh $\frac{v^2}{2g'} = 0,001$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{4n}{s} \cdot \frac{v^2}{2g'} \\ &= \frac{(4) \cdot (4)}{0,0057} \cdot 0,001 \\ &= 0,2807 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0,0252 \text{ psi} + 0,2807 \text{ psi} \\ &= 0,3059 \text{ psi} \end{aligned}$$

ΔP_t yang diperbolehkan = 2 psi

Fluida dingin : sisi shell

(1') Untuk $Re_s = 37048,37$

$$f = 0,0016 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Gambar 29, Kern, 1965})$$

$$\phi_s = 1$$

$$s = 0,576$$

$$(2') \quad N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{16}{5} = 38,4 \quad (\text{Pers. (7.43), Kern, 1965})$$

$$D_s = 15,25/12 = 1,271 \text{ ft}$$

$$(3') \quad \Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \quad (\text{Pers. (7.44), Kern, 1965})$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0016 \times (58684,61)^2 \times (1,271) \times (38,4)}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,0825) \times (0,576) \times (1)} = 0.004 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ yang diperbolehkan} = 10 \text{ psi}$$

LC.18 Vaporizer 2 (E – 102)

Fungsi : Menguapkan oksigen cair dari tangki penyimpanan menjadi uap oksigen.

Jenis : 2 – 4 shell and tube exchanger

Dipakai : 1 in OD tube 18 BWG, panjang = 16 ft, 4 pass

- Fluida panas

$$\text{Laju alir fluida panas} = 542,2933 \text{ kg/jam} = 1195,5584 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

$$\text{Temperatur awal (T}_1) = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur akhir (T}_2) = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ }^\circ\text{F}$$

- Fluida dingin

$$\text{Laju alir fluida dingin} = 1929 \text{ kg/jam} = 4252,7393 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

$$\text{Temperatur awal (t}_1) = -193 \text{ }^\circ\text{C} = -315,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur akhir (t}_2) = -133 \text{ }^\circ\text{C} = -207,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

Panas yang diserap (Q) = 1146028,512 kJ/jam = 1086221,1746 Btu/jam

(2) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih
$T_1 = 302 \text{ }^\circ\text{F}$	Temperatur yang lebih tinggi	$t_2 = -315,4 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 = 509,4 \text{ }^\circ\text{F}$
$T_2 = 302 \text{ }^\circ\text{F}$	Temperatur yang lebih rendah	$t_1 = -207,4 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_1 = 617,4 \text{ }^\circ\text{F}$
$T_1 - T_2 = 0 \text{ }^\circ\text{F}$	<u>Selisih</u>	$t_2 - t_1 = 108 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 108 \text{ }^\circ\text{F}$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{108}{\ln\left(\frac{509,4}{617,4}\right)} = 561,67 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{0}{111,6} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{108}{302 - (-315,4)} = 0,17493$$

Dari Gambar 19, Kern, 1965 diperoleh $F_T = 0,81$

Maka $\Delta t = F_T \times LMTD = 0,81 \times 418,72 = 454,95 \text{ }^\circ\text{F}$

(2) T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{302 + 302}{2} = 302 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{(-315,4) + (-207,4)}{2} = -261,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dalam perancangan ini digunakan *vaporizer* dengan spesifikasi:

- Diameter luar *tube* (OD) = 1 in
- Jenis *tube* = 18 BWG
- Pitch (P_T) = 1 1/4 in *square pitch*
- Panjang *tube* (L) = 16 ft

d. Dari Tabel 8, hal. 840, Kern, 1965, *heater* untuk fluida panas *steam* dan fluida dingin cair, diperoleh $U_D = 5-50$, dan faktor pengotor (R_d) = 0,001.

Diambil $U_D = 12 \text{ Btu/jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{1086221,1746 \text{ Btu/jam}}{12 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}} \times 454,95^\circ\text{F}} = 198,962 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft^2/ft (Tabel 10, *Kern*)

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{198,962 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 47,4986 \text{ buah}$$

e. Dari Tabel 9, hal 842, *Kern*, 1965, nilai yang terdekat adalah 52 *tube* dengan ID *shell* 13,25 in.

f. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times a'' \\ &= 16 \text{ ft} \times 52 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 217,82 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{1086221,1746 \text{ Btu/jam}}{217,82 \text{ ft}^2 \times 454,95^\circ\text{F}} = 10,9612 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}}$$

Fluida panas : steam, *tube*

(3) Flow area tube, $a_t' = 0,639 \text{ in}^2$ (Tabel 10, *Kern*, 1965)

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} \quad (\text{Pers. (7.48), Kern, 1965})$$

$$a_t = \frac{52 \times 0,639}{144 \times 2} = 0,05747 \text{ ft}^2$$

(4) Kecepatan massa:

$$G_t = \frac{w}{a_t} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_t = \frac{1195,5584}{0,05747} = 21553,7 \text{ lb}_m/\text{jam}\cdot\text{ft}^2$$

(5) Bilangan Reynold:

Pada $T_c = 302^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,014 \text{ cP} = 0,0339 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \quad (\text{Gambar 14, Kern, 1965})$$

Dari tabel 10, Kern, untuk 1 in OD, 18 BWG, diperoleh :

$$ID = 0,902 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu} \quad (\text{Pers.(7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_t = \frac{0,0752 \times 21553,7}{0,0339} = 47819,4$$

(9) Taksir jH dari Gambar 24 Kern (1965), diperoleh $jH = 135$ pada $Re_t = 47819,4$

(10) Pada $T_c = 302 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 0,45 \text{ Btu/lb}_m \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Gambar 2, Kern, 1965})$$

$$k = 0,0162 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft} \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 5, Kern, 1965})$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,45 \times 0,014}{0,0162} \right)^{1/3} = 0,979$$

$$(11) \frac{h_i}{\phi_t} = jH \times \frac{k}{ID} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 135 \times \frac{0,0162}{0,902} \times 0,979 = 28,5126$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = 28,5126 \times \frac{0,902}{1} = 25,7184$$

(9) Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_t = 1$ (Kern, 1965)

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$h_{io} = 25,7184 \times 1 = 25,7184 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : bahan, shell

(3') Flow area shell

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T} \text{ft}^2 \quad (\text{Pers. (7.1), Kern, 1965})$$

D_s = Diameter dalam shell = 13,25 in

B = *Baffle spacing* = 5 in

P_T = *Tube pitch* = $1\frac{1}{4}$ in

C' = *Clearance* = $P_T - OD$
 $= 1\frac{1}{4} - 1 = 0,25$ in

$$a_s = \frac{13,25 \times 0,25 \times 5}{144 \times 1,25} = 0,092 \text{ft}^2$$

(4') Kecepatan massa

$$G_s = \frac{W}{a_s} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_s = \frac{4252,7393}{0,092} = 46218,4 \text{lb}_m/\text{jam.ft}^2$$

(5') Bilangan Reynold

Pada $t_c = -261,4$ °F

$\mu = 0,063$ cP = $0,1525 \text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$

Dari Gambar 28, Kern, untuk 1 in dan $1\frac{1}{4}$ *square pitch*, diperoleh $D_e = 0,99$ in.

$D_e = 0,99/12 = 0,0825$ ft

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_s = \frac{0,0825 \times 46218,4}{0,1525} = 25009,98$$

(6') Taksir J_H dari Gambar 28, Kern, diperoleh $J_H = 340$ pada $Re_s = 25009,98$

(7') Pada $t_c = -261,4$ °F

$c = 0,196$ Btu/lb_m·°F

$k = 0,0065$ Btu/jam lb_m ft·°F

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,196 \times 0,1525}{0,0065}\right)^{1/3} = 1,6627$$

$$(8') \frac{h_o}{\phi_s} = J_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 340 \times \frac{0,0065}{0,0825} \times 1,6627 = 44,54$$

(9') Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_s = 1$ (Kern, 1965)

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s = 44,54 \times 1 = 44,54 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(10) *Clean Overall Coefficient, U_C*

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{25,7184 \times 44,54}{25,7184 + 44,54} = 16,304 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(Pers. (6.38), Kern, 1965)

(11) Faktor pengotor, R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{16,304 - 11,399}{16,304 \times 11,399} = 0,0264$$

(Pers. (6.13), Kern, 1965)

R_d hitung ≥ R_d ketentuan, maka spesifikasi pendingin dapat diterima.

Pressure drop

Fluida panas : sisi tube

(1) Untuk Re_t = 47819,42

$$f = 0,00017 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Gambar 26, Kern, 1965})$$

$$s = 0,0057$$

$$\phi_t = 1$$

$$(2) \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \phi_t} \quad (\text{Pers. (7.53), Kern, 1965})$$

$$\Delta P_t = \frac{(0,00017) \times (21553,73)^2 \times (16) \times (4)}{(5,22 \cdot 10^{10}) \times (0,0752) \times (0,0057) \times (1)} = 0,0226 \text{ psi}$$

(3) Dari Gambar 27, Kern, 1965 diperoleh $\frac{V^2}{2g'} = 0,001$

$$\begin{aligned}\Delta P_r &= \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'} \\ &= \frac{(4) \cdot (4)}{0,0057} \cdot 0,001 \\ &= 0,2807 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0,0226 \text{ psi} + 0,2807 \text{ psi} \\ &= 0,3033 \text{ psi}\end{aligned}$$

ΔP_t yang diperbolehkan = 2 psi

Fluida dingin : sisi *shell*

(1') Untuk $Re_s = 25009,98$
 $f = 0,0018 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Gambar 29, Kern, 1965)

$$\phi_s = 1$$

$$s = 0,532$$

(2') $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$
 $N + 1 = 12 \times \frac{16}{5} = 38,4$ (Pers. (7.43), Kern, 1965)

$$D_s = 13,25/12 = 1,104 \text{ ft}$$

(3') $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$ (Pers. (7.44), Kern, 1965)

$$\Delta P_s = \frac{0,0018 \times (46218,45)^2 \times (1,104) \times (38,4)}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,0825) \times (0,532) \times (1)} = 0,0053 \text{ psi}$$

ΔP_s yang diperbolehkan = 10 psi

LC.19 Vaporizer 3 (E – 103)

Fungsi : Menguapkan asam asetat cair dari tangki sementara menjadi uap asam asetat.

Jenis : 2 – 4 shell and tube exchanger

Dipakai : 1 in OD tube 18 BWG, panjang = 16 ft, 4 pass

- Fluida panas

Laju alir fluida panas = 2819,471 kg/jam = 6215,9020 lb_m/jam

Temperatur awal (T₁) = 300 °C = 572 °F

Temperatur akhir (T₂) = 150 °C = 302 °F

- Fluida dingin

Laju alir fluida dingin = 14161 kg/jam = 31219,8241 lb_m/jam

Temperatur awal (t₁) = 96,75 °C = 206,15 °F

Temperatur akhir (t₂) = 148 °C = 298,4 °F

Panas yang diserap (Q) = 6860618,196 kJ/jam = 6502585,8210 Btu/jam

(3) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih
T ₁ = 572 °F	Temperatur yang lebih tinggi	t ₂ = 298,4 °F	Δt ₁ = 273,6 °F
T ₂ = 302 °F	Temperatur yang lebih rendah	t ₁ = 206,15 °F	Δt ₂ = 95,85 °F
T ₁ – T ₂ = 270 °F	<u>Selisih</u>	t ₂ – t ₁ = 92,25 °F	Δt ₂ – Δt ₁ = -177,75 °F

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{-177,75}{\ln\left(\frac{95,85}{273,6}\right)} = 169,47 \text{ °F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{270}{92,25} = 2,93$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{92,25}{572 - (206,15)} = 0,252$$

Dari Gambar 19, Kern, 1965 diperoleh F_T = 0,85

$$\text{Maka } \Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 0,85 \times 169,47 = 144,06 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(3) T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{302 + 572}{2} = 225 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{(206,15) + (298,4)}{2} = 122,38 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dalam perancangan ini digunakan *vaporizer* dengan spesifikasi:

- Diameter luar *tube* (OD) = 1 in
- Jenis *tube* = 18 BWG
- Pitch (P_T) = 1 1/4 in *square pitch*
- Panjang *tube* (L) = 16 ft

g. Dari Tabel 8, hal. 840, *Kern*, 1965, *heater* untuk fluida panas *steam* dan fluida dingin cair, diperoleh $U_D = 50-100$, dan faktor pengotor (R_d) = 0,001.

Diambil $U_D = 57 \text{ Btu/jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{6502585,8210 \text{ Btu/jam}}{57 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}} \times 144,05 \text{ } ^\circ\text{F}} = 791,972 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft^2/ft (Tabel 10, *Kern*)

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{791,972 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 189,069 \text{ buah}$$

h. Dari Tabel 9, hal 842, *Kern*, 1965, nilai yang terdekat adalah 192 *tube* dengan ID *shell* 23,25 in.

i. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times a'' \\ &= 16 \text{ ft} \times 192 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 804,25 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{6502585,8210 \text{ Btu/jam}}{804,25 \text{ ft}^2 \times 144,05 \text{ } ^\circ\text{F}} = 56,1298 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}}$$

Fluida panas : *steam*, *tube*

(3) Flow area tube, $a_t' = 0,639 \text{ in}^2$ (Tabel 10, Kern, 1965)

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} \quad (\text{Pers. (7.48), Kern, 1965})$$

1965)

$$a_t = \frac{192 \times 0,639}{144 \times 4} = 0,213 \text{ ft}^2$$

(4) Kecepatan massa:

$$G_t = \frac{w}{a_t} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_t = \frac{6215,9020}{0,213} = 29182,6 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$$

(5) Bilangan Reynold:

Pada $T_c = 437 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,017 \text{ cP} = 0,0041 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \quad (\text{Gambar 14, Kern, 1965})$$

Dari tabel 10, Kern, untuk 1 in OD, 18 BWG, diperoleh :

$$\text{ID} = 0,902 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_t = \frac{\text{ID} \times G_t}{\mu} \quad (\text{Pers.(7.3), Kern, 1965})$$

$$\text{Re}_t = \frac{0,0752 \times 29812,6}{0,0041} = 533194,4$$

(12) Taksir jH dari Gambar 24 Kern (1965), diperoleh $jH = 870$ pada $\text{Re}_t = 53394,4$

(13) Pada $T_c = 437 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 0,47 \text{ Btu/lb}_m \cdot \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Gambar 2, Kern, 1965})$$

$$k = 0,02 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft. }^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 5, Kern, 1965})$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,47 \times 0,017}{0,02}\right)^{1/3} = 0,459$$

$$(14) \frac{h_i}{\phi_t} = jH \times \frac{k}{\text{ID}} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 870 \times \frac{0,02}{0,902} \times 0,459 = 106,243$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = 106,243 \times \frac{0,902}{1} = 95,8314$$

(9) Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_t = 1$ (Kern, 1965)

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$h_{io} = 95,8314 \times 1 = 95,8314 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : bahan, *shell*

(3') Flow area shell

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T} \text{ft}^2 \quad (\text{Pers. (7.1), Kern, 1965})$$

D_s = Diameter dalam shell = 23,25 in

B = *Baffle spacing* = 5 in

P_T = *Tube pitch* = 1¹/₄ in

C' = *Clearance* = $P_T - OD$
 $= 1\frac{1}{4} - 1 = 0,25$ in

$$a_s = \frac{23,25 \times 0,25 \times 5}{144 \times 1,25} = 0,161 \text{ft}^2$$

(4') Kecepatan massa

$$G_s = \frac{W}{a_s} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_s = \frac{31219,8241}{0,161} = 193361,5 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$$

(5') Bilangan Reynold

Pada $t_c = 252,28$ ⁰F

$\mu = 0,35$ cP = 0,847 lb_m/ft²·jam

Dari Gambar 28, Kern, untuk 1 in dan 1¹/₄ *square pitch*, diperoleh $D_e = 0,99$ in.

$D_e = 0,99/12 = 0,0825$ ft

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_s = \frac{0,0825 \times 19361}{0,847} = 18833,9$$

(6') Taksir J_H dari Gambar 28, Kern, diperoleh $J_H = 80$ pada $Re_s = 18833,91$

(7') Pada $t_c = 252,28$ °F

$$c = 0,58 \text{ Btu/lb}_m \cdot \text{°F}$$

$$k = 0,099 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft. °F}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,58 \times 0,35}{0,099}\right)^{1/3} = 1,706$$

$$(8') \frac{h_o}{\phi_s} = J_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 80 \times \frac{0,099}{0,0825} \times 1,706 = 163,743$$

(9') Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_s = 1$ (Kern, 1965)

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s = 163,743 \times 1 = 163,743 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{°F}$$

(10) *Clean Overall Coefficient*, U_C

$$U_C = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{95,8314 \times 163,743}{95,8314 + 163,743} = 60,4518 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

(Pers. (6.38), Kern, 1965)

(11) Faktor pengotor, R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{60,4518 - 56,1298}{60,4518 \times 56,1298} = 0,00127 \quad (\text{Pers. (6.13), Kern,$$

1965)

R_d hitung $\geq R_d$ ketentuan, maka spesifikasi pendingin dapat diterima.

Pressure drop

Fluida panas : sisi *tube*

(1) Untuk $Re_t = 533194,4$

$$f = 0,0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(Gambar 26, Kern, 1965)

$$s = 0,0054$$

$$\phi_t = 1$$

$$(2) \quad \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \phi_t}$$

(Pers. (7.53), Kern, 1965)

$$\Delta P_t = \frac{(0,0001) \times (29182,64)^2 \times (16) \times (4)}{(5,22 \cdot 10^{10}) \times (0,0752) \times (0,054) \times (1)} = 0,0257 \text{ psi}$$

(3) Dari Gambar 27, Kern, 1965 diperoleh $\frac{v^2}{2g'} = 0,001$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \cdot \frac{v^2}{2g'}$$

$$= \frac{(4) \cdot (4)}{0,0054} \cdot 0,001$$

$$= 0,2963 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,0257 \text{ psi} + 0,2963 \text{ psi}$$

$$= 0,322 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t \text{ yang diperbolehkan} = 2 \text{ psi}$$

Fluida dingin : sisi *shell*

(1') Untuk $Re_s = 18833,91$

$$f = 0,0019 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(Gambar 29, Kern, 1965)

$$\phi_s = 1$$

$$s = 1,05$$

$$(2') \quad N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{16}{5} = 38,4$$

(Pers. (7.43), Kern, 1965)

$$D_s = 23,25/12 = 1,938 \text{ ft}$$

$$(3') \quad \Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \quad (\text{Pers. (7.44), Kern, 1965})$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0019 \times (193361,5)^2 \times (1,938) \times (38,4)}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,0825) \times (1,05) \times (1)} = 0,0498 \text{ psi}$$

ΔP_s yang diperbolehkan = 10 psi

LC.20 Heater 1 (E – 104)

Fungsi : Menaikkan temperatur campuran gas sebelum masuk ke reaktor (R-101).

Jenis : 2 – 4 shell and tube exchanger

Dipakai : 1 in OD tube 18 BWG, panjang = 16 ft, 4 pass

- Fluida panas

Laju alir fluida panas = 4248,06 kg/jam = 9365,4181 lb_m/jam

Temperatur awal (T₁) = 300 °C = 572 °F

Temperatur akhir (T₂) = 150 °C = 302 °F

- Fluida dingin

Laju alir fluida dingin = 44470 kg/jam = 98040,0802 lb_m/jam

Temperatur awal (t₁) = 55 °C = 131 °F

Temperatur akhir (t₂) = 150 °C = 302 °F

Panas yang diserap (Q) = 10336805,26 kJ/jam = 857349797362,4809 Btu/jam

(4) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih
T ₁ = 572 °F	Temperatur yang lebih tinggi	t ₂ = 150 °F	$\Delta t_1 = 270$ °F
T ₂ = 302 °F	Temperatur yang lebih rendah	t ₁ = 131 °F	$\Delta t_2 = 131$ °F
T ₁ – T ₂ = 270 °F	<u>Selisih</u>	t ₂ – t ₁ = 171 °F	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = -99$ °F

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{-99}{\ln\left(\frac{171}{270}\right)} = 216,74 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_2 - T_1}{t_1 - t_1} = \frac{270}{171} = 1,58$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{171}{572 - 131} = 0,39$$

Dari Gambar 18, Kern, 1965 diperoleh $F_T = 0,85$

Maka $\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 0,85 \times 216,74 = 184,23 \text{ } ^\circ\text{F}$

(4) T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{302 + 572}{2} = 225 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{131 + 302}{2} = 102,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dalam perancangan ini digunakan *vaporizer* dengan spesifikasi:

- Diameter luar *tube* (OD) = 1 in
- Jenis *tube* = 18 BWG
- Pitch (P_T) = 1 1/4 in *square pitch*
- Panjang *tube* (L) = 16 ft

j. Dari Tabel 8, hal. 840, Kern, 1965, *heater* untuk fluida panas *steam* dan fluida dingin gas, diperoleh $U_D = 5-50$, dan faktor pengotor (R_d) = 0,001.

Diambil $U_D = 30 \text{ Btu/jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{9797362,4809 \text{ Btu/jam}}{30 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}} \times 184,23 \text{ } ^\circ\text{F}} = 1772,64 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft^2/ft (Tabel 10, Kern)

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{1772,64 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 423,185 \text{ buah}$$

k. Dari Tabel 9, hal 842, Kern, 1965, nilai yang terdekat adalah 432 tube dengan ID shell 33 in.

l. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times a'' \\ &= 16 \text{ ft} \times 432 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 1809,56 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{9797362,4809 \text{ Btu/jam}}{1809,56 \text{ ft}^2 \times 184,23^\circ\text{F}} = 29,3879 \frac{\text{Btu}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Fluida panas : steam, tube

(3) Flow area tube, $a_t' = 0,639 \text{ in}^2$ (Tabel 10, Kern, 1965)

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} \quad (\text{Pers. (7.48), Kern, 1965})$$

$$a_t = \frac{432 \times 0,639}{144 \times 4} = 0,479 \text{ ft}^2$$

(4) Kecepatan massa:

$$G_t = \frac{w}{a_t} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_t = \frac{9365,4181}{0,479} = 19724,5 \text{ lb}_m/\text{jam} \cdot \text{ft}^2$$

(5) Bilangan Reynold:

Pada $T_c = 437^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,017 \text{ cP} = 0,0041 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \quad (\text{Gambar 14, Kern, 1965})$$

Dari tabel 10, Kern, untuk 1 in OD, 18 BWG, diperoleh :

$$\text{ID} = 0,902 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_t = \frac{\text{ID} \times G_t}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$\text{Re}_t = \frac{0,0752 \times 19724,5}{0,0041} = 360384$$

(15) Taksir j_H dari Gambar 24 Kern (1965), diperoleh $j_H = 680$ pada $\text{Re}_t = 360384$

(16) Pada $T_c = 437 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 0,47 \text{ Btu/lb}_m \cdot ^\circ\text{F}$$

(Gambar 2, Kern, 1965)

$$k = 0,02 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

(Tabel 5, Kern, 1965)

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,47 \times 0,017}{0,02}\right)^{1/3} = 0,459$$

$$(17) \frac{h_i}{\phi_t} = jH \times \frac{k}{ID} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 680 \times \frac{0,02}{0,902} \times 0,459 = 83,041$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = 83,041 \times \frac{0,902}{1} = 74,903$$

(9) Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_t = 1$ (Kern, 1965)

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$h_{io} = 74,903 \times 1 = 74,903 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : bahan, shell

(3') Flow area shell

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T} \text{ ft}^2$$

(Pers. (7.1), Kern, 1965)

D_s = Diameter dalam shell = 33 in

B = Baffle spacing = 5 in

P_T = Tube pitch = $1\frac{1}{4}$ in

C' = Clearance = $P_T - OD$

$$= 1\frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{33 \times 0,25 \times 5}{144 \times 1,25} = 0,229 \text{ ft}^2$$

(4') Kecepatan massa

$$G_s = \frac{w}{a_s} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_s = \frac{98040,0802}{0,0229} = 427811 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$$

(5') Bilangan Reynold

$$\text{Pada } t_c = 216,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0132 \text{ cP} = 0,032 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Dari Gambar 28, Kern, untuk 1 in dan $1^{1/4}$ square pitch, diperoleh $D_e = 0,99$ in.

$$D_e = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_s = \frac{0,0825 \times 427811}{0,032} = 1107544$$

(6') Taksir J_H dari Gambar 28, Kern, diperoleh $J_H = 700$ pada $Re_s = 1107544$

(7') Pada $t_c = 216,15 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$c = 0,38 \text{ Btu/lb}_m \cdot ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,015 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft.} ^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,38 \times 0,35}{0,015} \right)^{1/3} = 0,932$$

$$(8') \frac{h_o}{\phi_s} = J_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 700 \times \frac{0,015}{0,0825} \times 0,932 = 118,683$$

(9') Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_s = 1$

(Kern, 1965)

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s = 118,683 \times 1 = 118,683 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(10) *Clean Overall Coefficient, U_C*

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{74,903 \times 118,683}{74,903 + 118,683} = 45,921 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(Pers. (6.38), Kern, 1965)

(11) Faktor pengotor, R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{45,921 - 29,6625}{45,921 \times 29,6625} = 0,0119 \quad (\text{Pers. (6.13), Kern, 1965})$$

R_d hitung ≥ R_d ketentuan, maka spesifikasi pendingin dapat diterima.

Pressure drop

Fluida panas : sisi tube

(1) Untuk Re_t = 360384,4

$$f = 0,00011 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Gambar 26, Kern, 1965})$$

$$s = 0,0054$$

$$\phi_t = 1$$

$$(2) \quad \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \phi_t} \quad (\text{Pers. (7.53), Kern, 1965})$$

$$\Delta P_t = \frac{(0,00011) \times (19724,46)^2 \times (16) \times (4)}{(5,22 \cdot 10^{10}) \times (0,0752) \times (0,0054) \times (1)} = 0,0129 \text{ psi}$$

(3) Dari Gambar 27, Kern, 1965 diperoleh $\frac{v^2}{2g'} = 0,001$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{4n}{s} \cdot \frac{v^2}{2g'} \\ &= \frac{(4) \cdot (4)}{0,0054} \cdot 0,001 \\ &= 0,2963 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0,0129 \text{ psi} + 0,2963 \text{ psi} \\ &= 0,3092 \text{ psi} \end{aligned}$$

ΔP_t yang diperbolehkan = 2 psi

Fluida dingin : sisi shell

(1') Untuk $Re_s = 1107544$

$$f = 0,0008 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Gambar 29, Kern, 1965})$$

$$\phi_s = 1$$

$$s = 0,0093$$

$$(2') \quad N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{16}{5} = 38,4 \quad (\text{Pers. (7.43), Kern, 1965})$$

$$D_s = 33/12 = 2,75 \text{ ft}$$

$$(3') \quad \Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \quad (\text{Pers. (7.44), Kern, 1965})$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0008 \times (427811,3)^2 \times (2,75) \times (38,4)}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,0825) \times (0,0093) \times (1)} = 1,158 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ yang diperbolehkan} = 10 \text{ psi}$$

LC.21 Cooler 1 (E – 201)

Fungsi : Menurunkan temperatur campuran gas keluaran reaktor (R-101).

Jenis : 1 – 2 shell and tube exchanger

Dipakai : 1 in OD tube 18 BWG, panjang = 16 ft, 2 pass

- Fluida panas

$$\text{Laju alir fluida panas} = 44470 \text{ kg/jam} = 98040,0802 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

$$\text{Temperatur awal (T}_1) = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur akhir (T}_2) = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

- Fluida dingin

$$\text{Laju alir fluida dingin} = 129501,42 \text{ kg/jam} = 285503,2518 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

$$\text{Temperatur awal (t}_1) = 28 \text{ }^\circ\text{C} = 82,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur akhir (t}_2) = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 140 \text{ }^\circ\text{F}$$

Panas yang diserap (Q) = 17318191,1 kJ/jam = 16414413,464 Btu/jam

(5) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih
$T_1 = 302 \text{ }^\circ\text{F}$	Temperatur yang lebih tinggi	$t_2 = 140 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_1 = 162 \text{ }^\circ\text{F}$
$T_2 = 86 \text{ }^\circ\text{F}$	Temperatur yang lebih rendah	$t_1 = 82,4 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 = 3,6 \text{ }^\circ\text{F}$
$T_1 - T_2 = 216 \text{ }^\circ\text{F}$	<u>Selisih</u>	$t_2 - t_1 = 57,6 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = -158,4 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{-158,4}{\ln\left(\frac{3,6}{162}\right)} = 41,61 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{216}{57,6} = 3,75$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{171}{572 - 131} = 0,39$$

Dari Gambar 18, Kern, 1965 diperoleh $F_T = 0,85$

Maka $\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 0,85 \times 41,61 = 35,37 \text{ }^\circ\text{F}$

(5) T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{302 + 86}{2} = 194 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{140 + 82,4}{2} = 111,2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dalam perancangan ini digunakan *vaporizer* dengan spesifikasi:

- Diameter luar *tube* (OD) = 1 in
- Jenis *tube* = 18 BWG
- Pitch (P_T) = 1 1/4 in *square pitch*
- Panjang *tube* (L) = 16 ft

m. Dari Tabel 8, hal. 840, Kern, 1965, *heater* untuk fluida panas *steam* dan fluida dingin gas, diperoleh $U_D = 2-50$, dan faktor pengotor (R_d) = 0,01.

Diambil $U_D = 34 \text{ Btu/jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{17318191,1 \text{ Btu/jam}}{34 \frac{\text{Btu}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 35,37 ^\circ\text{F}} = 1364,95 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft²/ft (Tabel 10, Kern)

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{1364,95 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 325,857 \text{ buah}$$

n. Dari Tabel 9, hal 842, Kern, 1965, nilai yang terdekat adalah 326 *tube* dengan ID *shell* 29 in.

o. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times a'' \\ &= 16 \text{ ft} \times 326 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 1365,55 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{17318191,1 \text{ Btu/jam}}{1365,55 \text{ ft}^2 \times 35,37 ^\circ\text{F}} = 33,9851 \frac{\text{Btu}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Fluida panas : steam, tube

(3) Flow area tube, $a_t' = 0,639 \text{ in}^2$ (Tabel 10, Kern, 1965)

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} \quad (\text{Pers. (7.48), Kern, 1965})$$

$$a_t = \frac{326 \times 0,639}{144 \times 2} = 0,723 \text{ ft}^2$$

(4) Kecepatan massa:

$$G_t = \frac{w}{a_t} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_t = \frac{98040,0802}{0,723} = 135543 \text{ lb}_m/\text{jam} \cdot \text{ft}^2$$

(5) Bilangan Reynold:

Pada $T_c = 194 ^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,0127 \text{ cP} = 0,0308 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \quad (\text{Gambar 14, Kern, 1965})$$

Dari tabel 10, Kern, untuk 1 in OD, 18 BWG, diperoleh :

$$ID = 0,902 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_t = \frac{0,0752 \times 135543}{0,0308} = 330283$$

(18) Taksir jH dari Gambar 24 Kern (1965), diperoleh $jH = 610$ pada $Re_t = 330283$

(19) Pada $T_c = 194 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 0,388 \text{ Btu/lb}_m \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Gambar 2, Kern, 1965})$$

$$k = 0,015 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft. } ^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 5, Kern, 1965})$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,388 \times 0,0308}{0,015}\right)^{1/3} = 0,937$$

$$(20) \frac{h_i}{\phi_t} = jH \times \frac{k}{ID} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 610 \times \frac{0,015}{0,902} \times 0,937 = 110,538$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = 110,538 \times \frac{0,902}{1} = 99,7048$$

(9) Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_t = 1$ (Kern, 1965)

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$h_{io} = 99,7048 \times 1 = 99,7048 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : bahan, shell

(3') Flow area shell

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T} \text{ ft}^2 \quad (\text{Pers. (7.1), Kern, 1965})$$

$D_s =$ Diameter dalam shell = 29 in

$B = \text{Baffle spacing} = 5 \text{ in}$

$P_T = \text{Tube pitch} = 1\frac{1}{4} \text{ in}$

$C' = \text{Clearance} = P_T - \text{OD}$

$$= 1\frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{29 \times 0,25 \times 5}{144 \times 1,25} = 0,201 \text{ ft}^2$$

(4') Kecepatan massa

$$G_s = \frac{w}{a_s} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_s = \frac{285503,2518}{0,201} = 1417671 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$$

(5') Bilangan Reynold

Pada $t_c = 111,2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$\mu = 0,63 \text{ cP} = 1,52 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$

Dari Gambar 28, Kern, untuk 1 in dan $1\frac{1}{4} \text{ square pitch}$, diperoleh $D_e = 0,99 \text{ in}$.

$D_e = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$

$$\text{Re}_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$\text{Re}_s = \frac{0,0825 \times 1417671}{1,52} = 76713,8$$

(6') Taksir J_H dari Gambar 28, Kern, diperoleh $J_H = 165$ pada $\text{Re}_s = 76713,8$

(7') Pada $t_c = 111,2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$c = 1,05 \text{ Btu/lb}_m \cdot ^\circ\text{F}$

$k = 0,368 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft. } ^\circ\text{F}$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{1,05 \times 0,63}{0,368} \right)^{1/3} = 1,632$$

$$(8') \frac{h_o}{\phi_s} = J_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\varphi_s} = 165 \times \frac{0,368}{0,0825} \times 0,1,632 = 1201,46$$

(9') Karena viskositas rendah, maka diambil $\varphi_s = 1$ (Kern, 1965)

$$h_o = \frac{h_o}{\varphi_s} \times \varphi_s = 1201,46 \times 1 = 1201,46 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(10) Clean Overall Coefficient, U_C

$$U_C = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{99,7048 \times 1201,46}{99,7048 + 1201,46} = 92,0647 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(Pers. (6.38), Kern, 1965)

(11) Faktor pengotor, R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{92,0647 - 33,9851}{92,0647 \times 33,9851} = 0,0186$$

1965)

R_d hitung $\geq R_d$ ketentuan, maka spesifikasi pendingin dapat diterima.

Pressure drop

Fluida panas : sisi tube

(1) Untuk $Re_t = 330283,4$

$$f = 0,00015 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(Gambar 26, Kern, 1965)

$$s = 0,0093$$

$$\phi_t = 1$$

$$(2) \quad \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \phi_t}$$

(Pers. (7.53), Kern, 1965)

$$\Delta P_t = \frac{(0,00015) \times (135543,2)^2 \times (16) \times (2)}{(5,22 \cdot 10^{10}) \times (0,0752) \times (0,0093) \times (1)} = 0,2417 \text{ psi}$$

(3) Dari Gambar 27, Kern, 1965 diperoleh $\frac{V^2}{2g'} = 0,0045$

$$\begin{aligned}\Delta P_r &= \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'} \\ &= \frac{(4) \cdot (2)}{0,0093} \cdot 0,0045 \\ &= 0,3871 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0,2417 \text{ psi} + 0,3871 \text{ psi} \\ &= 0,6288 \text{ psi}\end{aligned}$$

ΔP_t yang diperbolehkan = 2 psi

Fluida dingin : sisi shell

(1') Untuk $Re_s = 76713,82$
 $f = 0,0014 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Gambar 29, Kern, 1965)

$$\phi_s = 1$$

$$s = 1$$

(2') $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$
 $N + 1 = 12 \times \frac{16}{5} = 38,4$ (Pers. (7.43), Kern, 1965)

$$D_s = 29/12 = 2,42 \text{ ft}$$

(3') $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$ (Pers. (7.44), Kern, 1965)

$$\Delta P_s = \frac{0,0014 \times (1417671)^2 \times (2,42) \times (38,4)}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,0825) \times (1) \times (1)} = 2,0699 \text{ psi}$$

ΔP_s yang diperbolehkan = 10 psi

LC.22 Heater 2 (E – 202)

Fungsi : Menaikkan temperatur aliran umpan kolom destilasi (T–201).

Jenis : 1 – 2 shell and tube exchanger

Dipakai : 1 in OD tube 18 BWG, panjang = 16 ft, 2 pass

- Fluida panas

$$\begin{aligned} \text{Laju alir fluida panas} &= 4438,14 \text{ kg/jam} = 9748,4750 \text{ lb}_m/\text{jam} \\ \text{Temperatur awal } (T_1) &= 300 \text{ }^\circ\text{C} = 572 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Temperatur akhir } (T_2) &= 150 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

- Fluida dingin

$$\begin{aligned} \text{Laju alir fluida dingin} &= 32246 \text{ kg/jam} = 71090,6325 \text{ lb}_m/\text{jam} \\ \text{Temperatur awal } (t_1) &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Temperatur akhir } (t_2) &= 88 \text{ }^\circ\text{C} = 190,4 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\text{Panas yang diserap } (Q) = 10799332,19 \text{ kJ/jam} = 10235751,703 \text{ Btu/jam}$$

(6) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih
$T_1 = 572 \text{ }^\circ\text{F}$	Temperatur yang lebih tinggi	$t_2 = 190,4 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_1 = 381,6 \text{ }^\circ\text{F}$
$T_2 = 302 \text{ }^\circ\text{F}$	Temperatur yang lebih rendah	$t_1 = 86 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 = 216 \text{ }^\circ\text{F}$
$T_1 - T_2 = 270 \text{ }^\circ\text{F}$	<u>Selisih</u>	$t_2 - t_1 = 104,4 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = -165,6 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{-165,6}{\ln\left(\frac{216}{381,6}\right)} = 290,99 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{270}{104,4} = 2,59$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{104,4}{572 - 86} = 0,21$$

Dari Gambar 18, Kern, 1965 diperoleh $F_T = 0,96$

$$\text{Maka } \Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 0,96 \times 290,99 = 279,35 \text{ }^\circ\text{F}$$

(6) T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{572 + 302}{2} = 437 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 190,4}{2} = 138,2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dalam perancangan ini digunakan *vaporizer* dengan spesifikasi:

- Diameter luar *tube* (OD) = 1 in
- Jenis *tube* = 18 BWG
- Pitch (P_T) = 1 1/4 in *square pitch*
- Panjang *tube* (L) = 16 ft

p. Dari Tabel 8, hal. 840, *Kern*, 1965, *heater* untuk fluida panas *steam* dan fluida dingin cair, diperoleh $U_D = 50-100$, dan faktor pengotor (R_d) = 0,001.

Diambil $U_D = 79 \text{ Btu/jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{10235751,703 \text{ Btu/jam}}{79 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}} \times 279,35^\circ\text{F}} = 463,816 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft²/ft (Tabel 10, *Kern*)

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{463,816 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 110,728 \text{ buah}$$

q. Dari Tabel 9, hal 842, *Kern*, 1965, nilai yang terdekat adalah 112 *tube* dengan ID *shell* 17¹/₄ in.

r. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times a'' \\ &= 16 \text{ ft} \times 112 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 469,15 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{10235751,703 \text{ Btu/jam}}{469,15 \text{ ft}^2 \times 279,35^\circ\text{F}} = 78,1025 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}}$$

Fluida panas : steam, *tube*

(3) Flow area tube, $a_t' = 0,639 \text{ in}^2$ (Tabel 10, Kern, 1965)

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} \quad (\text{Pers. (7.48), Kern, 1965})$$

$$a_t = \frac{326 \times 0,639}{144 \times 2} = 0,249 \text{ ft}^2$$

(4) Kecepatan massa:

$$G_t = \frac{W}{a_t} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_t = \frac{9784,4750}{0,249} = 39374,1 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$$

(5) Bilangan Reynold:

Pada $T_c = 437 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,0017 \text{ cP} = 0,0041 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \quad (\text{Gambar 14, Kern, 1965})$$

Dari tabel 10, Kern, untuk 1 in OD, 18 BWG, diperoleh :

$$ID = 0,902 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu} \quad (\text{Pers.(7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_t = \frac{0,0752 \times 39374,1}{0,0041} = 719403$$

(21) Taksir jH dari Gambar 24 Kern (1965), diperoleh $jH = 1000$ pada $Re_t = 719403$

(22) Pada $T_c = 437 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 0,47 \text{ Btu/lb}_m \cdot \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Gambar 2, Kern, 1965})$$

$$k = 0,02 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft. }^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 5, Kern, 1965})$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,47 \times 0,0017}{0,02} \right)^{1/3} = 0,459$$

$$(23) \frac{h_i}{\phi_t} = jH \times \frac{k}{ID} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 1000 \times \frac{0,02}{0,902} \times 0,459 = 122,12$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = 122,12 \times \frac{0,902}{1} = 110,15$$

(9) Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_t = 1$ (Kern, 1965)

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$h_{io} = 110,15 \times 1 = 110,15 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : bahan, *shell*

(3') Flow area shell

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T} \text{ft}^2 \quad (\text{Pers. (7.1), Kern, 1965})$$

D_s = Diameter dalam shell = 17,25 in

B = *Baffle spacing* = 5 in

P_T = *Tube pitch* = $1\frac{1}{4}$ in

C' = *Clearance* = $P_T - OD$

$$= 1\frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{17,25 \times 0,25 \times 5}{144 \times 1,25} = 0,119 \text{ft}^2$$

(4') Kecepatan massa

$$G_s = \frac{w}{a_s} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_s = \frac{71090,6325}{0,119} = 593452 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$$

(5') Bilangan Reynold

Pada $t_c = 138,2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,38 \text{ cP} = 0,922 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Dari Gambar 28, Kern, untuk 1 in dan $1\frac{1}{4}$ *square pitch*, diperoleh $D_e = 0,99$ in.

$$D_e = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_s = \frac{0,0825 \times 593452}{0,922} = 53115,7$$

(6') Taksir J_H dari Gambar 28, Kern, diperoleh $J_H = 140$ pada $Re_s = 53115,7$

(7') Pada $t_c = 138,2$ °F

$$c = 0,587 \text{ Btu/lb}_m \cdot \text{°F}$$

$$k = 0,16 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft.°F}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,587 \times 0,922}{0,16}\right)^{1/3} = 1,502$$

$$(8') \frac{h_o}{\phi_s} = J_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 140 \times \frac{0,16}{0,0825} \times 1,502 = 407,145$$

(9') Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_s = 1$

(Kern, 1965)

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s = 407,145 \times 1 = 407,145 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{°F}$$

(10) *Clean Overall Coefficient*, U_C

$$U_C = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{110,15 \times 407,145}{110,15 + 407,145} = 86,6959 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

(Pers. (6.38), Kern, 1965)

(11) Faktor pengotor, R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{86,6959 - 78,1025}{86,6959 \times 78,1025} = 0,00127$$

(Pers. (6.13), Kern,

1965)

R_d hitung $\geq R_d$ ketentuan, maka spesifikasi pendingin dapat diterima.

Pressure drop

Fluida panas : sisi tube

(1) Untuk $Re_t = 719402,8$

$$f = 0,0008 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(Gambar 26, Kern, 1965)

$$s = 0,7131$$

$$\phi_t = 1$$

$$(2) \quad \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \phi_t} \quad (\text{Pers. (7.53), Kern, 1965})$$

$$\Delta P_t = \frac{(0,00009) \times (39374,14)^2 \times (16) \times (2)}{(5,22 \cdot 10^{10}) \times (0,0752) \times (0,0054) \times (1)} = 0,2107 \text{ psi}$$

$$(3) \quad \text{Dari Gambar 27, Kern, 1965 diperoleh } \frac{v^2}{2g'} = 0,001$$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'} \\ &= \frac{(4) \cdot (2)}{0,0054} \cdot 0,001 \\ &= 1,481 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0,2107 \text{ psi} + 1,481 \text{ psi} \\ &= 1,6917 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_t \text{ yang diperbolehkan} = 2 \text{ psi}$$

Fluida dingin : sisi shell

$$(1') \quad \text{Untuk } Re_s = 53115,69$$

$$f = 0,0015 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Gambar 29, Kern, 1965})$$

$$\phi_s = 1$$

$$s = 0,98$$

$$(2') \quad N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{16}{5} = 38,4 \quad (\text{Pers. (7.43), Kern, 1965})$$

$$D_s = 17,25/12 = 1,438 \text{ ft}$$

$$(3') \quad \Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \quad (\text{Pers. (7.44), Kern, 1965})$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0015 \times (593452,2)^2 \times (1,438) \times (38,4)}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,0825) \times (0,98) \times (1)} = 0,3966 \text{ psi}$$

ΔP_s yang diperbolehkan = 10 psi

LC.23 Kondensor (E – 203)

Fungsi : Mengkondensasikan uap dari kolom destilasi (T–201).

Jenis : 2 – 4 *shell and tube exchanger*

Dipakai : 1 in OD *tube* 18 BWG, panjang = 16 ft, 4 *pass*

- Fluida panas

Laju alir fluida panas = 400007 kg/jam = 881869,0888 lb_m/jam

Temperatur awal (T₁) = 88 °C = 190,4 °F

Temperatur akhir (T₂) = 65 °C = 149 °F

- Fluida dingin

Laju alir fluida dingin = 6764,83 kg/jam = 14913,9752 lb_m/jam

Temperatur awal (t₁) = 28 °C = 82,4 °F

Temperatur akhir (t₂) = 60 °C = 140 °F

Panas yang diserap (Q) = 989055,628 kJ/jam = 937440,1721 Btu/jam

(7) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih
T ₁ = 190,4 °F	Temperatur yang lebih tinggi	t ₂ = 140 °F	$\Delta t_1 = 50,4$ °F
T ₂ = 149 °F	Temperatur yang lebih rendah	t ₁ = 28 °F	$\Delta t_2 = 66,6$ °F
T ₁ – T ₂ = 41,4 °F	<u>Selisih</u>	t ₂ – t ₁ = 57,6 °F	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 16,2$ °F

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{16,2}{\ln\left(\frac{66,6}{50,4}\right)} = 58,12 \text{ °F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{41,4}{57,6} = 0,72$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{157,6}{190,4 - 82,4} = 0,533$$

Dari Gambar 18, Kern, 1965 diperoleh $F_T = 0,97$

Maka $\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 0,97 \times 58,12 = 56,38 \text{ }^\circ\text{F}$

(7) T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{190,4 + 149}{2} = 169,7 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{82,4 + 140}{2} = 111,2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dalam perancangan ini digunakan *vaporizer* dengan spesifikasi:

- Diameter luar *tube* (OD) = 1 in
 - Jenis *tube* = 18 BW
 - Pitch (P_T) = 1 1/4 in *square pitch*
 - Panjang *tube* (L) = 16 ft
- s. Dari Tabel 8, hal. 840, Kern, 1965, *cooler* untuk fluida panas *gas* dan fluida dingin air, diperoleh $U_D = 2-50$, dan faktor pengotor (R_d) = 0,0013.

Diambil $U_D = 31 \text{ Btu/jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{937440,1721 \text{ Btu/jam}}{31 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}} \times 56,38 \text{ }^\circ\text{F}} = 536,356 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft^2/ft (Tabel 10, Kern)

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{536,356 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 128,045 \text{ buah}$$

- t. Dari Tabel 9, hal 842, Kern, 1965, nilai yang terdekat adalah 132 *tube* dengan ID *shell* 19¹/₄ in.
- u. Koreksi U_D

$$\begin{aligned}
 A &= L \times N_t \times a'' \\
 &= 16 \text{ ft} \times 132 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 552,92 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{927440,1721 \text{ Btu/jam}}{552,92 \text{ ft}^2 \times 56,38 \text{ }^\circ\text{F}} = 128,05 \frac{\text{Btu}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}}$$

Fluida panas : steam, tube

(3) Flow area tube, $a_t' = 0,639 \text{ in}^2$ (Tabel 10, Kern, 1965)

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} \quad (\text{Pers. (7.48), Kern, 1965})$$

$$a_t = \frac{132 \times 0,639}{144 \times 4} = 0,293 \text{ ft}^2$$

(4) Kecepatan massa:

$$G_t = \frac{w}{a_t} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_t = \frac{88200,8}{0,293} = 301155,1 \text{ lb}_m/\text{jam} \cdot \text{ft}^2$$

(5) Bilangan Reynold:

Pada $T_c = 169,7 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,365 \text{ cP} = 0,883 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \quad (\text{Gambar 14, Kern, 1965})$$

Dari tabel 10, Kern, untuk 1 in OD, 18 BWG, diperoleh :

$$\text{ID} = 0,902 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_t = \frac{\text{ID} \times G_t}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$\text{Re}_t = \frac{0,0752 \times 301155,1}{0,883} = 25627,51$$

(24) Taksir jH dari Gambar 24 Kern (1965), diperoleh $jH = 80$ pada $\text{Re}_t = 25627,51$

(25) Pada $T_c = 169,7 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 0,51 \text{ Btu/lb}_m \cdot \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Gambar 2, Kern, 1965})$$

$$k = 0,087 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft. } ^\circ\text{F}$$

(Tabel 5, Kern, 1965)

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,51 \times 0,365}{0,087}\right)^{1/3} = 1,73$$

$$(26) \quad \frac{h_i}{\varphi_t} = jH \times \frac{k}{ID} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\varphi_t} = 80 \times \frac{0,087}{0,902} \times 1,73 = 160,19$$

$$\frac{h_{io}}{\varphi_t} = \frac{h_i}{\varphi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$\frac{h_{io}}{\varphi_t} = 160,19 \times \frac{0,902}{1} = 144,492$$

(9) Karena viskositas rendah, maka diambil $\varphi_t = 1$ (Kern, 1965)

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\varphi_t} \times \varphi_t$$

$$h_{io} = 144,492 \times 1 = 144,492 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : bahan, *shell*

(3') Flow area shell

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T} \text{ ft}^2$$

(Pers. (7.1), Kern, 1965)

$$D_s = \text{Diameter dalam shell} = 19,25 \text{ in}$$

$$B = \text{Baffle spacing} = 5 \text{ in}$$

$$P_T = \text{Tube pitch} = 1^{1/4} \text{ in}$$

$$C' = \text{Clearance} = P_T - OD$$

$$= 1^{1/4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{19,25 \times 0,25 \times 5}{144 \times 1,25} = 0,134 \text{ ft}^2$$

(4') Kecepatan massa

$$G_s = \frac{W}{a_s} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_s = \frac{14913,9752}{0,134} = 111564 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$$

(5') Bilangan Reynold

$$\text{Pada } t_c = 111,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,63 \text{ cP} = 1,52 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Dari Gambar 28, Kern, untuk 1 in dan $1^{1/4}$ square pitch, diperoleh $D_e = 0,99$ in.

$$D_e = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_s = \frac{0,0825 \times 111564}{1,52} = 6037,03$$

(6') Taksir J_H dari Gambar 28, Kern, diperoleh $J_H = 40$ pada $Re_s = 6037,03$

(7') Pada $t_c = 111,2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$c = 1,05 \text{ Btu/lb}_m \cdot ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,368 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft.} ^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{1,05 \times 0,63}{0,368} \right)^{1/3} = 1,63$$

$$(8') \frac{h_o}{\varphi_s} = J_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\varphi_s} = 40 \times \frac{0,368}{0,0825} \times 1,63 = 291,26$$

(9') Karena viskositas rendah, maka diambil $\varphi_s = 1$ (Kern, 1965)

$$h_o = \frac{h_o}{\varphi_s} \times \varphi_s = 291,26 \times 1 = 291,26 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(10) Clean Overall Coefficient, U_C

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{144,492 \times 291,26}{144,492 + 291,26} = 96,58 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(Pers. (6.38), Kern, 1965)

(11) Faktor pengotor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{96,58 - 30,0712}{96,58 \times 30,0712} = 0,0229 \quad (\text{Pers. (6.13), Kern, 1965})$$

R_d hitung $\geq R_d$ ketentuan, maka spesifikasi pendingin dapat diterima.

Pressure drop

Fluida panas : sisi tube

(1) Untuk $Re_t = 25627,51$

$$f = 0,0016 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Gambar 26, Kern, 1965})$$

$$s = 0,88$$

$$\phi_t = 1$$

$$(2) \quad \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \phi_t} \quad (\text{Pers. (7.53), Kern, 1965})$$

$$\Delta P_t = \frac{(0,00021) \times (301155,1)^2 \times (16) \times (4)}{(5,22 \cdot 10^{10}) \times (0,0752) \times (0,88) \times (1)} = 0,177 \text{ psi}$$

(3) Dari Gambar 27, Kern, 1965 diperoleh $\frac{V^2}{2g'} = 0,001$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'} \\ &= \frac{(4) \cdot (4)}{0,88} \cdot 0,001 \\ &= 0,009 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0,177 \text{ psi} + 0,009 \text{ psi} \\ &= 0,1856 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_t \text{ yang diperbolehkan} = 2 \text{ psi}$$

Fluida dingin : sisi shell

(1') Untuk $Re_s = 6037,03$

$$f = 0,0023 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(Gambar 29, Kern, 1965)

$$\phi_s = 1$$

$$s = 1$$

$$(2') \quad N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{16}{5} = 38,4$$

(Pers. (7.43), Kern, 1965)

$$D_s = 19,25/12 = 1,438 \text{ ft}$$

$$(3') \quad \Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$$

(Pers. (7.44), Kern, 1965)

$$\Delta P_s = \frac{0,0023 \times (111564,3)^2 \times (1,604) \times (38,4)}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,0825) \times (1) \times (1)} = 0,0211 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ yang diperbolehkan} = 10 \text{ psi}$$

LC.24 Reboiler (E – 204)

Fungsi : Menguapkan cairan dari kolom destilasi (T-201).

Jenis : 2 – 4 *shell and tube exchanger*

Dipakai : 1 in OD *tube* 18 BWG, panjang = 16 ft, 4 *pass*

- Fluida panas

$$\text{Laju alir fluida panas} = 4917,06 \text{ kg/jam} = 10840,3183 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

$$\text{Temperatur awal (T}_1) = 300 \text{ }^\circ\text{C} = 572 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur akhir (T}_2) = 140 \text{ }^\circ\text{C} = 284 \text{ }^\circ\text{F}$$

- Fluida dingin

$$\text{Laju alir fluida dingin} = 26589 \text{ kg/jam} = 58619,0172 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

$$\text{Temperatur awal (t}_1) = 88 \text{ }^\circ\text{C} = 190,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur akhir (t}_2) = 119 \text{ }^\circ\text{C} = 246,2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Panas yang diserap (Q)} = 12176814,4057 \text{ kJ/jam} = 11541347,7961 \text{ Btu/jam}$$

(8) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih
$T_1 = 572 \text{ }^\circ\text{F}$	Temperatur yang lebih tinggi	$t_2 = 246,2 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_1 = 325,8 \text{ }^\circ\text{F}$
$T_2 = 284 \text{ }^\circ\text{F}$	Temperatur yang lebih rendah	$t_1 = 190,4 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 = 93,6 \text{ }^\circ\text{F}$
$T_1 - T_2 = 288 \text{ }^\circ\text{F}$	<u>Selisih</u>	$t_2 - t_1 = 55,8 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = -232,2 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{-232,2}{\ln\left(\frac{93,6}{325,8}\right)} = 186,17 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{288}{55,8} = 5,16$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{55,8}{572 - 190,4} = 0,146$$

Dari Gambar 18, Kern, 1965 diperoleh $F_T = 0,85$

Maka $\Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 0,85 \times 186,17 = 158,24 \text{ }^\circ\text{F}$

(8) T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{572 + 284}{2} = 428 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{190,4 + 246,2}{2} = 218,3 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dalam perancangan ini digunakan *vaporizer* dengan spesifikasi:

- Diameter luar *tube* (OD) = 1 in
- Jenis *tube* = 18 BWG
- Pitch (P_T) = 1 1/4 in *square pitch*
- Panjang *tube* (L) = 16 ft

v. Dari Tabel 8, hal. 840, Kern, 1965, *heater* untuk fluida panas *steam* dan fluida dingin cairan, diperoleh $U_D = 50-100$, dan faktor pengotor (R_d) = 0,002.

Diambil $U_D = 59 \text{ Btu/jam}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{11541347,7961,46 \text{ Btu/jam}}{59 \frac{\text{Btu}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 158,24 \text{ } ^\circ\text{F}} = 1236,17 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft²/ft (Tabel 10, Kern)

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{1236,17 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 295,113 \text{ buah}$$

w. Dari Tabel 9, hal 842, Kern, 1965, nilai yang terdekat adalah 300 tube dengan ID shell 29 in.

x. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times a'' \\ &= 16 \text{ ft} \times 300 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 1256,64 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{11541347,7961 \text{ Btu/jam}}{1256,64 \text{ ft}^2 \times 158,24 \text{ } ^\circ\text{F}} = 58,0389 \frac{\text{Btu}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Fluida panas : steam, tube

(3) Flow area tube, $a_t' = 0,639 \text{ in}^2$ (Tabel 10, Kern, 1965)

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} \quad (\text{Pers. (7.48), Kern, 1965})$$

$$a_t = \frac{300 \times 0,639}{144 \times 4} = 0,3328 \text{ ft}^2$$

(4) Kecepatan massa:

$$G_t = \frac{W}{a_t} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_t = \frac{10840,3183}{0,3328} = 32571,8 \text{ lb}_m/\text{jam} \cdot \text{ft}^2$$

(5) Bilangan Reynold:

Pada $T_c = 428 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,0017 \text{ cP} = 0,0041 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \quad (\text{Gambar 14, Kern, 1965})$$

Dari tabel 10, Kern, untuk 1 in OD, 18 BWG, diperoleh :

$$\text{ID} = 0,902 \text{ in} = 0,0752 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu} \quad (\text{Pers.}(7.3), \text{Kern, 1965})$$

$$Re_t = \frac{0,0752 \times 32571,8}{0,0041} = 595118$$

(27) Taksir jH dari Gambar 24 Kern (1965), diperoleh $jH = 900$ pada $Re_t = 595118$

(28) Pada $T_c = 428 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 0,47 \text{ Btu/lb}_m \cdot \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Gambar 2, Kern, 1965})$$

$$k = 0,00191 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft} \cdot \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 5, Kern, 1965})$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,47 \times 0,0041}{0,0191} \right)^{1/3} = 0,466$$

$$(29) \frac{h_i}{\varphi_t} = jH \times \frac{k}{ID} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\varphi_t} = 900 \times \frac{0,0191}{0,902} \times 0,466 = 106,58$$

$$\frac{h_{io}}{\varphi_t} = \frac{h_i}{\varphi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$\frac{h_{io}}{\varphi_t} = 106,58 \times \frac{0,902}{1} = 96,1359$$

(9) Karena viskositas rendah, maka diambil $\varphi_t = 1$ (Kern, 1965)

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\varphi_t} \times \varphi_t$$

$$h_{io} = 96,14 \times 1 = 96,1359 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : bahan, *shell*

(3') Flow area shell

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T} \text{ ft}^2 \quad (\text{Pers. (7.1), Kern, 1965})$$

D_s = Diameter dalam shell = 27 in

B = *Baffle spacing* = 5 in

$$P_T = \text{Tube pitch} = 1\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$C' = \text{Clearance} = P_T - \text{OD}$$

$$= 1\frac{1}{4} - 1 = 0,25 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{29 \times 0,25 \times 5}{144 \times 1,25} = 0,2014 \text{ ft}^2$$

(4') Kecepatan massa

$$G_s = \frac{W}{a_s} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_s = \frac{58619,0712}{0,2014} = 291074 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$$

(5') Bilangan Reynold

$$\text{Pada } t_c = 218,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,38 \text{ cP} = 0,9196 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Dari Gambar 28, Kern, untuk 1 in dan 1¹/₄ square pitch, diperoleh $D_e = 0,99 \text{ in}$.

$$D_e = 0,99/12 = 0,0825 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_s = \frac{0,0825 \times 291074}{0,9196} = 26113,1$$

(6') Taksir J_H dari Gambar 28, Kern, diperoleh $J_H = 95$ pada $Re_s = 26113,1$

(7') Pada $t_c = 218,3 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$c = 0,64 \text{ Btu/lb}_m \cdot ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,094 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft.} ^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,64 \times 0,9196}{0,094}\right)^{1/3} = 1,84$$

$$(8') \frac{h_o}{\phi_s} = J_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\varphi_s} = 95 \times \frac{0,094}{0,0825} \times 1,84 = 199,502$$

(9') Karena viskositas rendah, maka diambil $\varphi_s = 1$ (Kern, 1965)

$$h_o = \frac{h_o}{\varphi_s} \times \varphi_s = 199,502 \times 1 = 199,502 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(10) Clean Overall Coefficient, U_C

$$U_C = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{99,1359 \times 199,502}{99,1359 + 199,502} = 66,2268 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(Pers. (6.38), Kern, 1965)

(11) Faktor pengotor, R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{66,2268 - 58,0369}{66,2268 \times 58,0369} = 0,0023$$

(Pers. (6.13), Kern, 1965)

R_d hitung $\geq R_d$ ketentuan, maka spesifikasi pendingin dapat diterima.

Pressure drop

Fluida panas : sisi tube

(1) Untuk $Re_t = 595118,4$

$$f = 0,0001 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad \text{(Gambar 26, Kern, 1965)}$$

$$s = 0,0054$$

$$\phi_t = 1$$

$$(2) \quad \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \phi_t} \quad \text{(Pers. (7.53), Kern, 1965)}$$

$$\Delta P_t = \frac{(0,0001) \times (32571,85)^2 \times (16) \times (4)}{(5,22 \cdot 10^{10}) \times (0,0752) \times (0,0054) \times (1)} = 0,032 \text{ psi}$$

(3) Dari Gambar 27, Kern, 1965 diperoleh $\frac{V^2}{2g'} = 0,001$

$$\begin{aligned}\Delta P_r &= \frac{4n}{s} \cdot \frac{V^2}{2g'} \\ &= \frac{(4) \cdot (4)}{0,0054} \cdot 0,001 \\ &= 0,2963 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0,032 \text{ psi} + 0,2963 \text{ psi} \\ &= 0,3284 \text{ psi}\end{aligned}$$

ΔP_t yang diperbolehkan = 2 psi

Fluida dingin : sisi shell

(1') Untuk $Re_s = 26113,07$
 $f = 0,0017 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Gambar 29, Kern, 1965)

$$\phi_s = 1$$

$$s = 0,91$$

(2') $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$
 $N + 1 = 12 \times \frac{16}{5} = 38,4$ (Pers. (7.43), Kern, 1965)

$$D_s = 29/12 = 2,42 \text{ ft}$$

(3') $\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$ (Pers. (7.44), Kern, 1965)

$$\Delta P_s = \frac{0,0017 \times (291073,7)^2 \times (2,42) \times (38,4)}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,0825) \times (0,91) \times (1)} = 0,1164 \text{ psi}$$

ΔP_s yang diperbolehkan = 10 psi

LC.25 Cooler 2 (E – 205)

Fungsi : Menurunkan temperatur aliran umpan dekanter (D–201).

Jenis : 4 – 8 shell and tube exchanger

Dipakai : 1^{1/2} in OD tube 18 BWG, panjang = 16 ft, 8 pass

- Fluida panas

$$\text{Laju alir fluida panas} = 21625 \text{ kg/jam} = 47675,2133 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

$$\text{Temperatur awal (T}_1) = 65 \text{ }^\circ\text{C} = 149 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur akhir (T}_2) = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

- Fluida dingin

$$\text{Laju alir fluida dingin} = 13679,03 \text{ kg/jam} = 30157,2566 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

$$\text{Temperatur awal (t}_1) = 28 \text{ }^\circ\text{C} = 82,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperatur akhir (t}_2) = 60 \text{ }^\circ\text{C} = 140 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Panas yang diserap (Q)} = 1829292,72 \text{ kJ/jam} = 1733828,1425 \text{ Btu/jam}$$

(9) Δt = beda suhu sebenarnya

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih
$T_1 = 149 \text{ }^\circ\text{F}$	Temperatur yang lebih tinggi	$t_2 = 140 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_1 = 45 \text{ }^\circ\text{F}$
$T_2 = 86 \text{ }^\circ\text{F}$	Temperatur yang lebih rendah	$t_1 = 28 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 = 3,6 \text{ }^\circ\text{F}$
$T_1 - T_2 = 63 \text{ }^\circ\text{F}$	<u>Selisih</u>	$T_2 - t_1 = 21,6 \text{ }^\circ\text{F}$	$\Delta t_2 - \Delta t_1 = -41,4 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{-41,4}{\ln\left(\frac{3,6}{45}\right)} = 16,39 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{63}{21,6} = 2,92$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{21,6}{149 - 82,4} = 0,32$$

Dari Gambar 18, Kern, 1965 diperoleh $F_T = 0,98$

$$\text{Maka } \Delta t = F_T \times \text{LMTD} = 0,98 \times 16,39 = 16,06 \text{ }^\circ\text{F}$$

(9) T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{149 + 86}{2} = 117,5 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{82,4 + 104}{2} = 93,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dalam perancangan ini digunakan *vaporizer* dengan spesifikasi:

- Diameter luar *tube* (OD) = 1¹/₂ in
 - Jenis *tube* = 8 BWG
 - Pitch (P_T) = 1⁷/₈ in *square pitch*
 - Panjang *tube* (L) = 16 ft
- y. Dari Tabel 8, hal. 840, *Kern*, 1965, *cooler* untuk fluida panas cair dan fluida dingin air, diperoleh U_D = 50-125, dan faktor pengotor (R_d) = 0,001.

Diambil U_D = 114 Btu/jam·ft²·°F

Luas permukaan untuk perpindahan panas,

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{1733828,1425 \text{ Btu/jam}}{114 \frac{\text{Btu}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 16,06 \text{ } ^\circ\text{F}} = 946,807 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan luar (a'') = 0,2618 ft²/ft (Tabel 10, *Kern*)

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{L \times a''} = \frac{946,807 \text{ ft}^2}{16 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 150,765 \text{ buah}$$

z. Dari Tabel 9, hal 842, *Kern*, 1965, nilai yang terdekat adalah 151 *tube* dengan ID *shell* 33 in.

aa. Koreksi U_D

$$\begin{aligned} A &= L \times N_t \times a'' \\ &= 16 \text{ ft} \times 151 \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 948,28 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{1733828,1425 \text{ Btu/jam}}{948,28 \text{ ft}^2 \times 16,06 \text{ } ^\circ\text{F}} = 113,823 \frac{\text{Btu}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Fluida panas : steam, *tube*

(3) Flow area tube, a_t' = 1,075 in² (Tabel 10, *Kern*, 1965)

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} \quad (\text{Pers. (7.48), Kern, 1965})$$

$$a_t = \frac{151 \times 1,075}{144 \times 8} = 0,141 \text{ ft}^2$$

(4) Kecepatan massa:

$$G_t = \frac{W}{a_t} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_t = \frac{47675,2133}{0,141} = 338345 \text{ lb}_m/\text{jam} \cdot \text{ft}^2$$

(5) Bilangan Reynold:

Pada $T_c = 117,5 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,394 \text{ cP} = 0,953 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \quad (\text{Gambar 14, Kern, 1965})$$

Dari tabel 10, Kern, untuk 1 in OD, 8 BWG, diperoleh :

$$ID = 1,17 \text{ in} = 0,0975 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu} \quad (\text{Pers.(7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_t = \frac{0,0975 \times 338345}{0,953} = 34619,1$$

(30) Taksir jH dari Gambar 24 Kern (1965), diperoleh $jH = 120$ pada $Re_t = 34619,1$

(31) Pada $T_c = 117,5 \text{ }^\circ\text{F}$

$$c = 0,49 \text{ Btu}/\text{lb}_m \cdot \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Gambar 2, Kern, 1965})$$

$$k = 0,083 \text{ Btu}/\text{jam} \text{ lb}_m \text{ ft} \cdot \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 5, Kern, 1965})$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0,49 \times 0,953}{0,083} \right)^{1/3} = 1,78$$

$$(32) \frac{h_i}{\phi_t} = jH \times \frac{k}{ID} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 120 \times \frac{0,083}{1,17} \times 1,78 = 181,681$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = 181,681 \times \frac{1,71}{1} = 212,567$$

(9) Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_t = 1$ (Kern, 1965)

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$h_{io} = 212,567 \times 1 = 212,567 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : bahan, *shell*

(3') Flow area shell

$$a_s = \frac{D_s \times C' \times B}{144 \times P_T} \text{ ft}^2 \quad (\text{Pers. (7.1), Kern, 1965})$$

D_s = Diameter dalam shell = 33 in

B = *Baffle spacing* = 5 in

P_T = *Tube pitch* = $1\frac{1}{4}$ in

C' = *Clearance* = $P_T - OD$
 $= 1\frac{7}{8} - 1 = 0,875$ in

$$a_s = \frac{33 \times 0,875 \times 5}{144 \times 1,875} = 0,535 \text{ ft}^2$$

(4') Kecepatan massa

$$G_s = \frac{W}{a_s} \quad (\text{Pers. (7.2), Kern, 1965})$$

$$G_s = \frac{30157,2566}{0,535} = 56398 \text{ lb}_m/\text{jam.ft}^2$$

(5') Bilangan Reynold

Pada $t_c = 93,2$ °F

$\mu = 0,8$ cP = $1,936 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$

Dari Gambar 28, Kern, untuk 1 in dan $1\frac{7}{8}$ *square pitch*, diperoleh $D_e = 1,08$ in.

$$D_e = 1,08/12 = 0,09 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu} \quad (\text{Pers. (7.3), Kern, 1965})$$

$$Re_s = \frac{0,09 \times 56398}{1,936} = 2621,81$$

(6') Taksir J_H dari Gambar 28, Kern, diperoleh $J_H = 50$ pada $Re_s = 2621,81$

(7') Pada $t_c = 93,2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$c = 1 \text{ Btu/lb}_m \cdot ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,359 \text{ Btu/jam lb}_m \text{ ft. } ^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{1 \times 1,94}{0,359}\right)^{1/3} = 1,75$$

$$(8') \frac{h_o}{\phi_s} = J_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = 50 \times \frac{0,359}{0,09} \times 1,75 = 349,751$$

(9') Karena viskositas rendah, maka diambil $\phi_s = 1$ (Kern, 1965)

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s = 349,751 \times 1 = 349,751 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(10) *Clean Overall Coefficient, U_C*

$$U_C = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} = \frac{212,657 \times 349,751}{212,657 + 349,751} = 132,213 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(Pers. (6.38), Kern, 1965)

(11) Faktor pengotor, R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{132,213 - 113,823}{132,213 \times 113,823} = 0,00122 \quad (\text{Pers. (6.13), Kern, 1965})$$

R_d hitung $\geq R_d$ ketentuan, maka spesifikasi pendingin dapat diterima.

Pressure drop

Fluida panas : sisi tube

(1) Untuk $Re_t = 30291,94$

$$f = 0,0019 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Gambar 26, Kern, 1965})$$

$$s = 0,88$$

$$\phi_t = 1$$

$$(2) \quad \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot ID \cdot s \cdot \phi_t} \quad (\text{Pers. (7.53), Kern, 1965})$$

$$\Delta P_t = \frac{(0,00019) \times (338345)^2 \times (16) \times (8)}{(5,22 \cdot 10^{10}) \times (0,0752) \times (0,88) \times (1)} = 0,6216 \text{ psi}$$

(3) Dari Gambar 27, Kern, 1965 diperoleh $\frac{v^2}{2g'} = 0,0012$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{4n}{s} \cdot \frac{v^2}{2g'} \\ &= \frac{(4) \cdot (8)}{0,88} \cdot 0,0012 \\ &= 0,0436 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0,6216 \text{ psi} + 0,0436 \text{ psi} \\ &= 0,6652 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\Delta P_t \text{ yang diperbolehkan} = 2 \text{ psi}$$

Fluida dingin : sisi shell

(1') Untuk $Re_s = 2621,807$

$$f = 0,0027 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Gambar 29, Kern, 1965})$$

$$\phi_s = 1$$

$$s = 1$$

$$(2') \quad N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$N + 1 = 12 \times \frac{16}{5} = 38,4 \quad (\text{Pers. (7.43), Kern, 1965})$$

$$D_s = 33/12 = 2,75 \text{ ft}$$

$$(3') \quad \Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s} \quad (\text{Pers. (7.44), Kern, 1965})$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0027 \times (56397,99)^2 \times (2,75) \times (38,4)}{5,22 \cdot 10^{10} \times (0,09) \times (1) \times (1)} = 0,00632 \text{ psi}$$

ΔP_s yang diperbolehkan = 10 psi

LC.26 Pompa Etilena (P-101)

Fungsi : Memompa etilen ke *Vaporizer* 1 (E-101)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 150 kPa

Temperatur = -113,5 °C

Laju alir massa (F) = 2819 kg/jam

Densitas (ρ) = 577 kg/m³ = 36,0221 lbm/ft³ (Demian dan Bildea, 2008)

Viskositas (μ) = 1,0466 cP = 0,0007 lbm/ft.s (Perry, 1996)

Laju alir volumetrik,

$$m_v = \frac{2819 \text{ kg/jam}}{577 \text{ kg/m}^3} \\ = 0,0014 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0479 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain pipa:

$$D_{i,opt} = 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ = 0,363 (0,0014 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (577 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ = 0,0425 \text{ m} = 1,6738 \text{ in}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis (2003), dipilih pipa dengan spesifikasi:

Ukuran nominal : 2 in

Schedule number : 40

Diameter Dalam (ID) : 2,067 in = 0,1722 ft

Diameter Luar (OD) : 2,375 in = 0,1979 ft

Inside sectional area : 0,0233 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0479 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0233 \text{ ft}^2} = 2,0569 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold*:

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{(36,0221 \text{ lbm/ft}^3)(2,0569 \text{ ft/s})(0,1722 \text{ ft})}{0,0007 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 18.146,6622 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 2003)

$$\text{Pada } N_{Re} = 18.146,6622 \text{ dan } \epsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}} = 0,00087$$

Dari Gambar 2.10-3 Geankoplis (2003) diperoleh harga $f = 0,0075$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge entrance: } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55(1-0) \frac{2,0569^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0362 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2.g_c} = 1(2) \frac{2,0569^2}{2(32,174)} = 0,1315 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 10 ft: } F_f &= 4f \frac{\Delta L.v^2}{D.2.g_c} = 4(0,0075) \frac{(10).(2,0569)^2}{(0,1722).2.(32,174)} \\ &= 0,1145 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 1(1-0)^2 \frac{2,0569^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0658 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss: } \Sigma F = 0,3479 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana: $v_1 = v_2$

$P_1 = P_2 = 1,5 \text{ bar}$

$\Delta P = 0$

tinggi pemompaan $\Delta Z = 15 \text{ ft}$

$$\text{maka : } 0 + \frac{32,174}{32,174}(15) + 0 + 0,3479 + W_s = 0$$

$$W_s = -15,3479 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 75 \%$

$$\begin{aligned} W_p &= -\frac{W_s}{\eta} && \text{(Geankoplis, 2003)} \\ &= -\frac{-15,3479}{0,75} \\ &= 20,4639 \text{ ft.lbf/lbm.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa: } P &= m \times W_p \\ &= \frac{2819}{(0,45359)(3600)(550 \text{ft.lbf/s.hp})} \text{lbm/s} \times 20,4639 \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 0,0642 \text{ hp} \end{aligned}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor $\frac{1}{2} \text{ hp}$.

LC.27 Pompa Oksigen (P-102)

Fungsi : Memompa oksigen ke *Vaporizer* (E-102)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 150 kPa

Temperatur = -193 °C

Laju alir massa (F) = 1929 kg/jam

Densitas (ρ) = 1141,1046 kg/m³ = 71,23 lbf/ft³

(Sumber: <http://www.airproducts.com>)

Viskositas (μ) = 0,1958 cP = 0,0001 lbf/ft.s

(Sumber: <http://www.rsbs.amu.edu.au>)

Laju alir volumetrik,

$$\begin{aligned}m_v &= \frac{1929 \text{ kg/jam}}{1141,1046 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0005 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0166 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Desain pipa:

$$\begin{aligned}D_{i,opt} &= 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 0,363 (0,0005 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (1141,1046 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,0288 \text{ m} = 1,1345 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis (2003), dipilih pipa dengan spesifikasi:

Ukuran nominal	: 1 ½ in
<i>Schedule number</i>	: 40
Diameter Dalam (ID)	: 1,61 in = 0,1342 ft
Diameter Luar (OD)	: 1,9 in = 0,1583 ft
Inside sectional area	: 0,01414 ft ²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0166 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,01414 \text{ ft}^2} = 1,1728 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold*:

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{(71,23 \text{ lbm/ft}^3)(1,1728 \text{ ft/s})(0,1722 \text{ ft})}{0,0001 \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 85.191,0281 \text{ (Turbulen)}\end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 2003)

$$\text{Pada } N_{Re} = 85.191,0281 \text{ dan } \epsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0409 \text{ m}} = 0,001125$$

Dari Gambar 2.10-3 Geankoplis (2003) diperoleh harga $f = 0,006$

Friction loss:

$$\begin{aligned}1 \text{ Sharp edge entrance: } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55(1-0) \frac{1,1728^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0118 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 1(2) \frac{1,1728^2}{2(32,174)} = 0,0427 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 10 ft: } F_f &= 4f \frac{\Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} = 4(0,006) \frac{(10) \cdot (1,1728)^2}{(0,1342) \cdot 2 \cdot (32,174)} \\ &= 0,0382 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1(1-0)^2 \frac{1,1728^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0214 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss: } \sum F = 0,1141 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = P_2 = 1,5 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta Z = 15 \text{ ft}$

$$\text{maka : } 0 + \frac{32,174}{32,174} (15) + 0 + 0,1141 + W_s = 0$$

$$W_s = -15,1141 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 75 \%$

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$= -\frac{-15,1141}{0,75}$$

$$= 20,1522 \text{ ft.lbf/lbm.}$$

Daya pompa: $P = m \times W_p$

$$= \frac{1929}{(0,45359)(3600)(550 \text{ ft.lbf/s.hp})} \text{ lbm/s} \times 20,1522 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 0,0433 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor $\frac{1}{2} \text{ hp}$.

LC.28 Pompa Asam Asetat (P-103)

Fungsi : Memompa asam asetat ke tangki pencampur I (V-101)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 101,325 kPa

Temperatur = 30 °C

Laju alir massa (F) = 3541 kg/jam

Densitas (ρ) = 1049,2 kg/m³ = 65,5016 lbm/ft³

(Demian dan Beldea, 2008)

Viskositas (μ) = 1,15 cP = 0,0008 lbm/ft.s (Geankoplis, 2003)

Laju alir volumetrik,

$$\begin{aligned} m_v &= \frac{3541 \text{ kg/jam}}{1049,2 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0009 \text{ m}^3/\text{s} = 0,0331 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain pipa:

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 0,363 (0,0009 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (1049,2 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,0389 \text{ m} = 1,5317 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis (2003), dipilih pipa dengan spesifikasi:

Ukuran nominal : 2 in

Schedule number : 40

Diameter Dalam (ID) : 2,067 in = 0,1722 ft

Diameter Luar (OD) : 2,375 in = 0,1979 ft

Inside sectional area : 0,0233 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0331 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0233 \text{ ft}^2} = 1,4209 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold*:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{(65,5016 \text{ lbm/ft}^3)(1,4209 \text{ ft/s})(0,1722 \text{ ft})}{0,0008 \text{ lbm/ft.s}}$$

$$= 20.744,8594 \text{ (Turbulen)}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 2003)

Pada $N_{Re} = 20.744,8594$ dan $\varepsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0525 \text{ m}} = 0,000876$

Dari Gambar 2.10-3 Geankoplis (2003) diperoleh harga $f = 0,007$

Friction loss:

1 *Sharp edge entrance*: $h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55(1-0) \frac{1,4209^2}{2(1)(32,174)}$

$$= 0,0173 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2 *check valve*: $h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2.g_c} = 2(2) \frac{1,4209^2}{2(32,174)} = 0,1255 \text{ ft.lbf/lbm}$

Pipa lurus 10 ft: $F_f = 4f \frac{\Delta L.v^2}{D.2.g_c} = 4(0,007) \frac{(10).(1,4209)^2}{(0,1722).2.(32,174)}$

$$= 0,051 \text{ ft.lbf/lbm}$$

1 *Sharp edge exit*: $h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 1(1-0)^2 \frac{1,4209^2}{2(1)(32,174)}$

$$= 0,0314 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total *friction loss*: $\Sigma F = 0,2251 \text{ ft.lbf/lbm}$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

$$\text{maka : } 0 + \frac{32,174}{32,174}(10) + 0 + 0,2251 + W_s = 0$$

$$W_s = -10,2251 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 75 \%$

$$\begin{aligned} W_p &= -\frac{W_s}{\eta} && \text{(Geankoplis, 2003)} \\ &= -\frac{-10,2251}{0,75} \\ &= 13,6335 \text{ ft.lbf/lbm.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa: } P &= m \times W_p \\ &= \frac{3541}{(0,45359)(3600)(550 \text{ ft.lbf/s.hp})} \text{ lbm/s} \times 13,6335 \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 0,0538 \text{ hp} \end{aligned}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor $\frac{1}{2}$ hp.

LC.29 Pompa Asam Asetat (P-104)

Fungsi : Memompa asam asetat ke *Vaporizer* (E-103)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1 unit

Kondisi operasi :

$$\text{Tekanan} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Temperatur} = 96,75 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Laju alir massa (F)} = 14161 \text{ kg/jam}$$

Tabel LC.8 Data pada alur 6

Komponen	Fraksi Berat	Densitas	ρ campuran	Viskositas	μ campuran
VAM	0,0032	830,5035	2,6576	0,22	0,0007
Air	0,0002	960,6420	0,1921	0,28	0,0001
Asam asetat	0,9965	964,3840	961,0087	0,49	0,4883
			963,8584		0,4890

(Sumber: Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Laju alir volumetrik,

$$\begin{aligned}m_v &= \frac{14161 \text{ kg/jam}}{963,8584 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0041 \text{ m}^3/\text{s} = 0,1441 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Desain pipa:

$$\begin{aligned}D_{i,opt} &= 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 0,363 (0,0041 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (963,8584 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,0746 \text{ m} = 2,9366 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis (2003), dipilih pipa dengan spesifikasi:

Ukuran nominal	: 3 in
<i>Schedule number</i>	: 40
Diameter Dalam (ID)	: 3,068 in = 0,2557 ft
Diameter Luar (OD)	: 3,5 in = 0,2917 ft
Inside sectional area	: 0,0513 ft ²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,1441 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0513 \text{ ft}^2} = 2,8094 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold*:

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{((963,8584 \times 0,06243) \text{ lbf/ft}^3)(2,8094 \text{ ft/s})(0,1342 \text{ ft})}{(0,489 \times 0,00067) \text{ lbf/ft.s}} \\ &= 131.516,712 \text{ (Turbulen)}\end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 2003)

$$\text{Pada } N_{Re} = 131.516,712 \text{ dan } \varepsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0779 \text{ m}} = 0,00059$$

Dari Gambar 2.10-3 Geankoplis (2003) diperoleh harga $f = 0,0048$

Friction loss:

$$\begin{aligned}1 \text{ Sharp edge entrance: } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55(1-0) \frac{2,8094^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0675 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 1(2) \frac{2,8094^2}{2(32,174)} = 0,2453 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 10 ft: } F_f &= 4f \frac{\Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} = 4(0,0048) \frac{(10) \cdot (2,8094)^2}{(0,2557) \cdot 2 \cdot (32,174)} \\ &= 0,0921 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1(1-0)^2 \frac{2,8094^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,1227 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss: } \sum F = 0,5276 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta Z = 2 \text{ ft}$

$$\text{maka : } 0 + \frac{32,174}{32,174} (2) + 0 + 0,5276 + W_s = 0$$

$$W_s = -2,5276 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 75 \%$

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$= -\frac{-2,5276}{0,75}$$

$$= 3,3701 \text{ ft.lbf/lbm.}$$

Daya pompa: $P = m \times W_p$

$$= \frac{14161}{(0,45359)(3600)(550 \text{ ft.lbf/s.hp})} \text{ lbm/s} \times 3,3701 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 0,0531 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor $\frac{1}{2} \text{ hp}$.

C.30 Pompa *Recycle* Asam Asetat (P-105)

Fungsi : Memompa asam asetat dari reboiler (E-204) ke tangki pencampur I (V-101)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 101,325 kPa

Temperatur = 119 °C

Laju alir massa (F) = 10620 kg/jam

Tabel LC.9 Data pada alur 30

Komponen	Fraksi Berat	Densitas	ρ campuran	Viskositas	μ campuran
VAM	0,0043	796,6981	3,4258	0,18	0,0008
Air	0,0003	943,9226	0,2832	0,2	0,0001
Asam asetat	0,9954	937,9580	933,6434	0,39	0,3882
			937,3524		0,3890

(Sumber: Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Laju alir volumetrik,

$$\begin{aligned}m_v &= \frac{10620 \text{ kg/jam}}{937,359 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0031 \text{ m}^3/\text{s} = 0,1111 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Desain pipa:

$$\begin{aligned}D_{i,opt} &= 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 0,363 (0,0031 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (937,3524 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,0661 \text{ m} = 2,6031 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis (2003), dipilih pipa dengan spesifikasi:

Ukuran nominal : 3 in

Schedule number : 40

Diameter Dalam (ID) : 3,068 in = 0,2557 ft

Diameter Luar (OD) : 3,5 in = 0,2917 ft

Inside sectional area : 0,0513 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,1111 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0513 \text{ ft}^2} = 2,1665 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold*:

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{((937,3524 \times 0,06243) \text{ lbm/ft}^3)(2,1665 \text{ ft/s})(0,2557 \text{ ft})}{(0,389 \times 0,00067) \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 123.984,1312 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 2003)

$$\text{Pada } N_{\text{Re}} = 123.984,1312 \text{ dan } \varepsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0779 \text{ m}} = 0,00059$$

Dari Gambar 2.10-3 Geankoplis (2003) diperoleh harga $f = 0,0049$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge entrance: } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55(1-0) \frac{2,1665^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0401 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2.g_c} = 1(2) \frac{2,1665^2}{2(32,174)} = 0,1459 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$3 \text{ elbow } 90^\circ: h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2.g_c} = 3(0,75) \frac{2,1665^2}{2(32,174)} = 0,1641 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 50 ft: } F_f &= 4f \frac{\Delta L.v^2}{D.2.g_c} = 4(0,0049) \frac{(50)(2,1665)^2}{(0,2557).2.(32,174)} \\ &= 0,2796 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge exit: } h_{\text{ex}} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 1(1-0)^2 \frac{2,1665^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0729 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss: } \Sigma F = 0,7027 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana: $v_1 = v_2$

$P_1 = P_2 = 101,325 \text{ kPa}$

$\Delta P = 0$

tinggi pemompaan $\Delta Z = 20 \text{ ft}$

$$\text{maka : } 0 + \frac{32,174}{32,174}(20) + 0 + 0,7027 + W_s = 0$$

$$W_s = -20,7027 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 75 \%$

$$\begin{aligned} W_p &= -\frac{W_s}{\eta} && \text{(Geankoplis, 2003)} \\ &= -\frac{-20,7027}{0,75} \\ &= 27,6036 \text{ ft.lbf/lbm.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa: } P &= m \times W_p \\ &= \frac{10620}{(0,45359)(3600)(550 \text{ ft.lbf/s.hp})} \text{ lbm/s} \times 27,6036 \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 0,3264 \text{ hp} \end{aligned}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor $\frac{1}{2} \text{ hp}$.

C.31 Pompa V-201 (P-201)

Fungsi : Memompa cairan dari tangki pencampur II (V-201) ke heater (E-202)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 101,325 kPa

Temperatur = 30 °C

Laju alir massa (F) = 32246 kg/jam

Tabel LC.10 Data pada alur 21

Komponen	Fraksi Berat	Densitas	ρ campuran	Viskositas	μ campuran
VAM	0,9340	929,9650	868,5713	0,41	0,3829
Air	0,0652	995,6800	64,8785	0,85	0,0554
Asam asetat	0,0008	1049,2000	0,8394	1,15	0,0009
			934,2891		0,4392

(Sumber: Demian dan Bildea, 2008; Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Laju alir volumetrik,

$$\begin{aligned}
 m_v &= \frac{32246 \text{ kg/jam}}{934,2891 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,0096 \text{ m}^3/\text{s} = 0,3386 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Desain pipa:

$$\begin{aligned}
 D_{i,opt} &= 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\
 &= 0,363 (0,0096 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (934,2891 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\
 &= 0,1091 \text{ m} = 4,1953 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis (2003), dipilih pipa dengan spesifikasi:

Ukuran nominal : 5 in
Schedule number : 40
 Diameter Dalam (ID) : 5,047 in = 0,4206 ft
 Diameter Luar (OD) : 5,563 in = 0,4636 ft
 Inside sectional area : 0,139 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,3386 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,139 \text{ ft}^2} = 2,4358 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold*:

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 &= \frac{((934,2891 \times 0,06243) \text{ lbm/ft}^3)(2,4358 \text{ ft/s})(0,4206 \text{ ft})}{(0,4392 \times 0,00067) \text{ lbm/ft.s}} \\
 &= 202.437,6954 \text{ (Turbulen)}
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 2003)

Pada $N_{Re} = 202.437,6954$ dan $\varepsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,1282 \text{ m}} = 0,000359$

Dari Gambar 2.10-3 Geankoplis (2003) diperoleh harga $f = 0,0045$

Friction loss:

$$1 \text{ Sharp edge entrance: } h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55(1-0) \frac{2,4358^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,0507 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2.g_c} = 1(2) \frac{2,4358^2}{2(32,174)} = 0,1844 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus 20 ft: } F_f = 4f \frac{\Delta L.v^2}{D.2.g_c} = 4(0,0045) \frac{(20).(2,4358)^2}{(0,4206).2.(32,174)}$$

$$= 0,0789 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 1(1-0)^2 \frac{2,4358^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,0922 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss: } \Sigma F = 0,4062 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta Z = 2 \text{ ft}$

$$\text{maka : } 0 + \frac{32,174}{32,174} (2) + 0 + 0,4062 + W_s = 0$$

$$W_s = -2,4062 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 75 \%$

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$= -\frac{2,4062}{0,75}$$

$$= 3,2083 \text{ ft.lbf/lbm.}$$

Daya pompa: $P = m \times Wp$

$$= \frac{32246}{(0,45359)(3600)(550\text{ft.lbf/s.hp})} \text{lbm/s} \times 3,2083 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 0,1152 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor ½ hp.

LC.32 Pompa Reboiler (P-202)

Fungsi : Memompa cairan dari reboiler (E-204)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 101,325 kPa

Temperatur = 88 °C

Laju alir massa (F) = 26589 kg/jam

Tabel LC.11 Data pada alur 28

Komponen	Fraksi Berat	Densitas	ρ campuran	Viskositas	μ campuran
VAM	0,0043	902,4000	3,8803	0,24	0,0010
Air	0,0003	966,6380	0,2900	0,3	0,0001
Asam asetat	0,9954	974,4240	969,9416	0,53	0,5276
			974,1120		0,5287

(Sumber: Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Laju alir volumetrik,

$$m_v = \frac{26589 \text{ kg/jam}}{974,112 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,0076 \text{ m}^3/\text{s} = 0,2678 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain pipa:

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 0,363 (0,0076 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (974,112 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,0987 \text{ m} = 3,886 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis (2003), dipilih pipa dengan spesifikasi:

Ukuran nominal	: 4 in
<i>Schedule number</i>	: 40
Diameter Dalam (ID)	: 4,026 in = 0,3355 ft
Diameter Luar (OD)	: 4,5 in = 0,375 ft
Inside sectional area	: 0,0884 ft ²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,2678 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0884 \text{ ft}^2} = 3,029 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold*:

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{((974,112 \times 0,06243) \text{ lbf/ft}^3)(3,029 \text{ ft/s})(0,2957 \text{ ft})}{(0,5287 \times 0,00067) \text{ lbf/ft.s}} \\ &= 173.950,3052 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 2003)

$$\text{Pada } N_{Re} = 173.950,3052 \text{ dan } \varepsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,1023 \text{ m}} = 0,00045$$

Dari Gambar 2.10-3 Geankoplis (2003) diperoleh harga $f = 0,0048$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge entrance: } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55(1-0) \frac{3,029^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0784 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2.g_c} = 1(2) \frac{3,029^2}{2(32,174)} = 0,2852 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ: h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2.g_c} = 2(0,75) \frac{3,029^2}{2(32,174)} = 0,2139 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus 20 ft: } F_f = 4f \frac{\Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} = 4(0,0048) \frac{(20)(3,029)^2}{(0,3355) \cdot 2 \cdot (32,174)}$$

$$= 0,1632 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1(1-0)^2 \frac{3,029^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,1426 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss: } \sum F = 0,8832 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta Z = 20 \text{ ft}$

$$\text{maka : } 0 + \frac{32,174}{32,174} (20) + 0 + 0,8832 + W_s = 0$$

$$W_s = -20,8832 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 75 \%$

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$= -\frac{-20,8832}{0,75}$$

$$= 27,8443 \text{ ft.lbf/lbm.}$$

Daya pompa: $P = m \times W_p$

$$= \frac{26589}{(0,45359)(3600)(550 \text{ ft.lbf/s.hp})} \text{ lbm/s} \times 27,8443 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 0,8243 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor 1 hp.

LC.33 Pompa Refluks Destilat (P-203)

Fungsi : Memompa campuran dari *Splitter* I (SP-201) ke Kolom Destilasi (T-201)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 101,325 kPa

Temperatur = 65,5 °C

Laju alir massa (F) = 18382 kg/jam

Tabel LC.12 Data pada alur 27

Komponen	Fraksi Berat	Densitas	ρ campuran	Viskositas	μ campuran
VAM	0,9340	915,8104	855,3511	0,29	0,2709
Air	0,0651	980,5250	63,8322	0,47	0,0306
Asam asetat	0,0009	1030,4950	0,9274	0,7	0,0006
			920,1107		0,3021

(Sumber: Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Laju alir volumetrik,

$$\begin{aligned} m_v &= \frac{18382 \text{ kg/jam}}{920,1107 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0055 \text{ m}^3/\text{s} = 0,196 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain pipa:

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 0,363 (0,0055 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (920,1107 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,0851 \text{ m} = 3,3519 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis (2003), dipilih pipa dengan spesifikasi:

Ukuran nominal : 3 ½ in

Schedule number : 40

Diameter Dalam (ID) : 3,548 in = 0,2957 ft

Diameter Luar (OD) : 4 in = 0,3333 ft

Inside sectional area : 0,0687 ft²

Fahmi Arief Nasution : Pembuatan Vinil Asetat Dari Etilena, Asam Asetat Dan Oksigen Dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun, 2009.

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,196 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0687 \text{ ft}^2} = 2,8527 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold*:

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\ &= \frac{((920,1107 \times 0,06243) \text{ lbm/ft}^3)(2,8527 \text{ ft/s})(0,2957 \text{ ft})}{(0,3021 \times 0,00067) \text{ lbm/ft.s}} \\ &= 238.667,1484 \text{ (Turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 2003)

$$\text{Pada } N_{\text{Re}} = 238.667,1484 \text{ dan } \varepsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0901 \text{ m}} = 0,00051$$

Dari Gambar 2.10-3 Geankoplis (2003) diperoleh harga $f = 0,0046$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge entrance: } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55(1-0) \frac{2,8527^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0696 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$2 \text{ check valve: } h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 2(2) \frac{2,8527^2}{2(32,174)} = 0,5059 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 10 ft: } F_f &= 4f \frac{\Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} = 4(0,0046) \frac{(10)(2,8527)^2}{(0,2957) \cdot 2 \cdot (32,174)} \\ &= 0,0609 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge exit: } h_{\text{ex}} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1(1-0)^2 \frac{2,496^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,1265 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss: } \Sigma F = 0,7806 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta Z = 2 \text{ ft}$

$$\text{maka : } 0 + \frac{32,174}{32,174}(2) + 0 + 0,7806 + W_s = 0$$

$$W_s = -2,7806 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 75 \%$

$$\begin{aligned} W_p &= -\frac{W_s}{\eta} && \text{(Geankoplis, 2003)} \\ &= -\frac{-2,7806}{0,75} \\ &= 3,7074 \text{ ft.lbf/lbm.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya pompa: } P &= m \times W_p \\ &= \frac{18382}{(0,45359)(3600)(550 \text{ ft.lbf/s.hp})} \text{ lbm/s} \times 3,7074 \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 0,0759 \text{ hp} \end{aligned}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor $\frac{1}{2}$ hp.

LC.34 Pompa Destilat (P-204)

Fungsi : Memompa campuran dari *Splitter I* (SP-201) ke *Cooler* (E-205)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1 unit

Kondisi operasi :

$$\text{Tekanan} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\text{Temperatur} = 65,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Laju alir massa (F)} = 21625 \text{ kg/jam}$$

Tabel LC.13 Data pada alur 26

Komponen	Fraksi Berat	Densitas	ρ campuran	Viskositas	μ campuran
VAM	0,9340	915,8104	855,3511	0,29	0,2709
Air	0,0651	980,5250	63,8322	0,47	0,0306
Asam asetat	0,0009	1030,4950	0,9274	0,7	0,0006
			920,1107		0,3021

(Sumber: Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Laju alir volumetrik,

$$\begin{aligned}
 m_v &= \frac{21625 \text{ kg/jam}}{920,1107 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,0065 \text{ m}^3/\text{s} = 0,2306 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Desain pipa:

$$\begin{aligned}
 Di_{opt} &= 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\
 &= 0,363 (0,0065 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (920,1107 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\
 &= 0,0916 \text{ m} = 3,6062 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis (2003), dipilih pipa dengan spesifikasi:

Ukuran nominal : 4 in
Schedule number : 40
 Diameter Dalam (ID) : 4,026 in = 0,3355 ft
 Diameter Luar (OD) : 4,5 in = 0,375 ft
 Inside sectional area : 0,0884 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,2306 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0884 \text{ ft}^2} = 2,6082 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold*:

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \\
 &= \frac{((920,1107 \times 0,06243) \text{ lbm/ft}^3)(2,6082 \text{ ft/s})(0,3355 \text{ ft})}{(0,3021 \times 0,00067) \text{ lbm/ft.s}} \\
 &= 247.634,26 \text{ (Turbulen)}
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 2003)

$$\text{Pada } N_{Re} = 247.634,26 \text{ dan } \varepsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,1023 \text{ m}} = 0,00045$$

Dari Gambar 2.10-3 Geankoplis (2003) diperoleh harga $f = 0,0047$

Friction loss:

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge entrance: } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55(1-0) \frac{2,6082^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0581 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2.g_c} = 1(2) \frac{2,6082^2}{2(32,174)} = 0,2114 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 5 ft: } F_f &= 4f \frac{\Delta L.v^2}{D.2.g_c} = 4(0,0047) \frac{(5)(2,6082)^2}{(0,2957).2.(32,174)} \\ &= 0,0296 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 1(1-0)^2 \frac{2,6082^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,1057 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss: } \Sigma F = 0,4049 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta Z = 2 \text{ ft}$

$$\text{maka : } 0 + \frac{32,174}{32,174} (2) + 0 + 0,4049 + W_s = 0$$

$$W_s = -2,4049 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 75 \%$

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$= -\frac{2,4049}{0,75}$$

$$= 3,2065 \text{ ft.lbf/lbm.}$$

Daya pompa: $P = m \times W_p$

$$= \frac{21625}{(0,45359)(3600)(550\text{ft.lbf/s.hp})} \text{lbm/s} \times 3,2065 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 0,0772 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor ½ hp.

C.35 Pompa Dekanter (P-205)

Fungsi : Memompa produk dari Dekanter (D-201) ke Tangki Produk (TK-201)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 101,325 kPa

Temperatur = 30 °C

Laju alir massa (F) = 20202 kg/jam

Tabel LC.14 Data pada alur 32

Komponen	Fraksi Berat	Densitas	ρ campuran	Viskositas	μ campuran
VAM	0,9998	929,9650	929,7511	0,41	0,4099
Air	0,0002	995,6800	0,2290	0,85	0,0002
			929,9801		0,4101

(Sumber: Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Laju alir volumetrik,

$$m_v = \frac{20202 \text{ kg/jam}}{929,9801 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,006 \text{ m}^3/\text{s} = 0,2131 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain pipa:

$$D_{i,opt} = 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

Fahmi Arief Nasution : Pembuatan Vinil Asetat Dari Etilena, Asam Asetat Dan Oksigen Dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun, 2009.

$$= 0,363 (0,006 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (929,9801 \text{ kg}/\text{m}^3)^{0,13}$$

$$= 0,0885 \text{ m} = 3,4854 \text{ in}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis (2003), dipilih pipa dengan spesifikasi:

Ukuran nominal	: 3 ½ in
<i>Schedule number</i>	: 40
Diameter Dalam (ID)	: 3,548 in = 0,2957 ft
Diameter Luar (OD)	: 4 in = 0,3333 ft
Inside sectional area	: 0,0687 ft ²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,2131 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0687 \text{ ft}^2} = 3,1018 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold*:

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{((929,9801 \times 0,06243) \text{ lbf}/\text{ft}^3)(3,1018 \text{ ft/s})(0,2957 \text{ ft})}{(0,41 \times 0,00067) \text{ lbf}/\text{ft}\cdot\text{s}}$$

$$= 193.257,0015 \text{ (Turbulen)}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 2003)

$$\text{Pada } N_{\text{Re}} = 193.257,0015 \text{ dan } \epsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0901 \text{ m}} = 0,00051$$

Dari Gambar 2.10-3 Geankoplis (2003) diperoleh harga $f = 0,0047$

Friction loss:

$$1 \text{ Sharp edge entrance: } h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55(1-0) \frac{3,1018^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,0822 \text{ ft}\cdot\text{lbf}/\text{lbfm}$$

$$1 \text{ check valve: } h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 1(2) \frac{3,1018^2}{2(32,174)} = 0,299 \text{ ft}\cdot\text{lbf}/\text{lbfm}$$

$$1 \text{ tee: } h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 1(1) \frac{3,1018^2}{2(32,174)} = 0,1495 \text{ ft}\cdot\text{lbf}/\text{lbfm}$$

$$\text{Pipa lurus 15 ft: } F_f = 4f \frac{\Delta L \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g_c} = 4(0,0047) \frac{(15)(3,1018)^2}{(0,2957) \cdot 2 \cdot (32,174)}$$

$$= 0,1426 \text{ ft}\cdot\text{lbf}/\text{lbfm}$$

$$1 \text{ Sharp edge exit: } h_{\text{ex}} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v^2}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} = 1(1-0)^2 \frac{3,1018^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,1495 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss: } \Sigma F = 0,8229 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta Z = 10 \text{ ft}$

$$\text{maka : } 0 + \frac{32,174}{32,174} (10) + 0 + 0,8229 + W_s = 0$$

$$W_s = -10,8229 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 75 \%$

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$= -\frac{-10,8229}{0,75}$$

$$= 14,4306 \text{ ft.lbf/lbm.}$$

$$\text{Daya pompa: } P = m \times W_p$$

$$= \frac{20202}{(0,45359)(3600)(550 \text{ ft.lbf/s.hp})} \text{ lbm/s} \times 14,4306 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$= 0,3246 \text{ hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor $\frac{1}{2} \text{ hp}$.

LC.36 Pompa *Recycle* (P-206)

Fungsi : Memompa produk dari *Splitter* II (SP-202) ke Tangki Pencampur (V-201)

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah: 1 unit

Kondisi operasi :

Tekanan = 101,325 kPa

Temperatur = 30 °C

Laju alir massa (F) = 15148 kg/jam

Tabel LC.15 Data pada alur 35

Komponen	Fraksi Berat	Densitas	ρ campuran	Viskositas	μ campuran
VAM	0,9998	929,9650	929,7511	0,41	0,4099
Air	0,0002	995,6800	0,2290	0,85	0,0002
			929,9801		0,4101

(Sumber: Geankoplis, 2003; Perry, 1999)

Laju alir volumetrik,

$$m_v = \frac{15148 \text{ kg/jam}}{929,9801 \text{ kg/m}^3} \\ = 0,0045 \text{ m}^3/\text{s} = 0,1598 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain pipa:

$$D_{i,opt} = 0,363 (m_v)^{0,45} (\rho)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ = 0,363 (0,0045 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (929,9801 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ = 0,0778 \text{ m} = 3,0619 \text{ in}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis (2003), dipilih pipa dengan spesifikasi:

Ukuran nominal : 3 ½ in

Schedule number : 40

Diameter Dalam (ID) : 3,548 in = 0,2957 ft

Diameter Luar (OD) : 4 in = 0,3333 ft

Inside sectional area : 0,0687 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,1598 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0687 \text{ ft}^2} = 2,3258 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold*:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu}$$

$$= \frac{((929,9801 \times 0,06243) \text{ lbf/ft}^3)(2,3258 \text{ ft/s})(0,2957 \text{ ft})}{(0,41 \times 0,00067) \text{ lbf/ft.s}}$$

$$= 144.909,2693 \text{ (Turbulen)}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$ (Geankoplis, 2003)

Pada $N_{Re} = 144.909,2693$ dan $\epsilon/D = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,0901 \text{ m}} = 0,00051$

Dari Gambar 2.10-3 Geankoplis (2003) diperoleh harga $f = 0,0049$

Friction loss:

$$1 \text{ Sharp edge entrance: } h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,55(1-0) \frac{2,3258^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,0462 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$2 \text{ check valve: } h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2.g_c} = 2(2) \frac{2,3258^2}{2(32,174)} = 0,3363 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ: h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2.g_c} = 2(0,75) \frac{2,3258^2}{2(32,174)} = 0,1261 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus } 50 \text{ ft: } F_f = 4f \frac{\Delta L.v^2}{D.2.g_c} = 4(0,0049) \frac{(50).(2,3258)^2}{(0,2957).2.(32,174)}$$

$$= 0,2787 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$1 \text{ Sharp edge exit: } h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v^2}{2.\alpha.g_c} = 1(1-0)^2 \frac{2,3258^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,0841 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss: } \Sigma F = 0,8713 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana: $v_1 = v_2$

$$P_1 = P_2 = 101,325 \text{ kPa}$$

$$\Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta Z = 20 \text{ ft}$

$$\text{maka : } 0 + \frac{32,174}{32,174} (20) + 0 + 0,8713 + W_s = 0$$

$$W_s = -20,8713 \text{ ft.lbf/lbm}$$

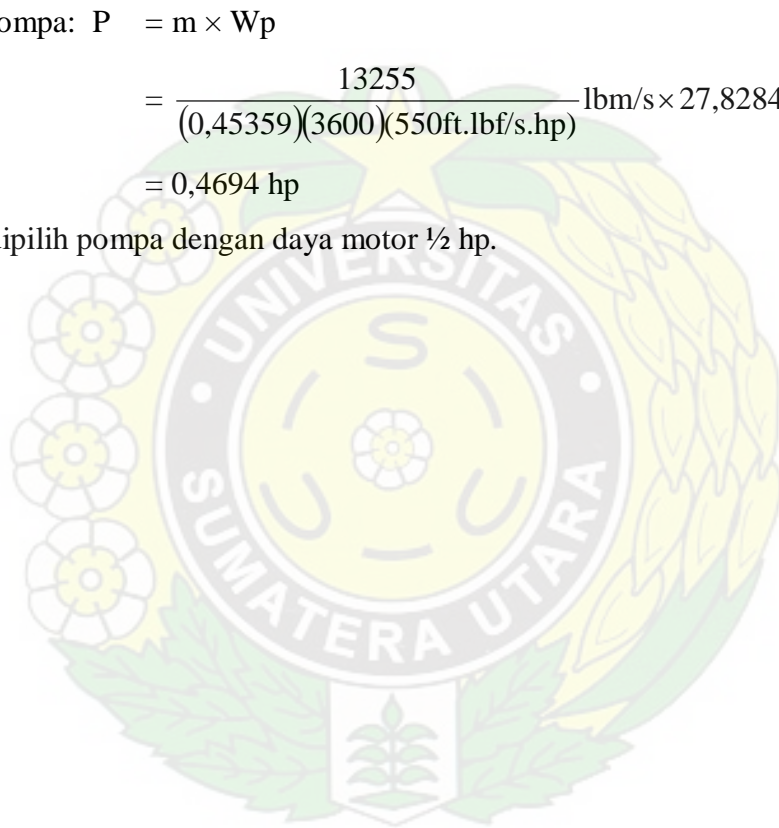
Efisiensi pompa, $\eta = 75 \%$

$$\begin{aligned} W_p &= -\frac{W_s}{\eta} && \text{(Geankoplis, 2003)} \\ &= -\frac{-20,8713}{0,75} \\ &= 27,8284 \text{ ft.lbf/lbm.} \end{aligned}$$

Daya pompa: $P = m \times W_p$

$$\begin{aligned} &= \frac{13255}{(0,45359)(3600)(550 \text{ ft.lbf/s.hp})} \text{ lbm/s} \times 27,8284 \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 0,4694 \text{ hp} \end{aligned}$$

Maka dipilih pompa dengan daya motor $\frac{1}{2}$ hp.



LAMPIRAN D

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN UTILITAS

LD.1 *Screening* (SC)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel padat yang besar (lebih besar dari 20 mm).

Jenis : *Bar screen*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Stainless steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 2003)

Laju alir massa (F) = 14528,12 kg/jam

Laju alir volumetrik (Q) = $\frac{14528,12 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} = 0,004053 \text{ m}^3/\text{s}$

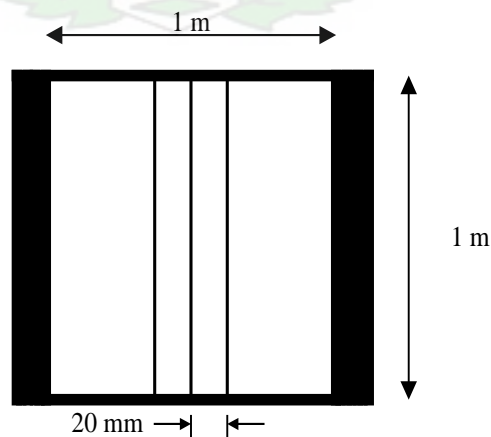
Dari Tabel 5.1 *Physical Chemical Treatment of Water and Wastewater*.

Ukuran bar :

lebar bar = 5 mm ; tebal bar = 20 mm ; *bar clear spacing* = 20 mm ; *slope* = 30°

Direncanakan ukuran *screening*:

Panjang *screen* = 1 m ; Lebar *screen* = 1 m



Gambar LD-1 Sketsa Sebagian *Bar Screen* (dilihat dari atas)

Misalkan, jumlah bar = x

$$\text{Maka, } 20x + 20(x + 1) = 1000$$

$$40x = 980$$

$$x = 24,975 \approx 25 \text{ buah}$$

$$\text{Luas bukaan (A}_2\text{)} = 20(25 + 1)(1000) = 519500 \text{ mm}^2 = 0,5195 \text{ m}^2$$

Untuk pemurnian air sungai menggunakan *bar screen*, diperkirakan $C_d = 0,6$ dan 30 % *screen* tersumbat.

$$\begin{aligned} \text{Head loss } (\Delta h) &= \frac{Q^2}{2g C_d^2 A_2^2} = \frac{(0,004053)^2}{2(9,8)(0,6)^2(0,5195)^2} \\ &= 8,63 \cdot 10^{-6} \text{ m dari air} = 0,008627 \text{ mm dari air} \end{aligned}$$

LD.2 Water Reservoir (V-01)

Fungsi : Tempat penampungan air sementara

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : Beton kedap air

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,1939 lb_m/ft³ (Geankoplis, 2003)

Laju alir massa (F) = 14528,1993 kg/jam

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{14528,1993 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3 \times 1 \text{ hari/24 jam}} = 350,1877 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Desain Perancangan :

Bak dibuat persegi panjang

Perhitungan ukuran bak :

Waktu tinggal air = 2 jam = 0,0833 hari (Perry, 1999)

Volume air diolah = 350,1877 m³/hari × 0,0833 hari = 29,1823 m³

$$\text{Bak terisi 90 \% maka volume bak} = \frac{29,1823}{0,9} = 32,4248 \text{ m}^3$$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut :

panjang bak (p) = 2 × lebar bak (l) ; p = 2l

tinggi bak (t) = lebar bak (l) ; t = l

$$\text{Volume bak } V = p \times l \times t$$

$$32,4248 \text{ m}^3 = 21 \times l \times 1$$

$$l = 2,5309 \text{ m}$$

Jadi, panjang bak (p) = 5,0618 m
lebar bak (l) = 2,5309 m
tinggi bak (t) = 2,5309 m
luas bak (A) = 12,8113 m²
tinggi air (h) = 0,9 (2,5309) m = 2,2778 m

LD.3 Bak Sedimentasi (V-02)

Fungsi : untuk mengendapkan partikel-partikel padatan kecil yang tidak tersaring dan terikut dengan air.

Jumlah : 1

Jenis : beton kedap air

Data :

Kondisi penyimpanan : temperatur = 28 °C

tekanan = 1 atm

Laju massa air : $F = 14528,1193 \text{ kg/jam}$

Densitas air : $\rho = 995,68 \text{ kg/m}^3$

Debit air/laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = 0,004053 \text{ m}^3/\text{jam} = 8,5877 \text{ ft}^3/\text{mnt}$

Desain Perancangan :

Bak dibuat dua persegi panjang untuk desain efektif (Kawamura, 1991).

Perhitungan ukuran tiap bak :

Kecepatan pengendapan 0,1 mm pasir adalah (Kawamura, 1991) :

$$v_0 = 1,57478 \text{ ft/min atau } 8 \text{ mm/s}$$

Desain diperkirakan menggunakan spesifikasi :

Kedalaman tangki 7 ft

Lebar tangki 1 ft

$$\text{Kecepatan aliran } v = \frac{Q}{A_t} = \frac{8,5877 \text{ ft}^3/\text{min}}{7 \text{ ft} \times 1 \text{ ft}} = 1,2268 \text{ ft/min}$$

Desain panjang ideal bak : $L = K \left(\frac{h}{v_0} \right) v$ (Kawamura, 1991)

dengan : K = faktor keamanan = 1,5

h = kedalaman air efektif (10 – 16 ft); diambil 10 ft.

Maka : $L = 1,5 (10/1,57478) \cdot 1,2268$
 $= 11,7212\text{ft}$

Diambil panjang bak = 12 ft = 3,6576 m

Uji desain :

Waktu retensi (t) : $t = \frac{Va \text{ panjang} \times \text{lebar} \times \text{tinggi}}{Q \text{ laju alir volumetrik}}$
 $= \frac{11,7212 \times 1 \times 7 \text{ ft}^3}{8,5877 \text{ ft}^3 / \text{min}} = 9,7814\text{menit}$

Desain diterima ,dimana t diizinkan 6 – 15 menit (Kawamura, 1991).

Surface loading : $\frac{Q}{A} = \frac{\text{laju alir volumetrik}}{\text{luas permukaan masukan air}}$
 $= \frac{8,5877 \text{ ft}^3/\text{min} (7,481 \text{ gal}/\text{ft}^3)}{5,4811 \text{ ft}^2} = 1,567 \text{ gpm}/\text{ft}^2$

Desain diterima, dimana *surface loading* diizinkan diantara 4 – 10 gpm/ft² (Kawamura, 1991).

Headloss (Δh); bak menggunakan *gate valve, full open* (16 in) :

$$\Delta h = K \frac{v^2}{2g}$$

$$= 0,12 \left[\frac{1,2268 \text{ ft}/\text{min} \cdot (1 \text{ min}/60\text{s}) \cdot (1 \text{ m}/3,2808\text{ft}) }{2 (9,8 \text{ m}/\text{s}^2)} \right]^2$$

$$= 3,6153 \cdot 10^{-4} \text{ m dari air.}$$

LD.4 Tangki Pelarutan Alum (V-03)

Fungsi : Membuat larutan alum Al₂(SO₄)₃ 30%.

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

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

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Tekanan = 1,01325 bar = 1,01325 kPa

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan = 50 ppm

Al₂(SO₄)₃ yang digunakan berupa larutan 30 % (% berat)

Laju massa Al₂(SO₄)₃ (F) = 0,72641 kg/jam

Densitas Al₂(SO₄)₃ 30 % (ρ) = 1363 kg/m³ = 85,090216 lb_m/ft³ (Perry, 1999)

Viskositas Al₂(SO₄)₃ 30 % (μ) = 6,72 10⁻⁴ lb_m/ft s = 1 cP (Othmer, 1968)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Perhitungan ukuran tangki :

1. Volume tangki

$$V_{\text{larutan}} = \frac{0,72641 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,3 \times 1363 \text{ kg/m}^3} = 1,2791 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran : 20 %

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 1,2791 \text{ m}^3 = 1,5349 \text{ m}^3$$

2. Diameter dan tinggi tangki

Direncanakan :

Tinggi tangki : diameter tangki – H_s : D = 1 : 1

Volume tangki (V_t)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 H_s$$

$$V_t = \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$1,5349 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka, diameter tangki D = 1,25046 m = 49,2305 in

$$\text{tinggi tangki } H_t = H_s = \left(\frac{H_s}{D} \right) \times D = 1,25046 \text{ m} = 49,2305 \text{ in}$$

3. Tebal *shell* tangki

Tinggi cairan dalam tangki, $h = \frac{1,2791 \text{ m}^3}{1,5349 \text{ m}^3} \times 1,25046 \text{ m} = 1,04205 \text{ m}$

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 1363 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,04205 = 13,919 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi :

$$P_{\text{operasi}} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 13,919 \text{ kPa} = 115,244 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (115,244 \text{ kPa}) = 121,006 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : $E = 0,8$ (Brownell, 1959)

Allowable stress : $S = 12650 \text{ psia} = 87218,71 \text{ kPa}$ (Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098 \text{ in/tahun}$ (Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10 \text{ tahun}$

Tebal *shell* tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n C$$

$$= \frac{(121,006 \text{ kPa})(1,2791 \text{ m})}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(121,006 \text{ kPa})} + 10(0,0098)$$

$$= 0,04273 + 0,098 \text{ in}$$

$$= 0,14073 \text{ in}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = $\frac{1}{4} \text{ in}$ (Brownell, 1959)

Perancangan Sistem Pengaduk

Jenis pengaduk : *flat 6 blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis, 2003), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 \quad ; \quad Da = 1/3 \times 1,25046 \text{ m} = 0,41682 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 \quad ; \quad E = 0,41682 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \quad ; \quad L = 1/4 \times 0,41682 \text{ m} = 0,0999 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \quad ; \quad W = 1/5 \times 0,41682 \text{ m} = 0,08336 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 \quad ; \quad J = 1/12 \times 1,25046 \text{ m} = 0,1042 \text{ m}$$

dimana : $Dt = D = \text{diameter tangki (m)}$

Da = Diameter *impeller* (m)

E = tinggi turbin dari dasar tangki (m)

L = panjang *blade* pada turbin (m)

W = lebar *blade* pada turbin (m)

J = lebar *baffle* (m)

Kecepatan pengadukan, N = 1 putaran/detik

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho N (Da)^2}{\mu} = \frac{1363(1)(0,41682)^2}{10^{-3}} = 236584$$

$N_{Re} > 10.000$, maka perhitungan dengan daya pengaduk menggunakan rumus:

$$P = N_p N^3 D_a^5 \rho \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$N_p = 5 \quad \text{untuk } N_{Re} = 236584 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$P = 5(1)^3 (0,41682)^5 1363 = 59,77 \text{ watt} = 0,0989 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80 %

$$\text{Daya motor} = \frac{0,0989}{0,8} = 0,1236 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar 1/4 hp

LD.5 Tangki Pelarutan Soda Abu (V- 04)

Fungsi : Membuat larutan soda abu Na_2CO_3 30%.

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

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

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Tekanan = 1,01325 bar

Na_2CO_3 yang digunakan = 27 ppm

Na_2CO_3 yang digunakan berupa larutan 30 % (% berat)

Laju massa Na_2CO_3 (F) = 0,39226 kg/jam

Densitas Na_2CO_3 30 % (ρ) = 1327 kg/m³ = 82,8428 lb_m/ft³ (Perry, 1999)

Viskositas Na_2CO_3 30 % (μ) = $3,69 \cdot 10^{-4} \text{ lb}_m/\text{ft s} = 0,549 \text{ cP}$ (Othmer, 1968)
Kebutuhan perancangan = 30 hari

Perhitungan ukuran tangki :

1. Volume tangki

$$V_{\text{larutan}} = \frac{0,39226 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,3 \times 1327 \text{ kg/m}^3} = 0,70944 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran : 20 %

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 0,70944 \text{ m}^3 = 0,85132 \text{ m}^3$$

2. Diameter dan tinggi tangki

Direncanakan :

Tinggi tangki : diameter tangki $H_s : D = 1 : 1$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 H_s$$

$$V_t = \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$0,85132 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka, diameter tangki $D = 1,0274 \text{ m} = 40,4489 \text{ in}$

$$\text{tinggi tangki } H_t = H_s = \left(\frac{H_s}{D} \right) \times D = 1,0274 \text{ m} = 40,4489 \text{ in}$$

3. Tebal *shell* tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } h = \frac{0,70944 \text{ m}^3}{0,85132 \text{ m}^3} \times 1,0274 \text{ m} = 0,8562 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 1327 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 0,8562 = 11,1342 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi :

$$P_{\text{operasi}} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 11,1342 \text{ kPa} = 112,459 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (112,459 \text{ kPa}) = 118,082 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : $E = 0,8$

(Brownell, 1959)

Allowable stress : $S = 12650 \text{ psia} = 87218,71 \text{ kPa}$

(Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098 \text{ in/tahun}$

(Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10 \text{ tahun}$

Tebal *shell* tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n C \\ &= \frac{(118,082 \text{ kPa})(1,0274 \text{ m})}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(118,082 \text{ kPa})} + 10(0,0098) \\ &= 0,00087 \times 39.37 + 0,098 \text{ in} \\ &= 0,1323 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = $\frac{1}{4} \text{ in}$

(Brownell, 1959)

Perancangan Sistem Pengaduk

Jenis pengaduk : *flat 6 blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis, 2003), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 \quad ; \quad Da = 1/3 \times 1,0274 \text{ m} = 0,3425 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 \quad ; \quad E = 0,3425 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \quad ; \quad L = 1/4 \times 0,3425 \text{ m} = 0,0856 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \quad ; \quad W = 1/5 \times 0,3425 \text{ m} = 0,0685 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 \quad ; \quad J = 1/12 \times 1,0274 \text{ m} = 0,0856 \text{ m}$$

dimana : $Dt = D = \text{diameter tangki (m)}$

$Da = \text{Diameter impeller (m)}$

$E = \text{tinggi turbin dari dasar tangki (m)}$

$L = \text{panjang blade pada turbin (m)}$

$W = \text{lebar blade pada turbin (m)}$

$J = \text{lebar baffle (m)}$

Kecepatan pengadukan, $N = 1 \text{ putaran/detik}$

$$\text{Bilangan Reynold, } N_{Re} = \frac{\rho N (Da)^2}{\mu} = \frac{1327(1)(0,3425)^2}{0,00055} = 283172$$

$N_{Re} > 10.000$, maka perhitungan dengan daya pengaduk menggunakan rumus:

$$P = Np N^3 D_a^5 \rho \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$N_p = 5 \quad \text{untuk } N_{Re} = 283172 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$P = 5(1)^3(0,3425)^5 1327 = 27,51 \text{ watt} = 0,03689 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80 %

$$\text{Daya motor} = \frac{0,03689}{0,8} = 0,04611 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar 1/2 hp

LD.6 Clarifier (V-05)

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu

Jenis : *External Solid Recirculation Clarifier*

Jumlah : 1 unit

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

Data :

$$\text{Laju massa air (F}_1) = 14528,1193 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju massa Al}_2(\text{SO}_4)_3 \text{ (F}_2) = 0,72641 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju massa Na}_2\text{CO}_3 \text{ (F}_3) = 0,39226 \text{ kg/jam}$$

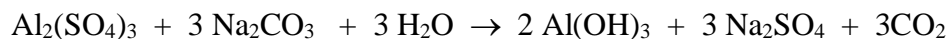
$$\text{Laju massa total, m} = 14529,2379 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas Al}_2(\text{SO}_4)_3 = 2710 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Densitas Na}_2\text{CO}_3 = 2533 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Densitas air} = 995,68 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

Reaksi koagulasi :



Diameter dan tinggi clarifier

Dari Metcalf, 1984, untuk *clarifier tipe upflow* diperoleh :

Kedalaman air = 3-10 m

Settling time = 1-3 jam

Dipilih : kedalaman air (h) = 5 m, waktu pengendapan = 2 jam

Diameter dan Tinggi clarifier

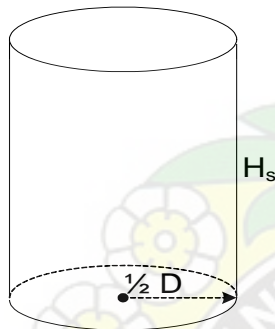
Densitas larutan, $\rho = \frac{14529,2379}{\frac{14529,1193}{995,68} + \frac{0,72641}{2710} + \frac{0,39226}{2533}} = 995,7278 \text{ kg/m}^3$

Volume cairan, $V = \frac{14529,2379 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ jam}}{995,7278 \text{ kg/m}^3} = 29,1832 \text{ m}^3$

Faktor kelonggaran = 20%

Volume clarifier = $1,2 \times 29,1832 \text{ m}^3 = 35,0198 \text{ m}^3$

a. Diameter dan tinggi clarifier

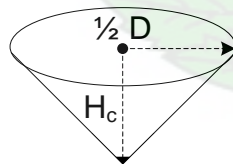


~ Volume silinder clarifier (V_s) = $V_s = \frac{\pi D^2 H_s}{4}$ (Brownell & Young, 1959)

Perbandingan tinggi silinder dengan diameter tangki ($H_s : D$) = 3:4

$$V_s = \frac{\pi D^3}{3}$$

~ Volume alas clarifier kerucut (V_c)



$$V_c = \frac{\pi D^2 H_c}{12} \dots\dots\dots \text{(Perry, 1999)}$$

Perbandingan tinggi kerucut dengan diameter kerucut ($H_c : D$) = 1:2

$$V_c = \frac{\pi D^3}{24} \dots\dots\dots \text{(Perry, 1999)}$$

~ Volume clarifier (V)

$$V = V_s + V_c = \frac{3\pi D^3}{8}$$

$$35,0198 \text{ m}^3 = 1,178097 D^3$$

$$D = 1,8119 \text{ m} \quad ; H_s = (4/3) \times D = 2,4158 \text{ m}$$

b. Diameter dan tinggi kerucut

Perbandingan tinggi kerucut dengan diameter *clarifier* ($H_h : D$) = 1 : 2

Diameter tutup = diameter tangki = 1,8119 m

$$\text{Tinggi tutup} = \left(\frac{1,8119 \text{ m}}{2} \right) = 0,9059 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total } \textit{clarifier} = 2,4158 \text{ m} + 0,9059 \text{ m} = 3,3218 \text{ m}$$

c. Daya Pengaduk

Daya Clarifier

$$P = 0,006 D^2 \dots\dots\dots (\text{Ulrich, 1984})$$

Dimana :

P = daya yang dibutuhkan, kW

Sehingga,

$$P = 0,006 \times (5)^2 = 0,15 \text{ kW} = 0,201 \text{ hp}$$

Bila efisiensi motor = 60%, maka :

$$P = \frac{0,201 \text{ hp}}{0,6} = 0,335 \text{ hp}$$

Maka dipilih motor dengan daya 1/2 hp.

LD.7 Sand filter (V-06)

Fungsi : Menyaring endapan (flok-flok) yang masih terikut dengan air yang keluar dari *Clarifier* (V-05)

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

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

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Laju massa air (F) = 14528,1193 kg/jam

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 2003)

Tangki Filtrasi dirancang untuk penampungan 1/4 jam operasi.

a. Dimensi *Sand filter*

Lapisan – lapisan media penyaring :

1. Antrasit 20 in
2. Pasir 10 in
3. Kerikil 16 in

Sehingga, total ketinggian media penyaring di dalam *sand filter* adalah 1,1684 m (3,83ft).

$$\begin{aligned}\text{Volume air yang harus tertampung} &= \frac{0,25 \text{ jam} \times 14528,1193 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3,64779 \text{ m}^3 = 128,816 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Trial : Asumsi diameter = 6 ft

Rasio tinggi dan diameter (L/D) = 1,3

Ruang kosong antar media penyaring = 20%

Volume dished head di bagian atas diabaikan

$$\begin{aligned}\text{Volume sand filter} &= \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} \\ &= \frac{\pi \cdot 6^2 \cdot 1,3 \cdot (6)}{4} = 220,428 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume media penyaring} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L'}{4}$$

Dimana L' adalah tinggi media penyaring di dalam *sand filter*

$$\text{Volume media penyaring} = \frac{\pi \cdot 6^2 \cdot 3,83}{4} = 108,33 \text{ ft}^3$$

$$\text{Ruang kosong antar media penyaring} = 0,2 \cdot (108,33) = 21,67 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume terpakai sand filter} = (220,428 - (108,33 - 21,67)) = 133,764 \text{ ft}^3$$

Volume terpakai *sand filter* \cong Volume air yang harus tertampung

Spesifikasi dapat diterima

Direncanakan Volume bahan penyaring = $\frac{1}{3}$ Volume tangki

$$\text{Diameter (D)} = 6 \text{ ft} = 72 \text{ in} = 1,83 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 7,8 \text{ ft} = 93,6 \text{ in} = 2,3775 \text{ m}$$

b. Tebal tangki

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 996,24 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 2,3775 = 7,071 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi : $P_{\text{operasi}} = 101,325 \text{ kPa}$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 7,071 \text{ kPa} = 108,396 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (108,396 \text{ kPa}) = 113,816 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : $E = 0,8$ (Brownell, 1959)

Allowable stress : $S = 12650 \text{ psia} = 87218,71 \text{ kPa}$ (Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098 \text{ in/tahun}$ (Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10 \text{ tahun}$

Tebal *shell* tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n C \\ &= \frac{(113,816 \text{ kPa})(1,83 \text{ m})}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(113,816 \text{ kPa})} + 10 (0,0098 \text{ in}) \\ &= 0,00149 \times 39,37 + 0,098 = 0,1568 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = $\frac{1}{2} \text{ in}$ (Brownell, 1959)

LD.8 Menara Air (V-07)

Fungsi : Menampung air untuk didistribusikan
 Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
 Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283, Grade C*
 Jenis sambungan : *Single welded butt joints*
 Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C
 Laju massa air (F) = $14528,1193 \text{ kg/jam}$
 Densitas air (ρ) = $995,68 \text{ kg/m}^3$ (Geankoplis, 2003)
 Kebutuhan perancangan = 3 jam

Perhitungan ukuran tangki :

1. Volume tangki

$$V_{\text{air}} = \frac{14528,1193 \text{ kg/jam} \times 3 \text{ jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 43,7735 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran : 20 %

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 43,7735 \text{ m}^3 = 52,5282 \text{ m}^3$$

2. Diameter dan tinggi tangki

Direncanakan :

Tinggi tangki : diameter tangki $H_s : D = 6 : 5$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 H_s$$

$$V_t = \frac{6}{20} \pi D^3$$

$$52,5282 = \frac{6}{20} \pi D^3$$

Maka, diameter tangki $D = 3,8204 \text{ m}$

$$\text{tinggi tangki } H_t = H_s = \left(\frac{H_s}{D} \right) \times D = 4,5845 \text{ m}$$

3. Tebal *shell* tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } h = \frac{43,7735 \text{ m}^3}{52,5282 \text{ m}^3} \times 4,5845 \text{ m} = 3,8204 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 4,5845 = 37,2786 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi :

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 37,2786 \text{ kPa} = 138,6036 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (138,6036 \text{ kPa}) = 145,5338 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : $E = 0,8$

(Brownell, 1959)

Allowable stress : $S = 12650 \text{ psia} = 87218,71 \text{ kPa}$

(Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098 \text{ in/tahun}$

(Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10 \text{ tahun}$

Tebal *shell* tangki :

$$\begin{aligned}t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n C \\&= \frac{(145,5338 \text{ kPa})(3,8204)}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(145,5338 \text{ kPa})} + 10(0,0098 \text{ in}) \\&= 0,00399 \times 39,37 + 0,098 \text{ in} \\&= 0,25506 \text{ in}\end{aligned}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = 1/2 in

(Brownell, 1959)

LD.9 Tangki Pelarutan Asam Sulfat (V-08)

Fungsi	: Membuat larutan asam sulfat H ₂ SO ₄ 5%.
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi	: <i>Low-alloy steel SA-353</i>
Jenis sambungan	: <i>Single welded butt joints</i>
Jumlah	: 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur	= 28°C	
Tekanan	= 1 atm	
H ₂ SO ₄ yang digunakan berupa larutan 5 % (% berat)		
Laju massa H ₂ SO ₄ (F)	= 0,08846 kg/jam	
Densitas H ₂ SO ₄ 5 % (ρ)	= 1028,86 kg/m ³ = 66,2801 lb _m /ft ³	(Perry, 1999)
Viskositas H ₂ SO ₄ 5 % (μ)	= 3,5 cP	(Othmer, 1968)
Kebutuhan perancangan	= 30 hari	

Perhitungan ukuran tangki :

1. Volume tangki

$$V_{\text{larutan}} = \frac{0,08846 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,05 \times 1028,86 \text{ kg/m}^3} = 1,23805 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran : 20 %

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 1,23805 \text{ m}^3 = 1,48566 \text{ m}^3$$

2. Diameter dan tinggi tangki

Direncanakan :

Tinggi tangki : diameter tangki H_s : D = 1 : 1

Volume tangki (V_t)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 H_s$$

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^3$$

$$1,48566 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

Maka, diameter tangki $D = 1,23694 \text{ m}$

$$\text{tinggi tangki } H_t = H_s = \left(\frac{H_s}{D} \right) \times D = 1,23694 \text{ m}$$

3. Tebal *shell* tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } h = \frac{1,23805 \text{ m}^3}{1,48566 \text{ m}^3} \times 1,23694 \text{ m} = 1,0308 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 1028,86 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,0308 = 10,3932 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi :

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 10,3932 \text{ kPa} = 111,718 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (111,718 \text{ kPa}) = 117,304 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : $E = 0,8$

(Brownell, 1959)

Allowable stress : $S = 12650 \text{ psia} = 87218,71 \text{ kPa}$

(Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098 \text{ in/tahun}$

(Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10 \text{ tahun}$

Tebal *shell* tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n C \\ &= \frac{(117,304 \text{ kPa})(1,23694)}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(117,304 \text{ kPa})} + 10(0,0098 \text{ in}) \\ &= 0,00104 \times 39,37 \text{ in} + 0,098 \text{ in} \\ &= 0,13898 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = $\frac{1}{4} \text{ in}$

(Brownell, 1959)

Perancangan Sistem Pengaduk

Jenis pengaduk : *flat 6 blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis, 2003), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 \quad ; \quad Da = 1/3 \times 1,23694 = 0,41231 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 \quad ; \quad E = 0,41231 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \quad ; \quad L = 1/4 \times 0,41231 = 0,10308 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \quad ; \quad W = 1/5 \times 0,41231 = 0,08246 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 \quad ; \quad J = 1/12 \times 1,23694 = 0,10308 \text{ m}$$

dimana : $Dt = D =$ diameter tangki (m)

$Da =$ Diameter *impeller* (m)

$E =$ tinggi turbin dari dasar tangki (m)

$L =$ panjang *blade* pada turbin (m)

$W =$ lebar *blade* pada turbin (m)

$J =$ lebar *baffle* (m)

Kecepatan pengadukan, $N = 1$ putaran/detik

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho N (Da)^2}{\mu} = \frac{1028,86(1)(0,41231)^2}{0,01787} = 9785,79$$

$N_{Re} < 10.000$, maka perhitungan dengan daya pengaduk menggunakan rumus:

$$P = N_p N^3 D_a^5 \rho \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$N_p = 4,2 \text{ untuk } N_{Re} = 9785,79 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$P = 4,2(1)^3(0,41231)^5 1028,86 = 51,49 \text{ watt} = 0,06905 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80 %

$$\text{Daya motor} = \frac{0,06905}{0,8} = 0,08632 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar 1/2 hp

LD.10 Cation Exchanger (V-09)

Fungsi : Mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal

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

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Laju massa air (F) = 4269,9113 kg/jam

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 2003)

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Ukuran Cation Exchanger

Dari Tabel 12.4, *The Nalco Water Handbook*, 1988 diperoleh :

- Diameter penukar kation = 2 ft = 0,6096 m

- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft² = 0,2917 m²

Faktor keamanan : 20 %

Tinggi resin = 2,5 ft = 0,76201 m

Tinggi silinder = 1,2 × 2,5 ft = 3 ft = 0,91441 m

Diameter tutup = diameter tangki = 0,6096 m = 2 ft = 24 in

Direncanakan rasio Tinggi tutup : Diameter tangki = 1 : 4

Tinggi tutup = $\frac{1}{4} \times 0,6096 \text{ m} = 0,1524 \text{ m}$

Tinggi *cation exchanger* = 0,91441 + 2 (0,1524) = 1,2192 m

Tebal dinding tangki

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 0,76201 = 7,4354 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi :

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 7,4354 \text{ kPa} = 108,7664 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (108,7664 \text{ kPa}) = 114,2047 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : E = 0,8 (Brownell, 1959)

Allowable stress : S = 12650 psia = 87218,71 kPa (Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098$ in/tahun

(Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10$ tahun

Tebal *shell* tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n C \\ &= \frac{(114,2047 \text{ kPa})(0,6096)}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(114,2047 \text{ kPa})} + 10(0,0098 \text{ in}) \\ &= 0,000499 \times 39,37 \text{ in} + 0,098 \text{ in} \\ &= 0,1177 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = $\frac{1}{8}$ in

(Brownell, 1959)

LD.11 Tangki Pelarutan NaOH (V-10)

Fungsi : Membuat larutan natrium hidroksida (NaOH).

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

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

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Tekanan = 1 atm

NaOH yang digunakan berupa larutan 4 % (% berat)

Laju massa NaOH (F) = 0,3220 kg/jam

Densitas NaOH 4 % (ρ) = $1518 \text{ kg/m}^3 = 94,7662 \text{ lbm/ft}^3$ (Perry, 1999)

Viskositas NaOH 4 % (μ) = $0,00043 \text{ lb}_m/\text{ft s} = 0,64 \text{ cP}$ (Othmer, 1968)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Perhitungan ukuran tangki :

1. Volume tangki

$$V_{\text{larutan}} = \frac{0,3220 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{0,04 \times 1518 \text{ kg/m}^3} = 3,8182 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran : 20 %

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 3,8182 \text{ m}^3 = 4,5818 \text{ m}^3$$

2. Diameter dan tinggi tangki

Direncanakan : Tinggi tangki : diameter tangki $H_s : D = 1 : 1$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 H_s$$

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^3$$

$$4,5818 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

Maka, diameter tangki $D = 1,8005 \text{ m}$

$$\text{tinggi tangki } H_t = H_s = \left(\frac{H_s}{D} \right) \times D = 1,8005 \text{ m}$$

3. Tebal *shell* tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } h = \frac{3,8182 \text{ m}^3}{4,5818 \text{ m}^3} \times 1,8005 \text{ m} = 1,5004 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 1518 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 1,5004 = 22,3205 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi :

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 22,3205 \text{ kPa} = 123,646 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (123,646 \text{ kPa}) = 129,828 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : $E = 0,8$ (Brownell, 1959)

Allowable stress : $S = 12650 \text{ psia} = 87218,71 \text{ kPa}$ (Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098 \text{ in/tahun}$ (Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10 \text{ tahun}$

Tebal tangki :

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n C \\
 &= \frac{(129,828 \text{ kPa})(1,8005)}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(129,828 \text{ kPa})} + 10(0,0098 \text{ in}) \\
 &= 0,00168 \times 39,37 \text{ in} + 0,098 \text{ in} \\
 &= 0,16402 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal standar yang digunakan = 1/2 in

(Brownell, 1959)

Perancangan Sistem Pengaduk

Jenis pengaduk : *flat 6 blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis, 2003), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 \quad ; \quad Da = 1/3 \times 1,8005 = 0,6002 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 \quad ; \quad E = 0,6002 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \quad ; \quad L = 1/4 \times 0,6002 = 0,15004 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \quad ; \quad W = 1/5 \times 0,6002 = 0,12003 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 \quad ; \quad J = 1/12 \times 18005 = 0,15004 \text{ m}$$

dimana : Dt = D = diameter tangki (m)

Da = Diameter *impeller* (m)

E = tinggi turbin dari dasar tangki (m)

L = panjang *blade* pada turbin (m)

W = lebar *blade* pada turbin (m)

J = lebar *baffle* (m)

Kecepatan pengadukan, N = 1 putaran/detik

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho N (Da)^2}{\mu} = \frac{1518(1)(0,6002)^2}{0,00064} = 853295$$

$N_{Re} > 10.000$, maka perhitungan dengan daya pengaduk menggunakan rumus:

$$P = N_p N^3 D_a^5 \rho \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$N_p = 4,5 \text{ untuk } N_{Re} = 853295 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$P = 4,5(1)^3(0,6002)^5 1518 = 531,89 \text{ watt} = 0,71327 \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80 %

Daya motor = 0,89159 hp

Digunakan daya motor standar 1 hp

LD.12 Anion Exchanger (V-11)

Fungsi : Mengikat anion yang terdapat di dalam air

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup elipsoidal

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

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Laju massa air (F) = 4269,9113 kg/jam

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 2003)

Kebutuhan perancangan = 1 jam

Ukuran Cation Exchanger

Dari Tabel 12.4, *The Nalco Water Handbook*, 1988 diperoleh :

- Diameter penukar kation = 2 ft = 0,6096 m

- Luas penampang penukar kation = 3,14 ft² = 0,2917 m²

Faktor keamanan : 20 %

Tinggi resin = 2,5 ft = 0,76201 m

Tinggi silinder = 1,2 × 2,5 ft = 3 ft = 0,91441 m

Diameter tutup = diameter tangki = 0,6096 m = 2 ft = 24 in

Direncanakan rasio Tinggi tutup : Diameter tangki = 1 : 4

Tinggi tutup = $\frac{1}{4} \times 0,6096 \text{ m} = 0,1524 \text{ m}$

Tinggi *cation exchanger* = 0,91441 + 2 (0,1524) = 1,2192 m

Tebal dinding tangki

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 995,68 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 0,76201 = 7,4354 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi :

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 7,4354 \text{ kPa} = 108,7664 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (108,7664 \text{ kPa}) = 114,2047 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : $E = 0,8$ (Brownell, 1959)

Allowable stress : $S = 12650 \text{ psia} = 87218,71 \text{ kPa}$ (Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098 \text{ in/tahun}$ (Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10 \text{ tahun}$

Tebal *shell* tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} + nC \\ &= \frac{(114,2047 \text{ kPa})(0,6096)}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(114,2047 \text{ kPa})} + 10(0,0098 \text{ in}) \\ &= 0,000499 \times 39,37 \text{ in} + 0,098 \text{ in} \\ &= 0,1177 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = $1/8 \text{ in}$ (Brownell, 1959)

LD.13 Deaerator (V-12)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut di dalam air

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup elipsoidal

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

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 3 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 90°C

Laju massa air (F) = $5269,9113 \text{ kg/jam}$

Densitas air (ρ) = $995,68 \text{ kg/m}^3$ (Geankoplis, 2003)

Kebutuhan perancangan = 24 jam

Perhitungan ukuran tangki :

1. Volume tangki

$$V_{\text{air}} = \frac{4269,9113 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 106,157 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran : 20 %

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 106,157 \text{ m}^3 = 127,389 \text{ m}^3$$

2. Diameter dan tinggi tangki

Direncanakan :

Tinggi *shell* tangki : diameter tangki ; $H_s : D = 3 : 2$

Tinggi tutup tangki : diameter tangki ; $H_h : D = 1 : 4$

Volume *shell* tangki (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 H_s = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Volume tutup tangki (V_h) elipsoidal

$$V_h = \frac{\pi}{24} D^3 \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Volume tangki (V)

$$V = V_s + 2 V_h$$

$$127,389 = \frac{11}{24} \pi D^3$$

Maka, diameter tangki $D = 4,45663 \text{ m} = 14,6213 \text{ ft} = 0.1132 \text{ in}$

$$\text{tinggi } shell \text{ tangki} \quad H_s = \left(\frac{H_s}{D} \right) \times D = 6,68495 \text{ m}$$

$$\text{tinggi tutup tangki} \quad H_h = \left(\frac{H_h}{D} \right) \times D = 1,1142 \text{ m}$$

$$\text{tinggi tangki} \quad H_t = H_s + 2 H_h = 7,7991 \text{ m}$$

3. Tebal *shell* tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } h = \frac{106,157 \text{ m}^3}{127,389 \text{ m}^3} \times 6,68495 \text{ m} = 5,57079 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 996,24 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 5,57079 = 52,7015 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi :

$$P_{\text{operasi}} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 52,7015 \text{ kPa} = 154,027 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (154,027 \text{ kPa}) = 161,728 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : $E = 0,8$ (Brownell, 1959)

Allowable stress : $S = 12650 \text{ psia} = 87218,71 \text{ kPa}$ (Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098 \text{ in/tahun}$ (Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10 \text{ tahun}$

Tebal *shell* tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} + nC \\ &= \frac{(161,728 \text{ kPa})(4,45663)}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(161,728 \text{ kPa})} + 10(0,0098 \text{ in}) \\ &= 0,00052 \times 39,37 \text{ in} + 0,098 \text{ in} \\ &= 0,11836 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = $\frac{1}{4} \text{ in}$ (Brownell, 1959)

LD.14 Ketel Uap (V-13)

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Ketel pipa api

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit

Data :

Fraksi umpan ketel pada $90^\circ\text{C} = 0,25$

Fraksi umpan ketel pada $150^\circ\text{C} = 0,64$

Fraksi umpan ketel pada $140^\circ\text{C} = 0,11$

Temperatur umpan masuk ketel = $0,25(90^\circ\text{C}) + 0,64(150^\circ\text{C}) + 0,11(140^\circ\text{C}) = 134^\circ\text{C}$

H = jumlah panas yang diperlukan untuk menaikkan temperatur 134°C menjadi 300°C

$$= 3065,4 - 563,4 = 2502 \text{ kJ/kg} = 5515,96 \text{ Btu/lbm}$$

Total kebutuhan uap (W) = $21349,6 \text{ kg/jam} = 47067,7 \text{ lbm/jam}$

Daya Ketel Uap

$$W = \frac{34,5 \times P \times 970,3}{H}$$

dimana: P = daya ketel uap (hp)

W = kebutuhan uap (lb_m/jam)

H = kalor *steam* (Btu/lb_m)

$$P = \frac{5515,96 \times 47067,7}{34,5 \times 970,3} = 7755,66 \text{ hp}$$

Jumlah Tube

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan perpindahan panas, } A &= P \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \\ &= 7755,66 \text{ hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{hp} \\ &= 77556,6 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan *tube* dengan spesifikasi:

- Panjang *tube*, L = 30 ft
- Diameter *tube*, 4 in
- Luas permukaan pipa, a' = 1,178 ft²/ft

(Kern, 1965)

Jumlah *tube*

$$N_t = \frac{A}{L \times a'} = \frac{77556,6}{30 \times 1,178} = 2194,58 \approx 2195 \text{ buah}$$

LD.15 Water Cooling Tower (V-14)

Fungsi : Mendinginkan air dari temperatur 79,32388°C menjadi 30°C

Jenis : *Mechanical draft cooling tower*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Suhu air masuk menara (T_{L2}) = 60°C = 140 °F

Suhu air keluar menara (T_{L1}) = 28°C = 82,4°F

Suhu udara (T_{G1}) = 28 °C = 82,4°F

Dari Gambar 12-4 Perry, 1999, diperoleh suhu *wet bulb*, T_w = 75°F.

Dari kurva kelembaban, diperoleh H = 0,0325 kg uap air/kg udara kering

Dari Gambar 12-4 Perry, 1999, diperoleh konsentrasi air = 2 gal/ft²·menit

Densitas air (58°C) = 983,24 kg/m³

Laju massa air pendingin = 149945,2741 kg/jam

Laju volumetrik air pendingin = 149945,2741 / 983,24 = 152,5011 m³/jam

Kapasitas air, Q = 152,5011 m³/jam × 264,17 gal/m³ / (60 menit/jam)
= 671,4373 gal/menit

Faktor keamanan : 20 %

Luas menara, A = 1,2 × (kapasitas air/konsentrasi air)
= 1,2 × (671,4373 gal/menit) / (1,75 gal/ft² menit)
= 460,4142 ft²

Laju alir air tiap satuan luas (L) = $\frac{(330275,9 \text{ lbm /jam}) \cdot (1 \text{ jam}) \cdot (3,2808 \text{ ft})^2}{(460,4142 \text{ ft}^2) \cdot (3600 \text{ s}) \cdot (1 \text{ ft}^2)}$
= 717,345 lb/ft².jam = 3503,739 kg/s m²

Perbandingan L : G direncanakan = 5 : 6

Laju alir gas tiap satuan luas (G) = 0,367 lb/ft².jam = 1,7925 kg/s m²

Tinggi menara :

Dari Persamaan 9.3-8 Geankoplis, 2003 :

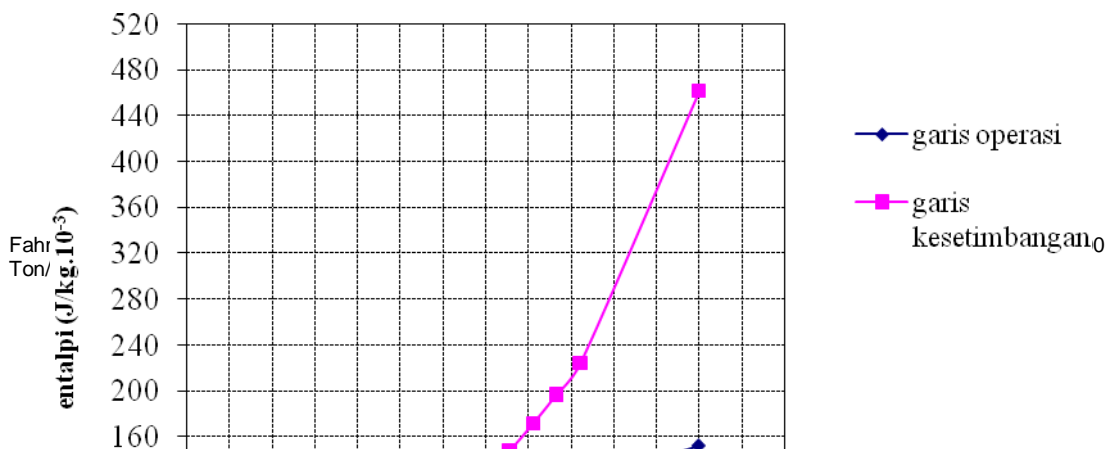
$$Hy_1 = (1,005 + 1,88 \times 0,02) \cdot 10^3 (28 - 0) + 2,501 \cdot 10^6 (0,02)$$

$$Hy_1 = 79220,8 \text{ J/kg}$$

Dari Persamaan 10.5-2, Geankoplis, 2003 :

$$0,93 (Hy_2 - 79220,8) = 0,5429 (4,187 \cdot 10^3) \cdot (60 - 28)$$

$$Hy_2 = 151976,3859 \text{ J/kg}$$

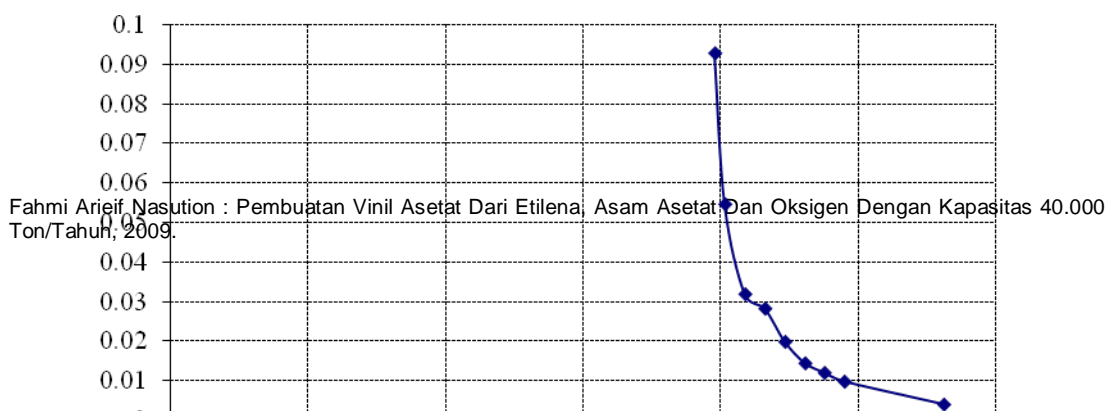


Gambar LD-2 Grafik Entalpi dan Temperatur Cairan pada *Cooling Tower* (CT)

Ketinggian menara, $z = \frac{G}{M k_G a} \int_{Hy_1}^{Hy_2} \frac{dHy}{Hy^* - Hy}$ (Geankoplis, 2003)

Tabel LD-1 Perhitungan Entalpi dalam Penentuan Tinggi Menara Pendingin

T	Hy.10 ³	Hy*.10 ³	1/(Hy*-Hy)
28	79,2208	98	0,05325
29,4	80,68044	105	0,041119
32,2	83,59972	116	0,030864
35	86,519	127	0,024703
37,8	89,43828	143	0,01867
40,6	92,35756	160	0,014784
43,3	95,17258	172	0,013016
46,1	98,09186	194	0,010427
60	112,584	365	0,003962



Gambar LD-3 Kurva Hy terhadap $1/(H_y^* - H_y)$

Luas daerah di bawah kurva dari pada Gambar L.D.3 ; $\int_{H_{y1}}^{H_{y2}} \frac{dH_y}{H_y^* - H_y} = 2,9332$

Estimasi $k_G \cdot a = 1,207 \cdot 10^{-7} \text{ kg.mol /s.m}^3$ (Geankoplis, 2003).

$$\begin{aligned} \text{Tinggi menara , } Z &= \frac{1,7925 (2,9332)}{29 (1,207 \cdot 10^{-7})(1,013 \cdot 10^5)} \\ &= 8,655 \text{ m} \end{aligned}$$

Diambil *performance* menara 90 %, maka dari Gambar 12-15 Perry, 1999, diperoleh tenaga kipas $0,03 \text{ Hp/ft}^2$.

$$\text{Daya menara} = 0,03 \text{ Hp/ft}^2 \times 460,4142 \text{ ft}^2 = 13,812 \text{ hp}$$

Digunakan daya standar 15 hp

LD.16 Tangki Pelarutan Kaporit (V-15)

Fungsi	: Membuat larutan kaporit $\text{Ca}(\text{ClO})_2$
Bentuk	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283, Grade C</i>
Jenis sambungan	: <i>Single welded butt joints</i>
Jumlah	: 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur	= 28°C
Tekanan	= 1 atm
$\text{Ca}(\text{ClO})_2$ yang digunakan	= 2 ppm

Laju massa $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ (F)	= 0,0022 kg/jam	
Densitas $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ 70 % (ρ)	= 1272 kg/m ³ = 79,4088 lb _m /ft ³	(Perry, 1999)
Viskositas $\text{Ca}(\text{ClO})_2$ 70 % (μ)	= 0,00067 lb _m /ft s = 1 cP	(Othmer, 1968)
Kebutuhan perancangan	= 90 hari	

Perhitungan ukuran tangki :

1. Volume tangki

$$V_{\text{larutan}} = \frac{0,0022 \text{ kg/jam} \times 90 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{1272 \text{ kg/m}^3} = 0,00415 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran : 20 %

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 0,00415 \text{ m}^3 = 0,00498 \text{ m}^3$$

2. Diameter dan tinggi tangki

Direncanakan :

Tinggi tangki : diameter tangki $H_s : D = 1 : 1$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 H_s$$

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^3$$

$$0,00498 = \frac{1}{4} \pi D^3$$

Maka, diameter tangki $D = 0,185 \text{ m}$

$$\text{tinggi tangki } H_t = H_s = \left(\frac{H_s}{D} \right) \times D = 0,185 \text{ m}$$

3. Tebal *shell* tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } h = \frac{0,00415 \text{ m}^3}{0,00498 \text{ m}^3} \times 0,185 \text{ m} = 0,154 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 1272 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 0,154 = 1,923 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi :

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 1,923 \text{ kPa} = 103,248 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (103,248 \text{ kPa}) = 108,411 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : $E = 0,8$ (Brownell, 1959)

Allowable stress : $S = 12650 \text{ psia} = 87218,71 \text{ kPa}$ (Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098 \text{ in/tahun}$ (Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10 \text{ tahun}$

Tebal tangki :

$$t = \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n C$$

$$= \frac{(108,411 \text{ kPa}) (0,185 \text{ m})}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(108,411 \text{ kPa})} + 10 (0,0098 \text{ in})$$

$$= 0,000144 \times 39,37 \text{ in} + 0,098 \text{ in}$$

$$= 0,1037 \text{ in}$$

Tebal standar yang digunakan = $1/8 \text{ in}$ (Brownell, 1959)

Perancangan Sistem Pengaduk

Jenis pengaduk : *flat 6 blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Untuk turbin standar (Geankoplis, 2003), diperoleh :

$$Da/Dt = 1/3 \quad ; \quad Da = 1/3 \times 0,185 \text{ m} = 0,0617 \text{ m}$$

$$E/Da = 1 \quad ; \quad E = 0,0617 \text{ m}$$

$$L/Da = 1/4 \quad ; \quad L = 1/4 \times 0,05791 \text{ m} = 0,0154 \text{ m}$$

$$W/Da = 1/5 \quad ; \quad W = 1/5 \times 0,05791 \text{ m} = 0,0123 \text{ m}$$

$$J/Dt = 1/12 \quad ; \quad J = 1/12 \times 0,17373 \text{ m} = 0,0154 \text{ m}$$

dimana : $Dt = D = \text{diameter tangki (m)}$

$Da = \text{Diameter impeller (m)}$

$E = \text{tinggi turbin dari dasar tangki (m)}$

$L = \text{panjang blade pada turbin (m)}$

$W = \text{lebar blade pada turbin (m)}$

$J = \text{lebar baffle (m)}$

Kecepatan pengadukan, $N = 2,5 \text{ putaran/detik}$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho N (Da)^2}{\mu} = \frac{1272(2,5)(0,0617)^2}{10^{-3}} = 11615,11$$

$N_{Re} > 10.000$, maka perhitungan dengan daya pengaduk menggunakan rumus:

$$P = Np N^3 D_a^5 \rho \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$Np = 5 \text{ untuk } N_{Re} = 11615,11 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$P = 5(2,5)^3 (0,0617)^5 1276 = 0,0889 \text{ watt} = 1,19 \cdot 10^{-4} \text{ hp}$$

Efisiensi motor = 80 %

$$\text{Daya motor} = 1,488 \cdot 10^{-4} \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar 1/2 hp

LD.17 Tangki Utilitas (V-16)

Fungsi : Menampung air untuk didistribusikan untuk kebutuhan domestik

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar

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

Jenis sambungan : *Single welded butt joints*

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

$$\text{Temperatur} = 28^\circ\text{C}$$

$$\text{Laju massa air (F)} = 781,667 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 995,68 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{Kebutuhan perancangan} = 24 \text{ jam}$$

Perhitungan ukuran tangki :

1. Volume tangki

$$V_{\text{air}} = \frac{781,667 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 18,841 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran : 20 %

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 18,841 \text{ m}^3 = 22,6097 \text{ m}^3$$

2. Diameter dan tinggi tangki

Direncanakan : Tinggi tangki : diameter tangki $H_s : D = 3 : 2$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 H_s$$

$$V_t = \frac{3}{8} \pi D^3$$

$$22,6097 = \frac{3}{8} \pi D^3$$

Maka, diameter tangki $D = 3,862 \text{ m}$

tinggi tangki $H_t = H_s = \left(\frac{H_s}{D} \right) \times D = 5,793 \text{ m}$

3. Tebal *shell* tangki

Tinggi cairan dalam tangki, $h = \frac{18,841 \text{ m}^3}{22,6097 \text{ m}^3} \times 5,793 \text{ m} = 4,828 \text{ m}$

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 996,24 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 4,828 = 47,106 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi :

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 47,106 \text{ kPa} = 148,431 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (148,431 \text{ kPa}) = 155,852 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : $E = 0,8$ (Brownell, 1959)

Allowable stress : $S = 12650 \text{ psia} = 87218,71 \text{ kPa}$ (Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098 \text{ in/tahun}$ (Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10 \text{ tahun}$

Tebal *shell* tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} + n C \\ &= \frac{(155,852 \text{ kPa}) (3,862)}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(155,852 \text{ kPa})} + 10 (0,0098 \text{ in}) \\ &= 0,00432 \times 39,37 \text{ in} + 0,098 \text{ in} \\ &= 0,268 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = $1/2 \text{ in}$ (Brownell, 1959)

LD.18 Tangki Bahan Bakar (V-16)

Fungsi : Tempat penyimpanan bahan bakar.
Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup datar
Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283, Grade C*
Jenis sambungan : *Single welded butt joints*
Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C
Laju volum solar (Q) = 1578,67 ltr/jam
Densitas solar (ρ) = 0,89 kg/liter
Kebutuhan perancangan = 10 hari

Perhitungan ukuran tangki :

1. Volume tangki

$$V_{\text{solar}} = 1578,67 \text{ ltr/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 10 \text{ hari} \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{ltr} = 378,88 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran : 20 %

$$\text{Volume tangki, } V_t = 1,2 \times 378,88 \text{ m}^3 = 454,656 \text{ m}^3$$

2. Diameter dan tinggi tangki

Direncanakan : Tinggi tangki : diameter tangki $H_s : D = 2 : 1$

Volume tangki (V_t)

$$V_t = \frac{1}{4} \pi D^2 H_s$$

$$V_t = \frac{1}{8} \pi D^3$$

$$454,656 = \frac{1}{8} \pi D^3$$

Maka, diameter tangki $D = 8,3356 \text{ m}$

$$\text{tinggi tangki } H_t = H_s = \left(\frac{H_s}{D} \right) \times D = 16,6712 \text{ m}$$

3. Tebal *shell* tangki

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki, } h = \frac{378,88 \text{ m}^3}{454,656 \text{ m}^3} \times 16,712 \text{ m} = 13,893 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik :

$$P = \rho \times g \times h = 890 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/det}^2 \times 13,893 = 121,172 \text{ kPa}$$

Tekanan operasi :

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 101,325 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{total}} = 101,325 \text{ kPa} + 121,172 \text{ kPa} = 222,497 \text{ kPa}$$

Faktor keamanan : 20 %

$$P_{\text{design}} = (1,2) (222,497 \text{ kPa}) = 233,622 \text{ kPa}$$

Joint efficiency : $E = 0,8$ (Brownell, 1959)

Allowable stress : $S = 12650 \text{ psia} = 87218,71 \text{ kPa}$ (Brownell, 1959)

Faktor korosi : $C = 0,0098 \text{ in/tahun}$ (Timmerhaus, 2004)

Umur alat : $n = 10 \text{ tahun}$

Tebal *shell* tangki :

$$\begin{aligned} t &= \frac{PD}{2SE - 1,2P} + nC \\ &= \frac{(233,622 \text{ kPa})(7,97)}{2(87218,71 \text{ kPa})(0,8) - 1,2(233,622 \text{ kPa})} + 10(0,0098 \text{ in}) \\ &= 0,01398 \times 39,37 \text{ in} + 0,098 \text{ in} \\ &= 0,6485 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *shell* standar yang digunakan = $\frac{3}{4} \text{ in}$ (Brownell, 1959)

LD.19 Pompa Screening (P-01)

Fungsi : Memompa air dari sungai ke *water reservoir* (V-01)

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas air (ρ) = $995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1599 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ (Geankoplis, 2003)

Viskositas air (μ) = $0,836 \text{ cP} = 0,000562 \text{ lb}_m/\text{ft s}$ (Geankoplis, 2003)

Laju alir massa (F) = $14528,1193 \text{ kg/jam}$

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{14528,1193 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} = 0,00405 \text{ m}^3/\text{s} = 0,1431 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 0,363 (0,00405 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (995,68 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,07467 \text{ m} = 2,93989 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 3 in

Schedule number : 80

Diameter Dalam (ID) : 2,9 in = 0,24167 ft

Diameter Luar (OD) : 3,5 in = 0,29167 ft

Luas penampang dalam (A) : 0,0513 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 2,79003 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= \frac{(62,1599 \text{ lbm/ft}^3)(2,79003 \text{ ft/s})(0,24167 \text{ ft})}{0,000562 \text{ lbm/ft s}} \\ &= 78928,9 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$; $\epsilon/D = 0,00059$, pada $N_{Re} = 78928,9$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,0056$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,55 (1 - 0) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,06049 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2 g_c} = 1(0,75) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} = 0,09073 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n Kf \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} = 0,24194 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 70 ft} \quad F_f &= 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0055) \frac{(70)(2,79003)^2}{(0,24167)2(32,174)} \\ &= 0,74192 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,12097 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 1,25605 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{dimana : } v_1 = v_2 ; \Delta v^2 = 0 ; P_1 = P_2 ; \Delta P = 0$$

$$\text{tinggi pemompaan } \Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 1,25605 + W_s = 0$$

$$-W_s = 51,256 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta = 80 \%$$

$$W_p = -W_s / \eta = 64,0701 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(64,0701)(0,1431)(62,1599)}{550} = 1,0364 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar 1 ¼ hp

LD.20 Pompa Ekualisasi (P-02)

Fungsi : Memompa air dari *water reservoir* ke bak sedimentasi

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,1599 lb_m/ft³ (Geankoplis, 2003)

Viskositas air (μ) = 0,836 cP = 0,000562 lb_m/ft s (Geankoplis, 2003)

Laju alir massa (F) = 14528,1193 kg/jam

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{14528,1193 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} = 0,00405 \text{ m}^3/\text{s} = 0,1431 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 0,363 (0,00405 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (995,68 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,07467 \text{ m} = 2,93989 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis,2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 3 in

Schedule number : 80

Diameter Dalam (ID) : 2,9 in = 0,24167 ft

Diameter Luar (OD) : 3,5 in = 0,29167 ft

Luas penampang dalam (A) : 0,0513 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 2,79003 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= \frac{(62,1599 \text{ lbm/ft}^3)(2,79003 \text{ ft/s})(0,24167 \text{ ft})}{0,000562 \text{ lbm/ft s}} \\ &= 78928,9 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$; $\epsilon/D = 0,00059$, pada $N_{Re} = 78928,9$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,0056$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$1 \text{ sharp edge entrance } h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,55(1-0) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,06049 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} = 0,18146 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} = 0,24194 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0055) \frac{(30)(2,79003)^2}{(0,24167)2(32,174)}$$

$$= 0,31796 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1(1-0) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,12097 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,92282 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana : $v_1 = v_2$; $\Delta v^2 = 0$; $P_1 = P_2$; $\Delta P = 0$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 0,92282 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,9228 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 63,6535 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(63,6535)(0,1431)(62,1599)}{550} = 1,02967 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $1 \frac{1}{4} \text{ hp}$

LD.21 Pompa Bak Sedimentasi (P-03)

Fungsi : Memompa air dari Bak Sedimentasi (V-01) ke *Clarifier* (V-04)
 Jenis : *Centrifugal pump*
 Jumlah : 1 unit
 Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C
 Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,1599 lb_m/ft³ (Geankoplis, 2003)
 Viskositas air (μ) = 0,836 cP = 0,000562 lb_m/ft s (Geankoplis, 2003)
 Laju alir massa (F) = 14528,1993 kg/jam

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{14528,1993 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} = 0,00405 \text{ m}^3/\text{s} = 0,1431 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 0,363 (0,00405 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (995,68 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,07467 \text{ m} = 2,93989 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis,2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 3 in
Schedule number : 80
 Diameter Dalam (ID) : 2,9 in = 0,24167 ft
 Diameter Luar (OD) : 3,5 in = 0,29167 ft
 Luas penampang dalam (A) : 0,0513 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 2,79003 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= \frac{(62,1599 \text{ lbm/ft}^3)(2,79003 \text{ ft/s})(0,24167 \text{ ft})}{0,000562 \text{ lbm/ft s}} \\ &= 78928,9 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$; $\varepsilon/D = 0,00059$, pada $N_{Re} = 78928,9$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,0056$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$1 \text{ sharp edge entrance } h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,55 (1 - 0) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,06049 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} = 0,18146 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} = 0,24194 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0055) \frac{(30) \cdot (2,79003)^2}{(0,24167) 2(32,174)}$$

$$= 0,31796 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,12097 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,92282 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana : $v_1 = v_2$; $\Delta v^2 = 0$; $P_1 = P_2$; $\Delta P = 0$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 0,92282 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,9228 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 63,6535 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(63,6535)(0,1431)(62,1599)}{550} = 1,02967 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar 1 ¼ hp

LD.22 Pompa Alum (P-04)

Fungsi : Memompa larutan alum dari Tangki Pelarutan Alum (V-02) ke Clarifier (V-04)

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas alum (ρ) = 1363 kg/m³ = 85,090216 lb_m/ft³ (Perry, 1999)

Viskositas alum (μ) = 6,72 10⁻⁴ lb_m/ft s = 1 cP (Othmer, 1968)

Laju alir massa (F) = 0,72641 kg/jam

Debit air/laju alir volumetrik, $Q = \frac{F}{\rho} = 1,5 \cdot 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s} = 5,2 \cdot 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s}$

Desain pompa :

untuk aliran *viscous* $N_{Re} < 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3 Q^{0,36} \mu^{0,18} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3 (5,2 \cdot 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s})^{0,36} (0,000672 \text{ lbm/ft.s})^{0,18} \\ &= 0,01011 \text{ ft} = 0,12129 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 1/8 in

Schedule number : 40

Diameter Dalam (ID) : 0,269 in = 0,022417 ft

Diameter Luar (OD) : 0,405 in = 0,033750 ft

Luas penampang dalam (A) : 0,0004 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{5,2 \cdot 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} = 0,02091 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{(85,090216 \text{ lbm/ft}^3)(0,02091 \text{ ft/s})(0,022417 \text{ ft})}{0,000672 \text{ lbm/ft s}}$$

$$= 47,443 \text{ (aliran laminar)}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* pada $N_{Re} = 47,443$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,33725$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$1 \text{ sharp edge entrance } h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,55 (1 - 0) \frac{0,02091^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 3,4 \cdot 10^{-6} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 1(0,75) \frac{0,02091^2}{2(1)(32,174)} = 5,1 \cdot 10^{-6} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ check valve } \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{0,02091^2}{2(1)(32,174)} = 1,4 \cdot 10^{-6} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus } 30 \text{ ft } \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0045) \frac{(30)(0,02091)^2}{(0,022417)2(32,174)}$$

$$= 0,01535 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit } \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{0,02091^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 6,8 \cdot 10^{-6} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss } \quad \Sigma F = 0,01538 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{dimana : } v_1 = v_2 ; \Delta v^2 = 0 ; P_1 = P_2 ; \Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 0,01538 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,0154 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 62,5192 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(62,5192)(5,2 \cdot 10^{-6})(85,09154)}{550} = 5,1 \cdot 10^{-5} \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar 1/2 hp

LD.23 Pompa Soda Abu (P-05)

Fungsi : Memompa larutan soda abu dari Tangki Pelarutan Soda Abu (V-02) ke *Clarifier* (V-04)

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas soda abu (ρ) = 1327 kg/m³ = 82,8423 lb_m/ft³ (Perry, 1999)

Viskositas soda abu (μ) = 0,549 cP = 3,69 10⁻⁴ lb_m/ft s (Othmer, 1968)

Laju alir massa (F) = 0,39226 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Debit air/laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{0,39226 \text{ kg / jam}}{1327 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s / jam}} \\ &= 8,2 \cdot 10^{-8} \text{ m}^3/\text{s} = 2,9 \cdot 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain pompa :

untuk aliran *viscous* $N_{Re} < 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3 Q^{0,36} \mu^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 3 (2,9 \cdot 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s})^{0,36} (0,000369 \text{ lbm/ft.s})^{0,18} \\ &= 0,00734 \text{ ft} = 0,08806 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 1/8 in

Schedule number : 40

Diameter Dalam (ID) : 0,269 in = 0,022417 ft

Diameter Luar (OD) : 0,405 in = 0,0338 ft

Inside sectional area A : 0,0004 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{2,9 \cdot 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} = 0,0116 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{(82,8423 \text{ lbm/ft}^3)(0,0116 \text{ ft/s})(0,022417 \text{ ft})}{0,000369 \text{ lbm/ft s}}$$

$$= 46,6653 \text{ (aliran laminar)}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* pada $N_{Re} = 46,6653$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,34287$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$1 \text{ sharp edge entrance } h_c = 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{0,0116^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 1 \cdot 10^{-6} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 1(0,75) \frac{0,0116^2}{2(32,174)} = 1,6 \cdot 10^{-6} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ check valve } \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{0,0116^2}{2(32,174)} = 4,2 \cdot 10^{-6} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus } 30 \text{ ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,497371) \frac{(30)(0,0116)^2}{(0,022417)2(32,174)}$$

$$= 0,0048 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{0,0116^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 2,1 \cdot 10^{-6} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,00481 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli :

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{dimana : } v_1 = v_2 ; \Delta v^2 = 0 ; P_1 = P_2 ; \Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50$ ft

$$0 + \frac{32,174}{32,174}(50) + 0 + 0,00481 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,0048 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = -W_s / \eta = 62,506 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(62,506)(2,9 \cdot 10^{-6})(82,84408)}{550} = 2,7 \cdot 10^{-5} \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{1}{2}$ hp

LD.24 Pompa *Sand filter* (P-06)

Fungsi : Memompa air dari *sand filter* (V-05) ke Menara Air (V-06)

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas air (ρ) = $995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1599 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ (Geankoplis, 2003)

Viskositas air (μ) = $0,836 \text{ cP} = 0,000562 \text{ lb}_m/\text{ft s}$ (Geankoplis, 2003)

Laju alir massa (F) = $14528,1993 \text{ kg/jam}$

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{14528,1993 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} = 0,00405 \text{ m}^3/\text{s} = 0,1431 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$D_{i,opt} = 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 0,363 (0,00405 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (995,68 \text{ kg/m}^3)^{0,13}$$

$$= 0,07467 \text{ m} = 2,93989 \text{ in}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 3 in

Schedule number : 80
 Diameter Dalam (ID) : 2,9 in = 0,24167 ft
 Diameter Luar (OD) : 3,5 in = 0,29167 ft
 Luas penampang dalam (A) : 0,0513 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 2,79003 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\
 &= \frac{(62,1599 \text{ lbm/ft}^3)(2,79003 \text{ ft/s})(0,24167 \text{ ft})}{0,000562 \text{ lbm/ft s}} \\
 &= 78928,9 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$; $\epsilon/D = 0,00059$, pada $N_{Re} = 78928,9$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,0056$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$\begin{aligned}
 1 \text{ sharp edge entrance } h_c &= 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,55 (1 - 0) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} \\
 &= 0,06049 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$3 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 3(0,75) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} = 0,27219 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} = 0,24194 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pipa lurus } 80 \text{ ft} \quad F_f &= 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0055) \frac{(80)(2,79003)^2}{(0,24167)2(32,174)} \\
 &= 0,8479 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{2,79003^2}{2(1)(32,174)} \\
 &= 0,12097 \text{ ft lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 1,54349 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana : $v_1 = v_2$; $\Delta v^2 = 0$; $P_1 = P_2$; $\Delta P = 0$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50$ ft

$$0 + \frac{32,174}{32,174}(50) + 0 + 1,54349 + W_s = 0$$

$$-W_s = 61,5435 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = -W_s / \eta = 76,9294 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(76,9294)(0,1431)(62,1599)}{550} = 1,24442 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $1 \frac{1}{4}$ hp

LD.25 Pompa Asam Sulfat (P-07)

Fungsi : Memompa larutan asam sulfat dari Tangki Pelarutan Asam Sulfat (V-08) ke *Cation Exchanger* (V-09)

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas soda abu (ρ) = 1061,7 kg/m³ = 66,2815 lb_m/ft³ (Perry, 1999)

Viskositas soda abu (μ) = 17,86 cP = 0,012001 lb_m/ft s (Othmer, 1968)

Laju alir massa (F) = 0,08846 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Debit air/laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{0,08846 \text{ kg / jam}}{1061,7 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s / jam}} \\ &= 2,3 \cdot 10^{-8} \text{ m}^3/\text{s} = 8,2 \cdot 10^{-7} \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain pompa :

untuk aliran *viscous* $N_{Re} < 2100$

$$D_{i,opt} = 3 Q^{0,36} \mu^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 3 (2,3 \cdot 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s})^{0,36} (0,012001 \text{ lbm}/\text{ft} \cdot \text{s})^{0,18}$$

$$= 0,00871 \text{ ft} = 0,10448 \text{ in}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal	: $\frac{1}{8}$ in
<i>Schedule number</i>	: 80
Diameter Dalam (ID)	: 0,215 in = 0,01792 ft
Diameter Luar (OD)	: 0,405 in = 0,0338 ft
Inside sectional area A	: 0,00025 ft ²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{2,3 \cdot 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,00025 \text{ ft}^2} = 0,00327 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{(66,2815 \text{ lbm}/\text{ft}^3)(0,00327 \text{ ft/s})(0,03033 \text{ ft})}{0,012001 \text{ lbm}/\text{ft} \cdot \text{s}}$$

$$= 0,32348 \text{ (aliran laminar)}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* pada $N_{Re} = 0,32348$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 49,4627$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$1 \text{ sharp edge entrance } h_c = 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{0,00327^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 8,2 \cdot 10^{-8} \text{ ft lbf}/\text{lbm}$$

$$1 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 1(0,75) \frac{0,00327^2}{2(32,174)} = 1,2 \cdot 10^{-7} \text{ ft lbf}/\text{lbm}$$

$$1 \text{ check valve} \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{0,00327^2}{2(32,174)} = 3,2 \cdot 10^{-7} \text{ ft lbf}/\text{lbm}$$

$$\text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(28,05437) \frac{(30)(0,00327)^2}{(0,03033)2(32,174)}$$

$$= 0,05502 \text{ ft lbf}/\text{lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{0,00327^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 1,7 \cdot 10^{-7} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss } \Sigma F = 0,05502 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli :

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{dimana : } v_1 = v_2 ; \Delta v^2 = 0 ; P_1 = P_2 ; \Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$0 + \frac{32,174}{32,174}(50) + 0 + 0,05502 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,055 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 62,5688 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(62,52688)(2,3 \cdot 10^{-6})(66,2815)}{550} = 6,2 \cdot 10^{-6} \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{1}{2} \text{ hp}$

LD.26 Pompa NaOH (P-08)

Fungsi : Memompa larutan NaOH dari Tangki Pelarutan NaOH (V-10)
ke Anion Exchanger (V-11)

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

$$\text{Temperatur} = 28^\circ\text{C}$$

$$\text{Densitas NaOH } (\rho) = 1518 \text{ kg/m}^3 = 94,76813 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$\text{Viskositas NaOH } (\mu) = 0,00043 \text{ lb}_m/\text{ft s} = 0,64 \text{ cP} \quad (\text{Othmer, 1968})$$

$$\text{Laju alir massa (F)} = 0,3220 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Debit air/laju alir volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,3220 \text{ kg / jam}}{1518 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s / jam}}$$

$$= 5,9 \cdot 10^{-8} \text{ m}^3/\text{s} = 2,1 \cdot 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain pompa :

untuk aliran *viscous* $N_{Re} < 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3 Q^{0,36} \mu^{0,18} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3 (2,1 \cdot 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s})^{0,36} (0,00043 \text{ lbm}/\text{ft} \cdot \text{s})^{0,18} \\ &= 0,00669 \text{ ft} = 0,08033 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal	: $\frac{1}{8}$ in
<i>Schedule number</i>	: 80
Diameter Dalam (ID)	: 0,215 in = 0,01792 ft
Diameter Luar (OD)	: 0,405 in = 0,0338 ft
Inside sectional area A	: 0,00025 ft^2

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{2,1 \cdot 10^{-6} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,00025 \text{ ft}^2} = 0,00832 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{(94,76813 \text{ lbm}/\text{ft}^3)(0,00832 \text{ ft/s})(0,022417 \text{ ft})}{0,00043 \text{ lbm}/\text{ft} \cdot \text{s}} \\ &= 32,8598 \text{ (aliran laminar)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* pada $N_{Re} = 32,8598$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,48692$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance } h_c &= 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{0,00832^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 5,4 \cdot 10^{-7} \text{ ft lbf}/\text{lbm} \end{aligned}$$

$$1 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 1(0,75) \frac{0,00832^2}{2(32,174)} = 8,1 \cdot 10^{-7} \text{ ft lbf}/\text{lbm}$$

$$1 \text{ check valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{0,00832^2}{2(32,174)} = 2,2 \cdot 10^{-6} \text{ ft lbf}/\text{lbm}$$

$$\text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,20758) \frac{(30)(0,00832)^2}{(0,022417)2(32,174)}$$

$$= 0,00351 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{\text{ex}} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{0,00832^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 1,1 \cdot 10^{-6} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,00352 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli :

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{dimana : } v_1 = v_2 ; \Delta v^2 = 0 ; P_1 = P_2 ; \Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 0,00352 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,0035 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 62,5044 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(62,5044)(2,1 \cdot 10^{-6})(94,76813)}{550} = 2,2 \cdot 10^{-5} \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{1}{2} \text{ hp}$

LD.27 Pompa *Cation Exchanger* (P-09)

Fungsi : Memompa air dari *Cation Exchanger* (V-09) ke *Anion Exchanger* (V-10)

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas air (ρ) = $995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1599 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ (Geankoplis, 2003)

Viskositas air (μ) = $0,836 \text{ cP} = 0,000562 \text{ lb}_m/\text{ft s}$ (Geankoplis, 2003)

Laju alir massa (F) = 4269,9113 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{4269,9113 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} = 0,00119 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,04207 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 0,363 (0,00119 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (995,68 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,04304 \text{ m} = 1,6944 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 2 in
Schedule number : 80
Diameter Dalam (ID) : 1,939 in = 0,16158 ft
Diameter Luar (OD) : 2,375 in = 0,1979 ft
Luas penampang dalam (A) : 0,021 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 2,0032 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= \frac{(62,1599 \text{ lbm/ft}^3)(2,0032 \text{ ft/s})(0,17225 \text{ ft})}{0,000562 \text{ lbm/ft s}} \\ &= 35815,1 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$; $\varepsilon/D = 0,00093$, pada $N_{Re} = 35815,1$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,0065$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance } h_c &= 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,03118 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)} = 0,09354 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)} = 0,12472 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f &= 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0063) \frac{(30)(2,0032)^2}{(0,17225)2(32,174)} \\ &= 0,30102 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1(1-0) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,06236 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,61281 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{dimana : } v_1 = v_2 ; \Delta v^2 = 0 ; P_1 = P_2 ; \Delta P = 0$$

$$\text{tinggi pemompaan } \Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 0,61281 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,6128 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 63,266 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(63,266)(0,04207)(62,1599)}{550} = 0,30078 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{1}{2}$ hp

LD.28 Pompa *Anion Exchanger* (P-10)

Fungsi : Memompa air dari *Anion Exchanger* (V-11) ke Deaerator (V-12)

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,1599 lb_m/ft³ (Geankoplis, 2003)

Viskositas air (μ) = 0,836 cP = 0,000562 lb_m/ft s (Geankoplis, 2003)

Laju alir massa (F) = 4269,9113 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{4269,9113 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} = 0,00119 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,04207 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 0,363 (0,00119 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (995,68 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,04304 \text{ m} = 1,6944 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis,2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 2 in

Schedule number : 80

Diameter Dalam (ID) : 1,939 in = 0,16158 ft

Diameter Luar (OD) : 2,375 in = 0,1979 ft

Luas penampang dalam (A) : 0,021 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 2,0032 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= \frac{(62,1599 \text{ lbm/ft}^3)(2,0032 \text{ ft/s})(0,17225 \text{ ft})}{0,000562 \text{ lbm/ft s}} \\ &= 35815,1 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$; $\epsilon/D = 0,00093$, pada

$N_{Re} = 35815,1$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,0065$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$1 \text{ sharp edge entrance } h_c = 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,03118 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)} = 0,09354 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)} = 0,12472 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus } 30 \text{ ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0063) \frac{(30)(2,0032)^2}{(0,17225)2(32,174)}$$

$$= 0,30102 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,06236 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,61281 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{dimana : } v_1 = v_2 ; \Delta v^2 = 0 ; P_1 = P_2 ; \Delta P = 0$$

$$\text{tinggi pemompaan } \Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 0,61281 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,6128 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 63,266 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(63,266)(0,04207)(62,1599)}{550} = 0,30078 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{1}{2}$ hp

LD.29 Pompa Kaporit (P-11)

Fungsi : Memompa larutan kaporit dari Tangki Pelarutan Kaporit (V-15)
ke Tangki Utilitas (V-16)

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas NaOH (ρ) = 1272 kg/m³ = 79,41405 lb_m/ft³ (Perry, 1999)

Viskositas NaOH (μ) = 0,000672 lb_m/ft s = 1 cP (Othmer, 1968)

Laju alir massa (F) = 0,0022 kg/jam

$$\text{Debit air/laju alir volumetrik, } Q = \frac{F}{\rho} = \frac{0,0022 \text{ kg / jam}}{1272 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s / jam}}$$
$$= 4,8 \cdot 10^{-10} \text{ m}^3/\text{s} = 1,7 \cdot 10^{-8} \text{ ft}^3/\text{s}$$

Desain pompa :

untuk aliran *viscous* $N_{Re} < 2100$

$$D_{i,opt} = 3 Q^{0,36} \mu^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$
$$= 3 (1,7 \cdot 10^{-8} \text{ ft}^3/\text{s})^{0,36} (0,000672 \text{ lbm/ft.s})^{0,18}$$
$$= 0,001284 \text{ ft} = 0,015412 \text{ in}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 1/8 in

Schedule number : 40

Diameter Dalam (ID) : 0,269 in = 0,0224 ft = 0,0068 m

Diameter Luar (OD) : 0,405 in = 0,0338 ft

Inside sectional area A : 0,0004 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{1,7 \cdot 10^{-8} \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0004 \text{ ft}^2} = 4,24 \cdot 10^{-5} \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{(79,41045 \text{ lbm/ft}^3)(4,24 \cdot 10^{-5} \text{ ft/s})(0,022417 \text{ ft})}{0,000672 \text{ lbm/ft s}}$$

$$= 0,112359 \text{ (aliran laminar)}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* pada $N_{Re} = 0,112359$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 142,4001$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$1 \text{ sharp edge entrance } h_c = 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{4,24 \cdot 10^{-5}{}^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 1,4 \cdot 10^{-11} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 1(0,75) \frac{(4,24 \cdot 10^{-5})^2}{2(32,174)} = 2,1 \cdot 10^{-11} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ check valve } \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{(4,24 \cdot 10^{-5})^2}{2(32,174)} = 5,59 \cdot 10^{-11} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus } 70 \text{ ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(142,4001) \frac{(70)(4,24 \cdot 10^{-5})^2}{(0,022417)2(32,174)}$$

$$= 4,97 \cdot 10^{-5} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{4,24 \cdot 10^{-5}{}^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 2,8 \cdot 10^{-11} \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 4,97 \cdot 10^{-5} \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli :

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana : $v_1 = v_2$; $\Delta v^2 = 0$; $P_1 = P_2$; $\Delta P = 0$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 4,97 \cdot 10^{-5} + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,00005 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 62,50006 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(62,50006)(1,7 \cdot 10^{-8})(79,41045)}{550} = 1,53 \cdot 10^{-7} \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar 1/4 hp

LD.30 Pompa Utilitas (P-12)

Fungsi : Memompa air dari Tangki Utilitas (V-16) ke kebutuhan domestik

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas air (ρ) = 995,68 kg/m³ = 62,1599 lb_m/ft³ (Geankoplis, 2003)

Viskositas air (μ) = 0,836 cP = 0,000562 lb_m/ft s (Geankoplis, 2003)

Laju alir massa (F) = 781,667 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{781,667 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} = 0,000218 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,007701 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 0,363 (0,000218 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (995,68 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,02046 \text{ m} = 0,789219 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis,2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 1 in

Schedule number : 40

Diameter Dalam (ID) : 1,049 in = 0,08742 ft

Diameter Luar (OD) : 1,315 in = 0,10958 ft

Luas penampang dalam (A) : 0,006 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 1,2835 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= \frac{(62,1599 \text{ lbm/ft}^3)(1,2835 \text{ ft/s})(0,08742 \text{ ft})}{0,000562 \text{ lbm/ft s}} \\ &= 12414,65 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$; $\varepsilon/D = 0,001726$, pada $N_{Re} = 12414,65$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,0057$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance } h_c &= 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{1,2835^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0128 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{1,2835^2}{2(1)(32,174)} = 0,0384 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{1,2835^2}{2(1)(32,174)} = 0,0512 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f &= 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0063) \frac{(30)(1,2835)^2}{(0,17225)2(32,174)} \\ &= 0,20031 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{1,2835^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0256 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,32831 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad \text{(Geankoplis, 2003)}$$

$$\text{dimana : } v_1 = v_2 ; \Delta v^2 = 0 ; P_1 = P_2 ; \Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50$ ft

$$0 + \frac{32,174}{32,174}(50) + 0 + 0,32831 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,32831 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80\%$

$$W_p = -W_s / \eta = 62,91039 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(62,91039)(0,007701)(62,1599)}{550} = 0,054753 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{1}{2}$ hp

LD.31 Pompa Water Cooling Tower (P-13)

Fungsi : Memompa air pendingin dari *Water Cooling Tower* (V-14) untuk keperluan air pendingin proses

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas air (ρ) = $995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1599 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ (Geankoplis, 2003)

Viskositas air (μ) = $0,836 \text{ cP} = 0,000562 \text{ lb}_m/\text{ft s}$ (Geankoplis, 2003)

Laju alir massa (F) = kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{9476,54 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} = 0,00264 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,09336 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004}) \\ &= 0,363 (0,00264 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (995,68 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,06161 \text{ m} = 2,42566 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis,2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 2 ½ in
Schedule number : 40
 Diameter Dalam (ID) : 2,469 in = 0,20575 ft
 Diameter Luar (OD) : 2,875 in = 0,2396 ft
 Luas penampang dalam (A) : 0,03322 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 2,81039 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= \frac{(62,1599 \text{ lbm/ft}^3)(2,81039 \text{ ft/s})(0,20575 \text{ ft})}{0,000562 \text{ lbm/ft s}} \\ &= 63982,3 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$; $\varepsilon/D = 0,00073$, pada $N_{Re} = 63982,3$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,006$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance } h_c &= 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{2,81039^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,06137 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{2,81039^2}{2(1)(32,174)} = 0,18412 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{2,81039^2}{2(1)(32,174)} = 0,24549 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f &= 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0058) \frac{(30) \cdot (2,81039)^2}{(0,17225) 2(32,174)} \\ &= 0,42953 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{2,81039^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,12274 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Total friction loss $\Sigma F = 1,04325 \text{ ft lbf/lbm}$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana : $v_1 = v_2$; $\Delta v^2 = 0$; $P_1 = P_2$; $\Delta P = 0$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$0 + \frac{32,174}{32,174}(50) + 0 + 1,04325 + W_s = 0$$

$$-W_s = 51,0432 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 63,8041 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(63,8041)(0,09336)(62,1599)}{550} = 0,67323 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{3}{4} \text{ hp}$

LD.32 Pompa Deaerator (P-14)

Fungsi : Memompa air dari Deaerator (V-12) ke Ketel Uap (V-13)

Jenis : *Centrifugal pump*

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi : *Commercial steel*

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C

Densitas air (ρ) = $995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,1599 \text{ lb}_m/\text{ft}^3$ (Geankoplis, 2003)

Viskositas air (μ) = $0,836 \text{ cP} = 0,000562 \text{ lb}_m/\text{ft s}$ (Geankoplis, 2003)

Laju alir massa (F) = $4269,9113 \text{ kg/jam}$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{4269,9113 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} = 0,00119 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,04207 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 0,363 (0,00119 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (995,68 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\ &= 0,04304 \text{ m} = 1,6944 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 2 in

Schedule number : 80

Diameter Dalam (ID) : 1,939 in = 0,16158 ft

Diameter Luar (OD) : 2,375 in = 0,1979 ft

Luas penampang dalam (A) : 0,021 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 2,0032 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= \frac{(62,1599 \text{ lbm/ft}^3)(2,0032 \text{ ft/s})(0,17225 \text{ ft})}{0,000562 \text{ lbm/ft s}} \\ &= 35815,1 \text{ (aliran turbulen)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$; $\varepsilon/D = 0,00093$, pada $N_{Re} = 35815,1$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,0065$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance } h_c &= 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,03118 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)} = 0,09354 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)} = 0,12472 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0063) \frac{(30)(2,0032)^2}{(0,17225)2(32,174)}$$

$$= 0,30102 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1(1-0) \frac{2,0032^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,06236 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,61281 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{dimana : } v_1 = v_2 ; \Delta v^2 = 0 ; P_1 = P_2 ; \Delta P = 0$$

$$\text{tinggi pemompaan } \Delta z = 50 \text{ ft}$$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 0,61281 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,6128 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Efisiensi pompa, } \eta = 80 \%$$

$$W_p = -W_s / \eta = 63,266 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(63,266)(0,04207)(62,1599)}{550} = 0,30078 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar 1/2 hp

LD.33 Pompa Tangki Bahan Bakar 1 (P-15)

Fungsi	: Memompa bahan bakar solar dari TB-01 ke Generator
Jenis	: Pompa <i>sentrifugal</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 unit

Kondisi operasi :

$$\text{Temperatur} = 28^\circ\text{C}$$

$$\text{Densitas NaOH } (\rho) = 890,0712 \text{ kg/m}^3 = 55,56679 \text{ lb}_m/\text{ft}^3 \quad (\text{Perry, 1999})$$

Fahmi Arief Nasution : Pembuatan Vinil Asetat Dari Etilena, Asam Asetat Dan Oksigen Dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun, 2009.

Viskositas NaOH (μ) = 0,000562 lb_m/ft s = 0,836 cP (Othmer, 1968)

Laju alir massa (F) = 43,8747 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Debit air/laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{43,8747 \text{ kg / jam}}{890,0712 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s / jam}} \\ &= 1,4 \cdot 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s} = 0,00048 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Desain pompa :

untuk aliran *viscous* $N_{Re} < 2100$

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3 Q^{0,36} \mu^{0,18} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\ &= 3 (0,00048)^{0,36} (0,000739)^{0,18} \\ &= 0,00569 \text{ ft} = 0,22383 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 1/4 in
Schedule number : 40
Diameter Dalam (ID) : 0,364 in = 0,0303 ft
Diameter Luar (OD) : 0,54 in
Inside sectional area A : 0,00072 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = \frac{0,00048 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,00072 \text{ ft}^2} = 0,6716 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} = \frac{(55,56679 \text{ lbm/ft}^3)(0,6716 \text{ ft/s})(0,0303 \text{ ft})}{0,000739 \text{ lbm/ft s}} \\ &= 1531,39 \text{ (aliran laminar)} \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* pada $N_{Re} = 1531,39$ diperoleh harga faktor *fanning*
 $f = 0,01045$

Friction loss :

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge entrance } h_c &= 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{0,6716^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,0035 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{0,6716^2}{2(32,174)} = 0,01051 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ check valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{0,6716^2}{2(32,174)} = 0,01402 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f &= 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,01202) \frac{(30)(0,6716)^2}{(0,0303)2(32,174)} \\ &= 0,2897 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} &= n \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1-0) \frac{0,6716^2}{2(1)(32,174)} \\ &= 0,00701 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,32474 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli :

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{dimana : } v_1 = v_2 ; \Delta v^2 = 0 ; P_1 = P_2 ; \Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} 0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 0,32474 + W_s &= 0 \\ -W_s &= 50,32474 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 62,848 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(62,9059)(0,00048)(55,56679)}{550} = 0,00307 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{1}{2} \text{ hp}$

LD.34 Pompa Tangki Bahan Bakar 2 (P-16)

Fungsi	: Memompa bahan bakar solar dari TB-01 ke ketel uap KU-01
Jenis	: Pompa <i>sentrifugal</i>
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C
 Densitas NaOH (ρ) = 890,0712 kg/m³ = 55,56679 lb_m/ft³ (Perry, 1999)
 Viskositas NaOH (μ) = 0,000562 lb_m/ft s = 0,836 cP (Othmer, 1968)
 Laju alir massa (F) = 1361,14 kg/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Debit air/laju alir volumetrik, } Q &= \frac{F}{\rho} = \frac{1361,14 \text{ kg / jam}}{890,0712 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s / jam}} \\
 &= 0,00042 \text{ m}^3/\text{s} = 0,015 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$\begin{aligned}
 D_{i,opt} &= 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\
 &= 0,363 (0,00042 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (890 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\
 &= 0,02667 \text{ m} = 1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 1 in
Schedule number : 40
 Diameter Dalam (ID) : 1,049 in = 0,0874 ft
 Diameter Luar (OD) : 1,315 in
 Luas penampang dalam (A) : 0,006 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 2,50033 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\
 &= \frac{(62,1599 \text{ lbm/ft}^3)(2,50033 \text{ ft/s})(0,0874 \text{ ft})}{0,000562 \text{ lbm/ft s}} \\
 &= 21618 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$; $\varepsilon/D = 0,00173$, pada $N_{Re} = 21618$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,0072$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$1 \text{ sharp edge entrance } h_c = 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5(1-0) \frac{2,50033^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,04858 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{2,50033^2}{2(1)(32,174)} = 0,14573 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{2,5033^2}{2(1)(32,174)} = 0,19431 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,007) \frac{(30)(2,50033)^2}{(0,0874)2(32,174)}$$

$$= 0,93357 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1(1-0) \frac{2,50033^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,09715 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 1,41933 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana : $v_1 = v_2$; $\Delta v^2 = 0$; $P_1 = P_2$; $\Delta P = 0$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 1,41933 + W_s = 0$$

$$-W_s = 51,4193 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 64,2742 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(64,2742)(0,015)(63,838)}{550} = 0,09741 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{1}{2} \text{ hp}$

LD.35 Pompa Bak Penampung (PL-01)

Fungsi : Memompa limbah dari bak penampung ke tangki aerasi
 Jenis : Pompa *sentrifugal*
 Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
 Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C
 Densitas NaOH (ρ) = 1000,63 kg/m³ = 55,56679 lb_m/ft³ (Perry, 1999)
 Viskositas NaOH (μ) = 0,000527 lb_m/ft s = 0,784 cP (Othmer, 1968)
 Laju alir volumetrik (Q) = 0,00054 m³/s = 0,01914 ft³/s

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$D_{i,opt} = 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 0,363 (0,00054 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (1000,63 \text{ kg/m}^3)^{0,13}$$

$$= 0,03021 \text{ m} = 1,18956 \text{ in}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis, 2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 1 ¼ in
Schedule number : 40
 Diameter Dalam (ID) : 1,38 in = 0,115 ft
 Diameter Luar (OD) : 1,66 in
 Luas penampang dalam (A) : 0,0104 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 1,84018 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= \frac{(62,469 \text{ lbm/ft}^3)(1,84018 \text{ ft/s})(0,115 \text{ ft})}{0,000492 \text{ lbm/ft s}}$$

$$= 25093,2 \text{ (aliran turbulen)}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$; $\varepsilon/D = 0,00131$, pada $N_{Re} = 25093,2$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,007$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$1 \text{ sharp edge entrance } h_c = 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5(1-0) \frac{1,84018^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,02631 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{1,84018^2}{2(1)(32,174)} = 0,07894 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{1,84018^2}{2(1)(32,174)} = 0,10525 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,007) \frac{(30)(1,84018)^2}{(0,115)2(32,174)}$$

$$= 0,38439 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1(1-0) \frac{1,84018^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,05262 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,64751 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana : $v_1 = v_2$; $\Delta v^2 = 0$; $P_1 = P_2$; $\Delta P = 0$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 0,64751 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,6475 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 63,30947 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(63,30947)(0,01914)(62,469)}{550} = 1,4 \cdot 10^{-7} \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{1}{2} \text{ hp}$

LD.36 Pompa Tangki Aerasi (PL-02)

Fungsi : Memompa limbah dari tangki aerasi ke tangki sedimentasi

Jenis : Pompa *sentrifugal*
 Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
 Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C
 Densitas NaOH (ρ) = 1000,63 kg/m³ = 55,56679 lb_m/ft³ (Perry, 1999)
 Viskositas NaOH (μ) = 0,000527 lb_m/ft s = 0,784 cP (Othmer, 1968)
 Laju alir volumetrik = 0,00059 m³/s = 0,02074 ft³/s

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$D_{i,opt} = 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= 0,363 (0,00059 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (1000,63 \text{ kg/m}^3)^{0,13}$$

$$= 0,03133 \text{ m} = 1,23351 \text{ in}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis,2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 1 ¼ in
Schedule number : 40
 Diameter Dalam (ID) : 1,38 in = 0,115 ft
 Diameter Luar (OD) : 1,66 in
 Luas penampang dalam (A) : 0,0104 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 1,9947 \text{ ft/s}$$

Bilangan *Reynold* :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

$$= \frac{(62,469 \text{ lbm/ft}^3)(1,9947 \text{ ft/s})(0,115 \text{ ft})}{0,000527 \text{ lbm/ft s}}$$

$$= 27199,9 \text{ (aliran turbulen)}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\varepsilon = 0,000046$; $\varepsilon/D = 0,00131$, pada $N_{Re} = 27199,9$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,0065$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$1 \text{ sharp edge entrance } h_c = 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{1,9947^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,03092 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{1,9947^2}{2(1)(32,174)} = 0,0975 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n K_f \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{1,9947^2}{2(1)(32,174)} = 0,12366 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0065) \frac{(30)(1,9947)^2}{(0,115)2(32,174)}$$

$$= 0,41983 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{1,9947^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,06183 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,72854 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

dimana : $v_1 = v_2$; $\Delta v^2 = 0$; $P_1 = P_2$; $\Delta P = 0$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 0,72854 + W_s = 0$$

$$-W_s = 51,72854 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 63,41,07 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(63,4107)(0,02074)(62,469)}{550} = 0,0409 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{1}{2} \text{ hp}$

LD.37 Pompa Tangki Sedimentasi (PL-03)

Fungsi : Memompa air resirkulasi dari tangki sedimentasi ke tangki

aerasi

Jenis : Pompa *sentrifugal*
 Bahan konstruksi : *Commercial Steel*
 Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi :

Temperatur = 28°C
 Densitas NaOH (ρ) = 1000,63 kg/m³ = 55,56679 lb_m/ft³ (Perry, 1999)
 Viskositas NaOH (μ) = 0,000527 lb_m/ft s = 0,784 cP (Othmer, 1968)
 Laju alir volumetrik = 0,00113 m³/s = 0,03988 ft³/s

Desain pompa :

untuk aliran turbulen $N_{Re} > 2100$

$$\begin{aligned}
 D_{i,opt} &= 0,363 Q^{0,45} \rho^{0,13} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\
 &= 0,363 (0,001129 \text{ m}^3/\text{s})^{0,45} (100,63 \text{ kg/m}^3)^{0,13} \\
 &= 0,04205 \text{ m} = 1,6553 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel A.5-1 Geankoplis,2003, dipilih pipa dengan spesifikasi :

Ukuran nominal : 2 in
Schedule number : 40
 Diameter Dalam (ID) : 2.067 in = 0,17225 ft
 Diameter Luar (OD) : 2,375 in
 Luas penampang dalam (A) : 0,0233 ft²

$$\text{Kecepatan linier, } v = \frac{Q}{A} = 1,7117 \text{ ft/s}$$

Bilangan Reynold :

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho \times v \times D}{\mu} && \text{(Timmerhaus, 2004)} \\
 &= \frac{(62,469 \text{ lbm/ft}^3)(1,7117 \text{ ft/s})(0,172 \text{ ft})}{0,000527 \text{ lbm/ft s}} \\
 &= 34960,9 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

Untuk pipa *Commercial Steel* diperoleh harga $\epsilon = 0,000046$; $\epsilon/D = 0,00088$, pada $N_{Re} = 34960,9$ diperoleh harga faktor *fanning* $f = 0,0059$ (Geankoplis, 2003).

Friction loss :

$$1 \text{ sharp edge entrance } h_c = 0,5 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 0,5 (1 - 0) \frac{1,7117^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,02277 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$2 \text{ elbow } 90^\circ \quad h_f = n.Kf. \frac{v^2}{2 g_c} = 2(0,75) \frac{1,7117^2}{2(1)(32,174)} = 0,0683 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ gate valve} \quad h_f = n Kf \frac{v^2}{2 g_c} = 1(2) \frac{1,7117^2}{2(1)(32,174)} = 0,09016 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pipa lurus 30 ft} \quad F_f = 4f \frac{\Delta L v^2}{D 2 g_c} = 4(0,0059) \frac{(30)(1,7117)^2}{(0,172)2(32,174)}$$

$$= 0,18715 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$1 \text{ sharp edge exit} \quad h_{ex} = n \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \frac{v^2}{2 \alpha g_c} = 1 (1 - 0) \frac{1,7117^2}{2(1)(32,174)}$$

$$= 0,04553 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Total friction loss} \quad \Sigma F = 0,41481 \text{ ft lbf/lbm}$$

Dari persamaan Bernoulli:

$$\frac{1}{2 g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0 \quad (\text{Geankoplis, 2003})$$

$$\text{dimana : } v_1 = v_2 ; \Delta v^2 = 0 ; P_1 = P_2 ; \Delta P = 0$$

tinggi pemompaan $\Delta z = 50 \text{ ft}$

$$0 + \frac{32,174}{32,174} (50) + 0 + 0,41481 + W_s = 0$$

$$-W_s = 50,41481 \text{ ft lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa, $\eta = 80 \%$

$$W_p = -W_s / \eta = 63,41481 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Daya pompa : } P = \frac{W_p Q \rho}{550} = \frac{(63,1625)(0,03988)(62,469)}{550} = 0,08357 \text{ hp}$$

Digunakan daya motor standar $\frac{1}{2} \text{ hp}$

LAMPIRAN E

PERHITUNGAN ASPEK EKONOMI

Dalam pra rancangan pabrik vinil asetat digunakan asumsi sebagai berikut:

Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam setahun.

Kapasitas maksimum adalah 40.000 ton/tahun.

Perhitungan didasarkan pada harga peralatan tiba di pabrik atau *purchased-equipment delivered* (Timmerhaus,2004).

Harga alat disesuaikan dengan basis 7 Mei 2009. dimana nilai tukar *dollar* terhadap rupiah adalah US\$ 1 = Rp 10.860,- (Bank BNI, 7 Mei 2009).

LE.1 Modal Investasi Tetap (*Fixed Capital Investment*)

LE.1.1 Modal Investasi Tetap Langsung (MITL)

LE.1.1.1 Biaya Tanah Lokasi Pabrik

Menurut keterangan masyarakat setempat. biaya tanah pada lokasi pabrik berkisar Rp 250.000/m².

Luas tanah seluruhnya = 9500 m²

Harga tanah seluruhnya = 9500 m² × Rp 250.000/m² = Rp 2.375.000.000,-

Biaya perataan tanah diperkirakan 5% dari harga tanah seluruhnya (Timmerhaus,2004)

Biaya perataan tanah = 0.05 × Rp 2.375.000.000,- = Rp 118.750.000,-

Total biaya tanah (A) = Rp 2.250.000.000,-+ Rp 112.500.000,- = Rp 2.362.500.000,-

LE.1.1.2 Harga Bangunan

Tabel LE.1 Perincian Harga Bangunan. dan Sarana Lainnya

No.	Nama Bangunan	Luas (m2)	Harga (Rp/m2)	Jumlah (Rp)
1	Pos Keamanan	20	300.000	6.000.000
2	Parkir	300	300.000	90.000.000
3	Taman	300	300.000	156.000.000
4	Areal Bahan Baku	520	300.000	81.000.000
5	Ruang Kontrol	50	1.000.000	50.000.000

6	Areal Proses	980	2.000.000	1.960.000.000
No.	Nama Bangunan	Luas (m² LE-1)	Harga (Rp/m²)	Jumlah (Rp)
7	Areal Produk	200	300.000	78.000.000
8	Perkantoran	500	1.500.000	750.000.000
9	Laboratorium	80	2.000.000	160.000.000
10	Poliklinik	100	700.000	70.000.000
11	Kantin	80	350.000	28.000.000
12	Ruang Ibadah	40	500.000	20.000.000
13	Gudang Peralatan	60	600.000	36.000.000
14	Perpustakaan	80	600.000	48.000.000
15	Unit Pemadam Kebakaran	100	500.000	50.000.000
16	Areal Utilitas	790	1.000.000	790.000.000
17	Pembangkit Listrik	150	1.000.000	150.000.000
18	Pembangkit Uap	150	1.000.000	150.000.000
19	Bengkel	90	600.000	54.000.000
20	Perumahan Karyawan	2500	900.000	2.250.000.000
21	Jalan	700	300.000	210.000.000
	Total	7.850		7.946.000.000

Harga bangunan saja = Rp 7.566.000.000,-

Harga sarana = Rp 390.000.000,-

Total biaya bangunan dan sarana (B) = Rp 7.946.000.000,-

LE.1.1.3 Perincian Harga Peralatan

Harga peralatan dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut:

$$C_x = C_y \left[\frac{X_2}{X_1} \right]^m \left[\frac{I_x}{I_y} \right] \quad (\text{Timmerhaus,2004})$$

dimana: C_x = harga alat pada tahun yang diinginkan

C_y = harga alat pada tahun dan kapasitas yang tersedia

X_1 = kapasitas alat yang tersedia

X_2 = kapasitas alat yang diinginkan

I_x = indeks harga pada tahun yang diinginkan

I_y = indeks harga pada tahun yang tersedia

Harga koefisien yang mendekati +1 menyatakan bahwa terdapat hubungan linier antar variabel X dan Y. sehingga persamaan regresi yang mendekati adalah persamaan regresi linier.

Persamaan umum regresi linier. $Y = a + b \cdot X$

dengan: Y = indeks harga pada tahun yang dicari (2009)

X = variabel tahun ke $n - 1$

a. b = tetapan persamaan regresi

Tetapan regresi ditentukan oleh:

$$b = \frac{(n \cdot \sum X_i Y_i) - (\sum X_i \cdot \sum Y_i)}{(n \cdot \sum X_i^2) - (\sum X_i)^2}$$

$$a = \frac{\sum Y_i \cdot \sum X_i^2 - \sum X_i \cdot \sum X_i \cdot Y_i}{n \cdot \sum X_i^2 - (\sum X_i)^2} \quad (\text{Montgomery, 1992})$$

Maka:

$$b = \frac{(14)(28307996) - (27937)(14184)}{(14)(55748511) - (27937)^2} = \frac{53536}{3185} = 16,8089$$

$$a = \frac{(14184)(55748511) - (27937)(28307996)}{(14)(55748511) - (27937)^2} = \frac{-103604228}{3185} = -32528,8$$

Sehingga persamaan regresi liniernya adalah:

$$Y = a + b \cdot X$$

$$Y = 16,8089X - 32528,8$$

Dengan demikian. harga indeks pada tahun 2009 adalah:

$$Y = 16,809(2009) - 32528,8$$

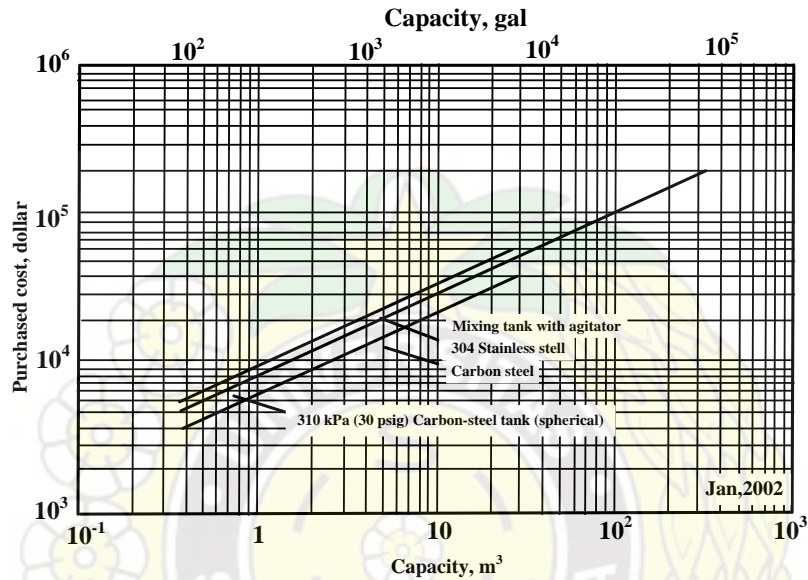
$$Y = 1240,06154$$

Perhitungan harga peralatan menggunakan adalah harga faktor eksponensial (m) *Marshall & Swift*. Harga faktor eksponen ini beracuan pada Tabel 6-4. Timmerhaus., 2004. Untuk alat yang tidak tersedia. faktor eksponensialnya dianggap 0.6 (Timmerhaus., 2004).

Contoh perhitungan harga peralatan:

1. Tangki Penyimpanan Etilena (TK-101)

Kapasitas tangki. $X_2 = 703.5268 \text{ m}^3$. Dari Gambar LE.1. diperoleh untuk harga kapasitas tangki (X_1) 1 m^3 pada tahun 2002 adalah (C_y) US\$ 6700. Dari tabel 6-4. Timmerhaus., 2004. faktor eksponen untuk tangki adalah (m) 0,49. Indeks harga pada tahun 2002 (I_y) 1103.



Gambar LE.1 Harga Peralatan untuk Tangki Penyimpanan (*Storage*) dan Tangki Pelarutan (Timmerhaus., 2004)

Indeks harga tahun 2009 (I_x) adalah 1240,06154. Maka estimasi harga tangki untuk (X_2) $615,6811 \text{ m}^3$ adalah:

$$C_x = \text{US\$ } 6700 \times \left| \frac{703.5286}{1} \right|^{0,49} \times \left| \frac{1240,06154}{1103} \right|$$

$$C_x = \text{US\$ } 187179 \times (\text{Rp}10.860,-)/(\text{US\$ } 1)$$

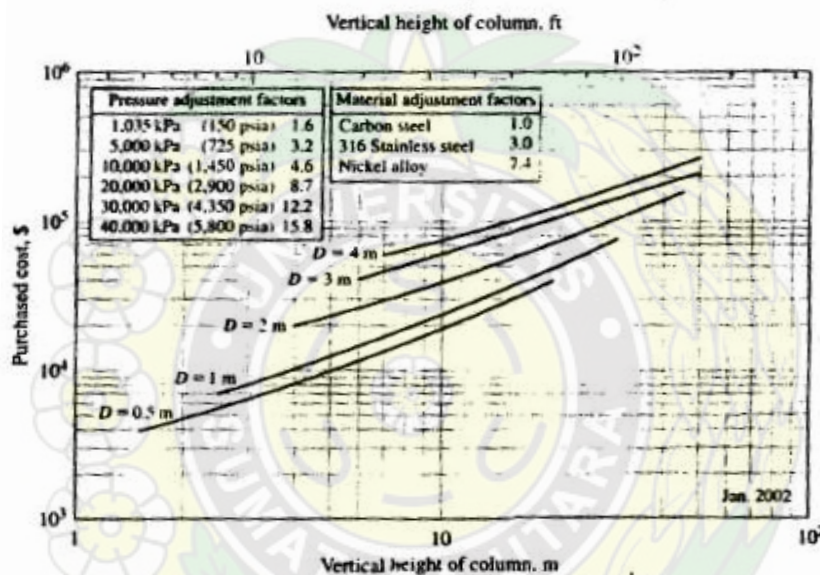
$$C_x = \text{Rp } 2.032.765.556,037 \text{ ,-/unit}$$

2. Kolom Distilasi (T-101)

Kolom distilasi yang dipergunakan berukuran diameter 2,63 m. dengan tinggi kolom 15,714 m dengan banyaknya *tray* dalam kolom sebanyak 20 buah. Dari Gambar LE.2. didapat bahwa untuk spesifikasi tersebut didapat harga peralatan pada tahun 2002 ($I_y = 1103$) adalah US\$ 22.000,- untuk tinggi kolom 20 m dan faktor eksponen untuk tangki adalah (m) 0,62. Maka harga sekarang (2009) adalah:

$$C_{x.kolom} = \text{US\$ } 22.000 \times \left| \frac{15,714}{20} \right|^{0,62} \times \left| \frac{1240,06154}{1103} \right| \times (\text{Rp}10.860,-)/(\text{US\$ } 1)$$

$$C_{x.kolom} = \text{Rp } 231.380.256,04\text{-/unit}$$



Gambar LE.2 Harga Peralatan untuk Kolom Distilasi. Harga Tidak Termasuk *Trays*. *Packing*. atau Sambungan. (Timmerhaus., 2004)

Sedangkan dari Gambar LE.2 didapat harga tiap *sieve tray* adalah US\$ 350,- untuk kolom berdiameter 0,7 m dan faktor eksponen untuk *tray* adalah (m) 0,86. Maka:

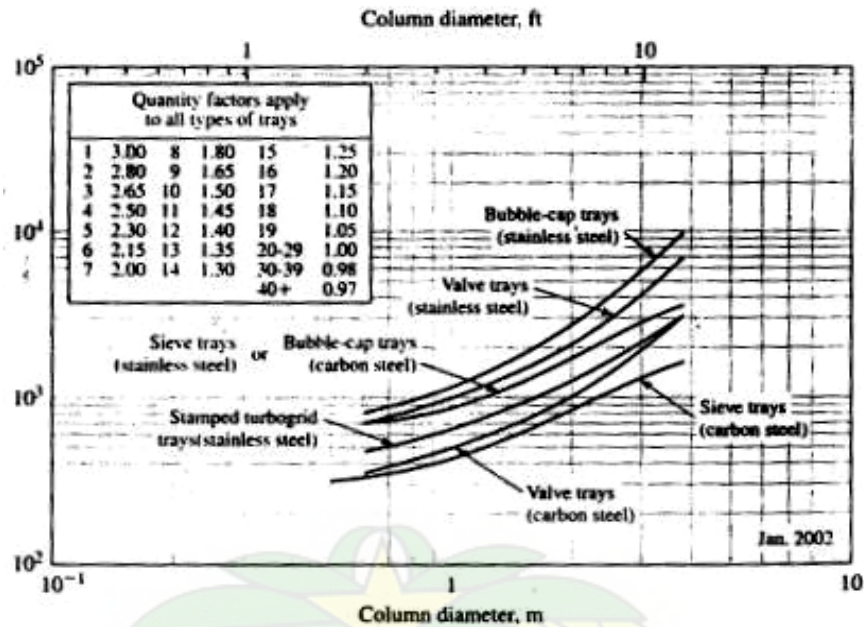
$$C_{x.tray} = 20 \times \text{US\$ } 350 \times \left| \frac{2,63}{0,7} \right|^{0,86} \times \left| \frac{1240,06154}{1103} \right| \times (\text{Rp}10.860,-)/(\text{US\$ } 1)$$

$$C_{x.tray} = \text{Rp } 266.882.501,-$$

Jadi total harga keseluruhan unit distilasi (T-101) adalah:

$$= 231.380.256,04,- + \text{Rp } 266.882.501,-$$

$$= \text{Rp } 498.262.757,05,-$$



Gambar LE.3 Harga Tiap Tray dalam Kolom Distilasi. Harga Termasuk Tanggul. Permukaan Saluran Limpah. Saluran Uap dan Bagian Struktur Lainnya (Timmerhaus., 2004)

Dengan cara yang sama diperoleh perkiraan harga alat lainnya yang dapat dilihat pada Tabel LE.3 untuk perkiraan peralatan proses dan Tabel LE.4 untuk perkiraan peralatan utilitas.

Untuk harga alat impor sampai di lokasi pabrik ditambahkan biaya sebagai berikut:

- Biaya transportasi = 5 %
 - Biaya asuransi = 1 %
 - Bea masuk = 15 % (Rusjdi, 2004)
 - PPn = 10 % (Rusjdi, 2004)
 - PPh = 10 % (Rusjdi, 2004)
 - Biaya gudang di pelabuhan = 0,5 %
 - Biaya administrasi pelabuhan = 0,5 %
 - Transportasi lokal = 0,5 %
 - Biaya tak terduga = 0,5 %
-
- Total = 43 %

Untuk harga alat non impor sampai di lokasi pabrik ditambahkan biaya sebagai berikut:

- PPn	= 10 %	(Rusjdi, 2004)
- PPh	= 10 %	(Rusjdi, 2004)
- Transportasi lokal	= 0,5 %	
- Biaya tak terduga	= 0,5 %	
- Total	= 21 %	

Tabel LE.3 Estimasi Harga Peralatan Proses

No.	Kode Alat	Unit	Ket*)	Harga/Unit	Harga Total
1	TK-101	4	I	Rp 2.032.765.557	Rp 8.131.062.224
2	TK-102	4	I	Rp 2.383.688.911	Rp 9.534.755.646
3	TK-103	2	I	Rp 2.381.621.283	Rp 4.763.242.566
4	TK-201	3	I	Rp 2.465.129.004	Rp 7.395.387.012
5	V-101	1	I	Rp 333.877.916	Rp 333.877.916
6	V-201	1	I	Rp 497.642.585	Rp 497.642.585
7	V-202	1	I	Rp 340.860.321	Rp 340.860.321
8	C-101	1	I	Rp 8.406.215.943	Rp 8.406.215.943
9	C-102	1	I	Rp 7.373.630.072	Rp 7.373.630.072
10	C-201	1	I	Rp 3.043.686.328	Rp 3.043.686.328
11	JE-101	1	I	Rp 5.153.717.272	Rp 5.153.717.272
12	JB-101	1	I	Rp 1.965.457.901	Rp 1.965.457.901
13	KO-201	1	I	Rp 326.818.419	Rp 326.818.419
14	D-201	1	I	Rp 278.669.692	Rp 278.669.692
15	R-101	1	I	Rp 2.611.115.211	Rp 2.611.115.211
16	T-201	1	I	Rp 498.262.757	Rp 498.262.757
17	E-101	1	I	Rp 77.182.317	Rp 77.182.317
18	E-102	1	I	Rp 68.629.736	Rp 68.629.736
19	E-103	1	I	Rp 121.986.335	Rp 121.986.335
20	E-104	1	I	Rp 174.215.784	Rp 174.215.784
21	E-201	1	I	Rp 153.918.363	Rp 153.918.363
22	E-202	1	I	Rp 96.190.149	Rp 96.190.149
23	E-203	1	I	Rp 103.401.557	Rp 103.401.557
24	E-204	1	I	Rp 148.391.167	Rp 148.391.167
25	E-205	1	I	Rp 131.101.412	Rp 131.101.412
Sub Total Impor					Rp 61.729.418.678
26	P-101	1	NI	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
27	P-102	1	NI	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000

28	P-103	1	NI	Rp	10.000.000	Rp	10.000.000	
29	P-104	1	NI	Rp	10.000.000	Rp	10.000.000	
30	P-105	1	NI	Rp	10.000.000	Rp	10.000.000	
31	P-201	1	NI	Rp	10.000.000	Rp	10.000.000	
32	P-202	1	NI	Rp	10.000.000	Rp	10.000.000	
33	P-203	1	NI	Rp	10.000.000	Rp	10.000.000	
34	P-204	1	NI	Rp	10.000.000	Rp	10.000.000	
35	P-205	1	NI	Rp	10.000.000	Rp	10.000.000	
36	P-206	1	NI	Rp	10.000.000	Rp	10.000.000	
Sub Total non-impor							Rp	110.000.000
Harga Total							Rp	61.839.418.678

*)Keterangan : I: untuk peralatan impor. NI: untuk peralatan non impor.

Tabel LE.4 Estimasi Harga Peralatan Utilitas dan Pengolahan Limbah

No.	Kode Alat	Unit	Ket*)	Harga/Unit	Harga Total
1	SC	1	I	Rp 70.148.830	Rp 70.148.830
2	V-03	1	I	Rp 105.896.729	Rp 105.896.729
3	V-04	1	I	Rp 79.105.129	Rp 79.105.129
4	V-05	1	I	Rp 488.846.878	Rp 488.846.878
5	V-06	1	I	Rp 194.236.260	Rp 194.236.260
6	V-07	1	I	Rp 570.048.184	Rp 570.048.184
7	V-08	1	I	Rp 173.111.345	Rp 173.111.345
8	V-09	1	I	Rp 166.934.207	Rp 166.934.207
9	V-10	1	I	Rp 114.183.088	Rp 114.183.088
10	V-11	1	I	Rp 166.934.207	Rp 166.934.207
11	V-12	1	I	Rp 324.390.020	Rp 324.390.020
12	V-13	1	I	Rp 473.092.266	Rp 473.092.266
13	V-14	1	I	Rp 309.694.105	Rp 309.694.105
14	V-15	1	I	Rp 6.369.444	Rp 6.369.444
15	V-16	1	I	Rp 372.717.241	Rp 372.717.241
16	V-17	1	I	Rp 1.641.284.493	Rp 1.641.284.493
17	A. Sludge	1	I	Rp 549.620.589	Rp 549.620.589
18	TS	1	I	Rp 243.004.492	Rp 243.004.492
Sub Total Impor					Rp 6.049.617.505
19	V-01	1	NI	6.000.000	Rp 6.000.000
20	V-02	1	NI	8.000.000	Rp 8.000.000
21	P-01	1	NI	10.000.000	Rp 10.000.000
22	P-02	1	NI	10.000.000	Rp 10.000.000
23	P-03	1	NI	10.000.000	Rp 10.000.000

24	P-04	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
25	P-05	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
26	P-06	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
27	P-07	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
28	P-08	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
29	P-09	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
30	P-10	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
31	P-11	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
32	P-12	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
33	P-13	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
34	P-14	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
35	P-15	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
36	P-16	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
37	BP	1	NI	15.000.000	Rp	15.000.000
38	BE	1	NI	10.000.000	Rp	10.000.000
39	BS	1	NI	8.000.000	Rp	8.000.000
40	BN	1	NI	8.000.000	Rp	8.000.000
41	Generator	2	NI	400.000.000	Rp	800.000.000
Sub Total non-impor					Rp	1.015.000.000
Harga Total					Rp	7.064.617.505

*)Keterangan : I: untuk peralatan impor. NI: untuk peralatan non impor.

Total harga peralatan tiba di lokasi pabrik (*purchased-equipment delivered*) adalah:

$$\begin{aligned}
 &= 1.43 \times (\text{Rp } 61.729.418.678 + \text{Rp } 6.049.617.505.-) + \\
 &\quad 1.21 \times (\text{Rp } 110.000.000 + \text{Rp } 1.015.000.000.-) \\
 &= \text{Rp } 98.285.271.742.-
 \end{aligned}$$

Biaya pemasangan diperkirakan 30% dari total harga peralatan (Timmerhaus.. 2004).

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya pemasangan} &= 0.30 \times \text{Rp } 98.285.271.742,- \\
 &= \text{Rp } 29.485.581.523.-
 \end{aligned}$$

Harga peralatan + biaya pemasangan (C):

$$\begin{aligned}
 &= \text{Rp } 98.285.271.742.- + \text{Rp } 29.485.581.523,- \\
 &= \text{Rp } 127.770.853.265,-
 \end{aligned}$$

LE.1.1.4 Instrumentasi dan Alat Kontrol

Diperkirakan biaya instrumentasi dan alat kontrol 26% dari total harga peralatan.

(Timmerhaus.. 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya instrumentasi dan alat kontrol (D)} &= 0.26 \times \text{Rp } 98.285.271.742,- \\ &= \text{Rp } 25.554.170.653,-\end{aligned}$$

LE.1.1.5 Biaya Perpipaan

Diperkirakan biaya perpipaan 60% dari total harga peralatan. (Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned}\text{Biaya perpipaan (E)} &= 0.6 \times \text{Rp } 98.285.271.742,- \\ &= \text{Rp } 58.971.163.045,-\end{aligned}$$

LE.1.1.6 Biaya Instalasi Listrik

Diperkirakan biaya instalasi listrik 15% dari total harga peralatan.

(Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned}\text{Biaya instalasi listrik (F)} &= 0.15 \times \text{Rp } 98.285.271.74,- \\ &= \text{Rp } 14.742.790.761,-\end{aligned}$$

LE.1.1.7 Biaya Insulasi

Diperkirakan biaya insulasi 9% dari total harga peralatan.

(Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned}\text{Biaya insulasi (G)} &= 0.09 \times \text{Rp } 98.285.271.742,- \\ &= \text{Rp } 8.845.674.457,-\end{aligned}$$

LE.1.1.8 Biaya Inventaris Kantor

Diperkirakan biaya inventaris kantor 5% dari total harga peralatan dan pemasangan.

(Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned}\text{Biaya inventaris kantor (H)} &= 0.05 \times \text{Rp } 98.285.271.742,- \\ &= \text{Rp } 4.914.263.587,-\end{aligned}$$

LE.1.1.9 Biaya Perlengkapan Kebakaran dan Keamanan

Diperkirakan biaya perlengkapan kebakaran dan keamanan 2% dari total harga peralatan dan pemasangan. (Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned} \text{Biaya perlengkapan kebakaran dan keamanan (I)} &= 0.02 \times \text{Rp}127.770.853.265,- \\ &= \text{Rp } 2.555.417.065,- \end{aligned}$$

LE.1.1.10 Sarana Transportasi

Tabel LE.5 Biaya Sarana Transportasi

No.	Jenis Kendaraan	Unit	Tipe	Harga/ Unit (Rp)	Harga Total (Rp)
1	Komisaris	1	Toyota Camry	Rp459.750.000	Rp 459.750.000
2	Direktur	1	Fortuner	Rp425.000.000	Rp 425.000.000
3	Manajer	4	Kijang Innova	Rp248.075.000	Rp 992.300.000
4	Bus Karyawan	3	Bus	Rp280.200.000	Rp 840.600.000
5	Truk	3	Truk	Rp350.000.000	Rp1.050.000.000
6	Mobil Pemasaran	3	Inova Diesel	Rp219.525.000	Rp 658.575.000
7	Mobil Pemadam Kebakaran	2	Truk Tangki	Rp440.200.000	Rp 880.400.000
Total					Rp5.306.625.000

$$\begin{aligned} \text{Total MITL} &= A + B + C + D + E + F + G + H + I + J \\ &= \text{Rp } 259.100.707.834,- \end{aligned}$$

LE.1.2 Modal Investasi Tetap Tak Langsung (MITTL)

LE.1.2.1 Pra Investasi

Diperkirakan 7% dari total harga peralatan. (Timmerhaus.. 2004)

$$\text{Pra Investasi (A)} = 0.07 \times \text{Rp } 98.285.271.742,- = \text{Rp } 6.879.969.022,-$$

LE.1.2.2 Biaya Engineering dan Supervisi

Diperkirakan 32% dari total harga peralatan. (Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned} \text{Biaya Engineering dan Supervisi (B)} &= 0.32 \times \text{Rp } 98.285.271.742,- \\ &= \text{Rp } 31.451.286.958,- \end{aligned}$$

LE.1.2.3 Biaya Legalitas

Diperkirakan 4% dari total harga peralatan. (Timmerhaus.. 2004)
Biaya Legalitas (C) = $0.04 \times \text{Rp } 98.285.271.742,-$ = Rp 3.931.410.870,-

LE.1.2.4 Biaya Kontraktor

Diperkirakan 19% dari total harga peralatan. (Timmerhaus.. 2004)
Biaya Kontraktor (D) = $0.19 \times \text{Rp } 98.285.271.742,-$ = Rp 18.674.201.631,-

LE.1.2.5 Biaya Tak Terduga

Diperkirakan 37% dari total harga peralatan. (Timmerhaus.. 2004)
Biaya Tak Terduga (E) = $0.37 \times \text{Rp } 98.285.271.742,-$ = Rp 36.365.550.545,-

Total MITTL = A + B + C + D + E = Rp 97.302.419.025,-

Total MIT = MITL + MITTL
= Rp 259.100.707.834,- + Rp 97.302.419.025,-
= Rp 356.403126.859,-

LE.2 Modal Kerja

Modal kerja dihitung untuk pengoperasian pabrik selama 3 bulan (90 hari).

LE.2.1 Persediaan Bahan Baku

LE.2.1.1 Bahan Baku Proses

1. Etilena. C_2H_4

Kebutuhan = 2819 kg/jam
Harga = Rp 6.896,-/kg (ICIS Pricing. 7 Mei 2009)
Harga total = $90 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari} \times 2819 \text{ kg/jam} \times \text{Rp } 6.896,-$
= Rp 41.990.628.744,-

2. Asam Asetat CH_3COOH

Kebutuhan = 3541 kg/jam
Harga = Rp 3.801,-/kg (ICIS Pricing. 7 Mei 2009)
Harga total = $90 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari} \times 3541 \text{ kg} \times \text{Rp } 3.801,-$
= Rp 29.072.176.560,-

3. Oksigen O_2

Kebutuhan = 1929 kg/jam

Harga = Rp 1.032,-/kg (Mark Wade. 7 Mei 2009)
Harga total = 90 hari × 24 jam/hari × 1929 kg × Rp 1,032,-
= Rp 4.298.722.488,-

4. Katalis Tipe Bayer Pd-Au

Kebutuhan = 15,488 m³
Harga = Rp 651.600.000,-/m³ (freepatent. 7 Mei 2009)
Harga total = 15,488 x Rp 651.600.000,-
= Rp 10.091.980.800,-

5. Hidrokuinon

Kebutuhan = 0,025 kg/jam
Harga = Rp 863.370,-/kg (www.photoformulary.com. 7 Mei 2009)
Harga total = 90 hari × 24 jam/hari × 0,025 kg × Rp 863.370,-
= Rp 46.621.980,-

LE.2.1.2 Persediaan Bahan Baku Utilitas

1. Alum. Al₂(SO₄)₃

Kebutuhan = 0,7264 kg/jam
Harga = Rp 2.500,-/kg (PT. Bratachem. 2009)
Harga total = 90 hari × 24 jam/hari × 0,7264 kg/jam × Rp 2.500,- /kg
= Rp 3.922.560,-

2. Soda abu. Na₂CO₃

Kebutuhan = 0,39229 kg/jam
Harga = Rp 3500,-/kg (PT. Bratachem. 2009)
Harga total = 90 hari × 24 jam/hari × 0,39229 kg/jam × Rp 3500,-/kg
= Rp 2.965.712,-

3. Kaporit

Kebutuhan = 0,0022 kg/jam
 Harga = Rp 11.000,-/kg (PT. Bratachem. 2009)
 Harga total = 90 hari × 24 jam/hari × 0,0022 kg/jam × Rp 11.000,-/kg
 = Rp 52.272,-

4. H₂SO₄

Kebutuhan = 0,0845 kg/jam
 Harga = Rp 35000,-/kg (PT. Bratachem. 2009)
 Harga total = 90 hari × 24 jam x 0,08845 kg × Rp 35000,-/kg
 = Rp 6.686,820,-

5. NaOH

Kebutuhan = 0,3220 kg/jam
 Harga = Rp 5250,-/kg (PT. Bratachem. 2009)
 Harga total = 90 hari × 24 jam x 0,3220 kg × Rp 5250,-/kg
 = Rp 3.651.480,-

6. Solar

Kebutuhan = 1578,66 liter/jam
 Harga solar untuk industri = Rp. 4.825,-/liter (PT.Pertamina. 2009)
 Harga total = 90 hari × 24 jam/hari × 1578,66 ltr/jam × Rp. 4,825,-/liter
 = 16.452.794.520,-

Total biaya persediaan bahan baku proses dan utilitas selama 3 bulan (90 hari) adalah Rp 101.970.203.936,-

LE.2.2 Kas

LE.2.2.1 Gaji Pegawai

Tabel LE.6 Perincian Gaji Pegawai

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan(Rp)	Jumlah gaji/bulan (Rp)
Dewan Komisaris	1	20.000.000	20.000.000
Direktur	1	15.000.000	15.000.000

Staf Ahli	1	8.000.000	8.000.000
Sekretaris	1	3.000.000	3.000.000
Manajer Produksi	1	10.000.000	10.000.000
Manajer Teknik	1	10.000.000	10.000.000
Manajer Umum dan Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
Manajer Pembelian dan Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
Kepala Seksi Proses	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Laboratorium R&D	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Mesin	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Listrik	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Instrumentasi	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Pemeliharaan Pabrik	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Keuangan	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Administrasi	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Personalia	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Humas	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Keamanan	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Pembelian	1	5.000.000	5.000.000
Kepala Seksi Penjualan	1	5.000.000	5.000.000
Karyawan Produksi	45	2.000.000	90.000.000
Karyawan Teknik	16	2.000.000	32.000.000
Karyawan Umum dan Keuangan	12	2.000.000	24.000.000
Karyawan Pembelian dan Pemasaran	6	2.000.000	12.000.000
Dokter	2	5.000.000	10.000.000
Perawat	5	1.500.000	7.500.000
Petugas Keamanan	8	1.300.000	10.400.000
Petugas Kebersihan	10	1.100.000	11.000.000
Supir	4	1.500.000	6.000.000
Jumlah	130		358.900.000

Total gaji pegawai selama 1 bulan = Rp 358.900.000,-

Total gaji pegawai selama 3 bulan = Rp 1.076.700.000,-

LE.2.2.2 Biaya Administrasi Umum

Diperkirakan 20% dari gaji pegawai

(Timmerhaus.. 2004)

$$= 0.2 \times \text{Rp } 1.076.700.000,-$$

$$= \text{Rp } 215.340.000,-$$

LE.2.2.3 Biaya Pemasaran

Diperkirakan 20% dari gaji pegawai (Timmerhaus.. 2004)

$$= 0.2 \times \text{Rp } 1.076.700.000,-$$

$$= \text{Rp } 215.340.000,-$$

LE.2.2.4 Pajak Bumi dan Bangunan

Menurut UU Perditjen Pajak PER-32/PJ/2008

- Nilai jual objek pajak (NJOP) yang tidak kena pajak untuk wilayah Banten sebesar Rp 12.000.000,-
- Nilai jual objek pajak untuk tanah sebesar Rp 150.000,- per m²

Wajib Pajak Pabrik Pembuatan Vinil Asetat

Nilai Perolehan Objek Pajak

- Tanah Rp 2.375.000.000,-
- Bangunan Rp 7.56.000.000,-

Total NJOP Rp 9.931.000.000,-

Nilai Perolehan Objek Pajak Tidak Kena Pajak (Rp. 12.000.000,- +

Nilai Perolehan Objek Pajak Kena Pajak Rp 9.919.000.000,-

Pajak yang Terutang (5% × NPOPKP) Rp. 495.950.000,-

Tabel LE.7 Perincian Biaya Kas

No.	Jenis Biaya	Jumlah
1	Gaji Pegawai	Rp 1.076.700.000
2	Administrasi Umum	Rp 215.340.000
3	Pemasaran	Rp 215.340.000
4	Pajak Bumi dan Bangunan	Rp 495.950.000
Total		Rp 2.003.330.000

LE.2.3 Biaya Start-Up

Diperkirakan 8 % dari Modal Investasi Tetap. (Timmerhaus.. 2004)

$$= 0.08 \times \text{Rp } 365.403.126.859,-$$

$$= \text{Rp } 28.512.250.149,-$$

LE.2.4 Piutang Dagang

$$PD = \frac{IP}{12} \times HPT$$

dimana: PD = piutang dagang

IP = jangka waktu kredit yang diberikan (3 bulan)

HPT = hasil penjualan tahunan

Penjualan:

1. Harga jual Vinil Asetat = Rp 19.005,-/kg (ICIS Pricing. 2009)

Produksi Vinil Asetat = 5051 kg/jam

Hasil penjualan vinil asetat tahunan yaitu:

$$= 5051 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp } 19.005,-/\text{kg}$$

$$= 760.274.499.600,-$$

2. Harga jual *off gas* = Rp 550,-/kg

Produksi *off gas* = 1816 kg/jam

Hasil penjualan *off gas* tahunan yaitu:

$$= 1816 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 330 \text{ hari/tahun} \times \text{Rp } 550,-/\text{kg}$$

$$= \text{Rp } 7.910.496.000,-$$

Hasil penjualan total tahunan = Rp 768.184.4955.600,-

$$\text{Piutang Dagang} = \frac{3}{12} \times \text{Rp } 768.184.4955.600,-$$

$$= \text{Rp } 192.046.248.900,-$$

Perincian modal kerja dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Tabel LE.8 Perincian Modal Kerja

No.	Jenis Biaya	Jumlah
1	Bahan Baku Proses dan Utilitas	Rp 101.970.203.936
2	Kas	Rp 2.003.330.000
3	Start Up	Rp 28.512.250.149
4	Piutang Dagang	Rp 192.046.248.900
Total		Rp 324.532.032.985

Total Modal Investasi = Modal Investasi Tetap + Modal Kerja

$$= \text{Rp } 356.403.126.859,- + \text{Rp } 324.532.032.985,-$$

$$= \text{Rp } 680.935.159.844,-$$

Modal ini berasal dari:

- Modal sendiri = 60% dari total modal investasi

$$= 0.6 \times \text{Rp } 680.935.159.844,-$$

$$= \text{Rp } 408.561.095.906,-$$

Pinjaman dari Bank = 40% dari total modal investasi

$$= 0.4 \times \text{Rp } 680.935.159.844,-$$

$$= \text{Rp } 272.374.063.937,-$$

LE.3 Biaya Produksi Total

LE.3.1 Biaya Tetap (*Fixed Cost* = FC)

LE.3.1.1 *Gaji Tetap Karyawan*

Gaji tetap karyawan terdiri dari gaji tetap tiap bulan ditambah 2 bulan gaji yang diberikan sebagai tunjangan. Sehingga :

$$\text{Gaji total} = (12 + 2) \times \text{Rp } 358.900.000,- = \text{Rp } 5.024.600.000,-$$

LE.3.1.2 *Bunga Pinjaman Bank*

Bunga pinjaman bank adalah 14% dari total pinjaman. (Bank Mandiri. 2009)

$$= 0.14 \times \text{Rp } 272.374.063.937,-$$

$$= \text{Rp } 38.132.368.951,-$$

LE.3.1.3 *Depresiasi dan Amortisasi*

Pengeluaran untuk memperoleh harta berwujud yang mempunyai masa manfaat lebih dari 1 (satu) tahun harus dibebankan sebagai biaya untuk mendapatkan, menagih, dan memelihara penghasilan melalui penyusutan (Rusdji. 2004). Pada perancangan pabrik ini, dipakai metode garis lurus atau *straight line method*. Dasar penyusutan menggunakan masa manfaat dan tarif penyusutan sesuai

dengan Undang-undang Republik Indonesia No.17 Tahun 2000 Pasal 11 ayat 6 dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Tabel LE.9 Aturan depresiasi sesuai UU Republik Indonesia No. 17 Tahun 2000

Kelompok Harta Berwujud	Masa (tahun)	Tarif (%)	Beberapa Jenis Harta
I. Bukan Bangunan			
1. Kelompok 1	4	25	Mesin kantor. perlengkapan. alat perangkat/ <i>tools</i> industri.
2. Kelompok 2	8	12.5	Mobil. truk kerja
3. Kelompok 3	16	6.25	Mesin industri kimia. mesin industri mesin
II. Bangunan Permanen	20	5	Bangunan sarana dan penunjang

Sumber: Waluyo. 2000 dan Rusdji.2004

Depresiasi dihitung dengan metode garis lurus dengan harga akhir nol.

$$D = \frac{P - L}{n}$$

dimana: D = depresiasi per tahun

P = harga awal peralatan

L = harga akhir peralatan

n = umur peralatan (tahun)

Tabel LE.10 Perhitungan Biaya Depresiasi sesuai UU RI No. 17 Tahun 2000

Komponen	Biaya (Rp)	Umur (tahun)	Depresiasi (Rp)
----------	------------	--------------	-----------------

Fahmi Arief Nasution : Pembuatan Vinil Asetat Dari Etilena, Asam Asetat Dan Oksigen Dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun, 2009.

Bangunan	7.556.000.000	20	377.800.000
Peralatan proses dan utilitas	127.770.853.265	16	7.985.678.329
Instrumentasi dan pengendalian proses	25.554.170.653	4	6.388.542.663
Perpipaan	58.971.163.045	4	14.742.790.761
Instalasi listrik	14.742.790.761	4	3.685.697.690
Insulasi	8.845.674.457	4	2.211.418.614
Inventaris kantor	4.914.263.587	4	1.228.565.897
Perlengkapan keamanan dan kebakaran	2.555.417.065	4	638.854.266
Sarana transportasi	5.306.625.000	8	663.328.125
Total			37.922.676.346

Semua modal investasi tetap langsung (MITL) kecuali tanah mengalami penyusutan yang disebut depresiasi. sedangkan modal investasi tetap tidak langsung (MITTL) juga mengalami penyusutan yang disebut amortisasi.

Pengeluaran untuk memperoleh harta tak berwujud dan pengeluaran lainnya yang mempunyai masa manfaat lebih dari 1 (satu) tahun untuk mendapatkan, menagih, dan memelihara penghasilan dapat dihitung dengan amortisasi dengan menerapkan taat azas (UURI Pasal 11 ayat 1 No. Tahun 2000). Para Wajib Pajak menggunakan tarif amortisasi untuk harta tidak berwujud dengan menggunakan masa manfaat kelompok masa 4 (empat) tahun sesuai pendekatan perkiraan harta tak berwujud yang dimaksud (Rusdji, 2004).

Untuk masa 4 tahun, maka biaya amortisasi adalah 25% dari MITTL sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Biaya amortisasi} &= 0.25 \times \text{Rp } 97.302.419.025,- \\ &= \text{Rp } 24.325.604.756,- \end{aligned}$$

Total Biaya Depresiasi dan Amortisasi

$$\begin{aligned} &= \text{Rp } 37.922.676.346,- + \text{Rp } 24.325.604.756,- \\ &= \text{Rp } 62.248.281.102,- \end{aligned}$$

LE.3.1.4 Biaya Tetap Perawatan

Biaya tetap perawatan terbagi menjadi:

1. Perawatan mesin dan alat-alat proses

Perawatan mesin dan peralatan dalam industri proses berkisar 2 sampai 20%.

diambil 8% dari harga peralatan terpasang di pabrik (Timmerhaus.. 2004).

$$\begin{aligned}\text{Biaya perawatan mesin} &= 0.08 \times \text{Rp } 127.770.853.265,- \\ &= \text{Rp } 10.221.668.261,-\end{aligned}$$

2. Perawatan bangunan

Diperkirakan 8 % dari harga bangunan. (Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned}&= 0.08 \times \text{Rp } 7.556.000.000,- \\ &= \text{Rp } 604.480.000,-\end{aligned}$$

3. Perawatan kendaraan

Diperkirakan 8% dari harga kendaraan. (Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned}&= 0.08 \times \text{Rp } 5.306.625.000,- \\ &= \text{Rp } 424.530.000,-\end{aligned}$$

4. Perawatan instrumentasi dan alat kontrol

Diperkirakan 8% dari harga instrumentasi dan alat kontrol. (Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned}&= 0.08 \times \text{Rp } 25.554.170.653,- \\ &= \text{Rp } 2.044.333.652,-\end{aligned}$$

5. Perawatan perpipaan

Diperkirakan 8 % dari harga perpipaan. (Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned}&= 0.08 \times \text{Rp } 58.971.163.045,- \\ &= \text{Rp } 4.717.693.044,-\end{aligned}$$

6. Perawatan instalasi listrik

Diperkirakan 8% dari harga instalasi listrik. (Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned}&= 0.08 \times \text{Rp } 14.742.790.761,- \\ &= \text{Rp } 1.179.423.261,-\end{aligned}$$

7. Perawatan insulasi

Diperkirakan 8% dari harga insulasi. (Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned} &= 0.08 \times \text{Rp } 8.845.674.457,- \\ &= \text{Rp } 707.653.957,- \end{aligned}$$

8. Perawatan inventaris kantor

Diperkirakan 8% dari harga inventaris kantor. (Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned} &= 0.08 \times \text{Rp } 4.914.263.587,- \\ &= \text{Rp } 393.141.087,- \end{aligned}$$

9. Perawatan perlengkapan kebakaran

Diperkirakan 8% dari harga perlengkapan kebakaran. (Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned} &= 0.08 \times \text{Rp } 2.555.417.065,- \\ &= \text{Rp } 204.433.365,- \end{aligned}$$

Total Biaya Perawatan = Rp 19.892.876.627,-

LE.3.1.5 Biaya Tambahan Industri (*Plant Overhead Cost*)

Biaya tambahan industri ini diperkirakan 10% dari modal investasi tetap.

(Timmerhaus.. 2004)

$$\begin{aligned} \text{Plant Overhead Cost} &= 0.1 \times \text{Rp } 356.403.126.859,- \\ &= \text{Rp } 35.640.312.686,- \end{aligned}$$

LE.3.1.6 Biaya Administrasi Umum

Biaya administrasi umum selama 3 bulan adalah Rp 215.340.000,-

$$\begin{aligned} \text{Biaya administrasi umum selama 1 tahun} &= 4 \times \text{Rp } 215.340.000,- \\ &= \text{Rp } 861.360.000,- \end{aligned}$$

LE.3.1.7 Biaya Pemasaran dan Distribusi

Biaya pemasaran selama 3 bulan adalah Rp 215.340.000,-

$$\begin{aligned} \text{Biaya pemasaran selama 1 tahun} &= 4 \times \text{Rp } 215.340.000,- \\ &= \text{Rp } 861.360.000,- \end{aligned}$$

Biaya distribusi diperkirakan 50% dari biaya pemasaran. sehingga :

$$\text{Biaya distribusi} = 0.5 \times \text{Rp } 861.360.000,- = \text{Rp } 430.680.000,-$$

$$\text{Biaya pemasaran dan distribusi} = \text{Rp } 1.292.040.000,-$$

LE.3.1.8 Biaya Laboratorium, Penelitian dan Pengembangan

Diperkirakan 5% dari biaya tambahan industri. (Timmerhaus.. 2004)

$$= 0.05 \times \text{Rp } 35.640.312.686,-$$

$$= \text{Rp } 1.782.015.634,-$$

LE.3.1.9 Hak Paten dan Royalti

Diperkirakan 1% dari modal investasi tetap. (Timmerhaus.. 2004)

$$= 0.01 \times \text{Rp } 356.403.126.859,-$$

$$= \text{Rp } 3.564.031.269,-$$

LE.3.1.10 Biaya Asuransi

1. Biaya asuransi pabrik adalah 3.1 permil dari modal investasi tetap langsung (Asosiasi Asuransi Jiwa Indonesia-AAJI. 2009)

$$= 0.0031 \times \text{Rp } 259.100.707.834,-$$

$$= \text{Rp } 803.212.194,-$$

2. Biaya asuransi karyawan

Premi asuransi = Rp 300.000/tenaga kerja (PT Prudential Life Assurance. 2009)

Maka biaya asuransi karyawan = 130 orang \times Rp. 300.000,-/orang

$$= \text{Rp } 39.000.000,-$$

Total biaya asuransi = Rp 842.212.194,-

LE.3.1.11 Pajak Bumi dan Bangunan

Pajak Bumi dan Bangunan adalah Rp 495.950.000,-

Total Biaya Tetap (*Fixed Cost*) = Rp 169.776.048.463,-

LE.3.2 Biaya Variabel

LE.3.2.1 Biaya Variabel Bahan Baku Proses dan Utilitas per tahun

Biaya persediaan bahan baku proses dan utilitas selama 90 hari adalah

Rp 101.970.203.936,-

Fahmi Arief Nasution : Pembuatan Vinil Asetat Dari Etilena, Asam Asetat Dan Oksigen Dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun, 2009.

Total biaya persediaan bahan baku proses dan utilitas selama 1 tahun adalah:

$$= \text{Rp } 101.970.203.936,- \times \frac{330}{90} = \text{Rp } 373.890.747.767,-$$

LE.3.2.2 Biaya Variabel Tambahan

Biaya variabel tambahan terbagi menjadi:

1. Biaya Perawatan dan Penanganan Lingkungan

Diperkirakan 5% dari biaya variabel bahan baku

$$= 0.05 \times \text{Rp } 373.890.747.767,-$$

$$= \text{Rp } 18.694.537.388,-$$

2. Biaya Variabel Pemasaran dan Distribusi

Diperkirakan 1% dari biaya variabel bahan baku

$$= 0.01 \times \text{Rp } 373.890.747.767,-$$

$$= \text{Rp } 3.738.907.478,-$$

Total biaya variabel tambahan = Rp 22.433.444.866,-

LE.3.3.3 Biaya Variabel Lainnya

Diperkirakan 5% dari biaya variabel tambahan

$$= 0.05 \times \text{Rp } 22.433.444.866,-$$

$$= \text{Rp } 1.121.672.243,-$$

Total Biaya Variabel = Rp 397.445.864.876,-

Total Biaya Produksi = Biaya Tetap + Biaya Variabel

$$= \text{Rp } 169.776.048.463,- + \text{Rp } 397.445.864.876,-$$

$$= \text{Rp } 567.221.913.340,-$$

LE.4 Perkiraan Laba/Rugi Perusahaan

LE.4.1 Laba Sebelum Pajak (Bruto)

$$\begin{aligned}\text{Laba atas penjualan} &= \text{Total penjualan} - \text{Total biaya produksi} \\ &= \text{Rp } 768.184.4955.600,- - \text{Rp } 567.221.913.340,- \\ &= \text{Rp } 200.963.082.260,-\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Bonus perusahaan untuk karyawan } 0.5\% \text{ dari keuntungan perusahaan} \\ &= 0.005 \times \text{Rp } 200.963.082.260,- \\ &= \text{Rp } 1.004.815.411,-\end{aligned}$$

Pengurangan bonus atas penghasilan bruto sesuai dengan UU RI No. 17/00 Pasal 6 ayat 1 sehingga:

$$\text{Laba sebelum pajak (bruto)} = \text{Rp } 199.958.266.849,-$$

LE.4.2 Pajak Penghasilan

Berdasarkan UURI Nomor 17 ayat 1 Tahun 2000. Tentang Perubahan Ketiga atas Undang-undang Nomor 7 Tahun 1983 Tentang Pajak Penghasilan adalah (Rusjdi. 2004):

- Penghasilan sampai dengan Rp 50.000.000.- dikenakan pajak sebesar 10 %.
- Penghasilan Rp 50.000.000.- sampai dengan Rp 100.000.000.- dikenakan pajak sebesar 15 %.
- Penghasilan di atas Rp 100.000.000.- dikenakan pajak sebesar 30 %.

Maka pajak penghasilan yang harus dibayar adalah:

$$- \quad 30\% \times (\text{Rp } 199.958.266.849,-) = \text{Rp } 59.987.480.005,-$$

LE.4.3 Laba setelah pajak

$$\begin{aligned}\text{Laba setelah pajak} &= \text{laba sebelum pajak} - \text{PPH} \\ &= \text{Rp } 199.958.266.849,- - \text{Rp } 59.987.480.005,- \\ &= \text{Rp } 139.970.786.794,-\end{aligned}$$

LE.5 Analisa Aspek Ekonomi

LE.5.1 Profit Margin (PM)

$$\text{PM} = \frac{\text{Laba sebelum pajak}}{\text{Total penjualan}} \times 100\%$$

$$PM = \frac{\text{Rp } 199.958.266.849,-}{\text{Rp } 768.184.995.600,-} \times 100\%$$

$$PM = 26,03 \%$$

LE.5.2 Break Even Point (BEP)

$$BEP = \frac{\text{Biaya Tetap}}{\text{Total Penjualan} - \text{Biaya Variabel}} \times 100 \%$$

$$BEP = \frac{\text{Rp } 169.776.048,463,-}{\text{Rp } 768.184.995.600,- - \text{Rp } 397.445.864.876,-} \times 100 \%$$

$$BEP = 45,79 \%$$

$$\text{Kapasitas produksi pada titik BEP} = 45,79 \% \times 40.000 \text{ ton/tahun}$$

$$= 18.317,58 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Nilai penjualan pada titik BEP} = 45,79 \% \times 768.184.995.600,-$$

$$= \text{Rp } 351.782.162.264,-$$

LE.5.3 Return on Investment (ROI)

$$ROI = \frac{\text{Laba setelah pajak}}{\text{Total Modal Investasi}} \times 100 \%$$

$$ROI = \frac{\text{Rp } 139.970.786.794,-}{\text{Rp } 680.935.159.844,-} \times 100 \%$$

$$ROI = 20,56 \%$$

LE.5.4 Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{1}{0,2056} \times 1 \text{ tahun}$$

$$POT = 4,86 \text{ tahun}$$

LE.5.5 Return on Network (RON)

$$RON = \frac{\text{Laba setelah pajak}}{\text{Modalsendiri}} \times 100 \%$$

$$RON = \frac{\text{Rp } 139.970.786.794,-}{\text{Rp } 408.561.095.159.844,-} \times 100 \%$$

$$\text{RON} = 34,26\%$$

LE.5.6 Internal Rate of Return (IRR)

Untuk menentukan nilai IRR harus digambarkan jumlah pendapatan dan pengeluaran dari tahun ke tahun yang disebut “*Cash Flow*”. Untuk memperoleh *cash flow* diambil ketentuan sebagai berikut:

- Laba kotor diasumsikan mengalami kenaikan 10% tiap tahun.
- Masa pembangunan disebut tahun ke nol.
- Jangka waktu *cash flow* dipilih 10 tahun.
- Perhitungan dilakukan dengan menggunakan nilai pada tahun ke – 10.
- *Cash flow* adalah laba sesudah pajak ditambah penyusutan.

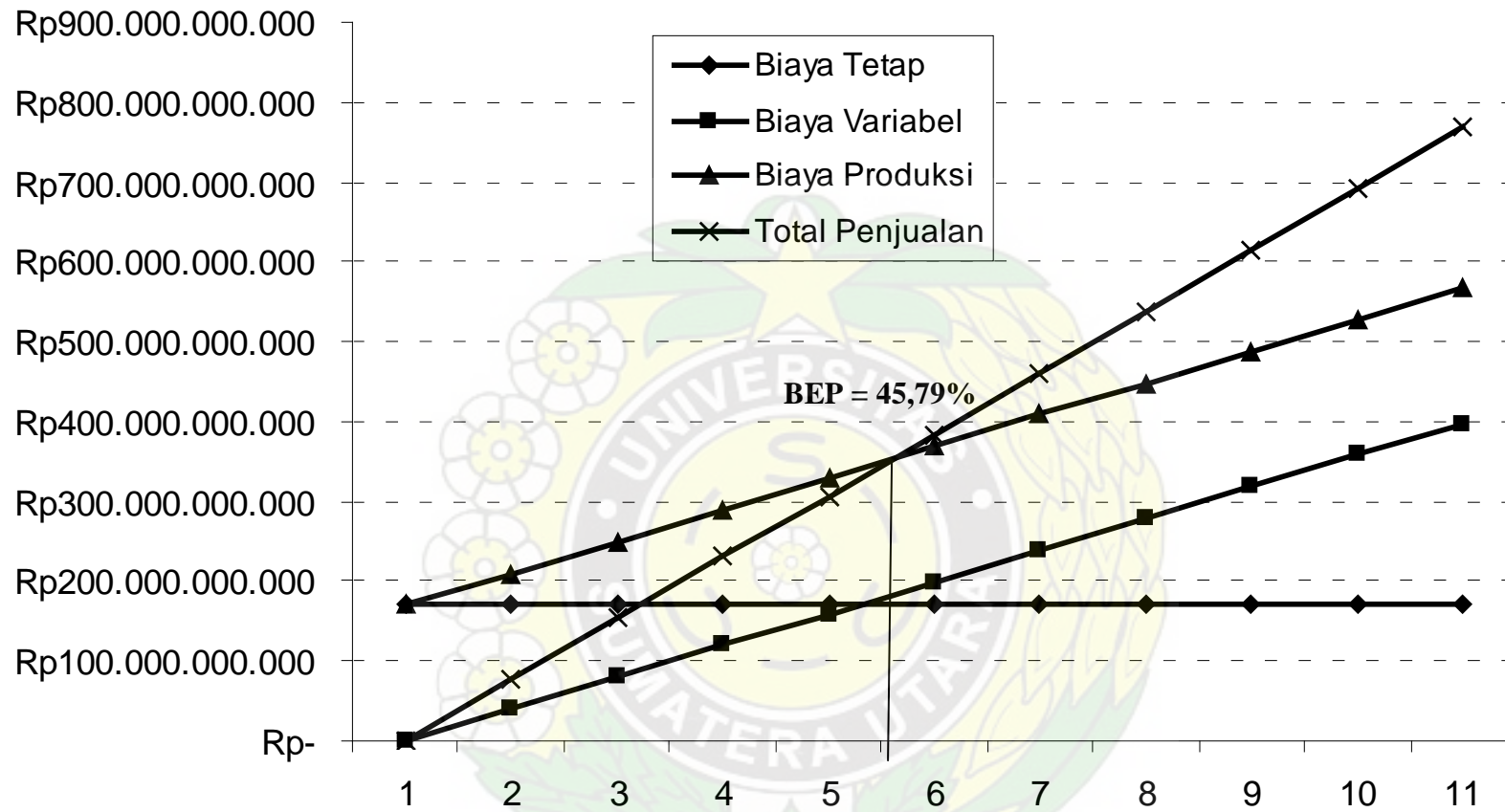
Dari Tabel LE.12. diperoleh nilai IRR = 33,72%



Tabel LE.11 Data Perhitungan BEP

Kapasitas (%)	Biaya Tetap	Biaya Variabel	Total Biaya Produksi	Total Penjualan
0	Rp 69.776.048.463	0	Rp 69.776.048.463	0
10	Rp 69.776.048.463	Rp 39.744.586.488	Rp 09.520.634.951	Rp 76.818.499.560
20	Rp 169.776.048.463	Rp 79.489.172.975	Rp 49.265.221.439	Rp 53.636.999.120
30	Rp 169.776.048.463	Rp 119.233.759.463	Rp 89.009.807.926	Rp 30.455.498.680
40	Rp 169.776.048.463	Rp 58.978.345.950	Rp 28.754.394.414	Rp 07.273.998.240
50	Rp 169.776.048.463	Rp 98.722.932.438	Rp 68.498.980.901	Rp 84.092.497.800
60	Rp 169.776.048.463	Rp 38.467.518.926	Rp 08.243.567.389	Rp 60.910.997.360
70	Rp 169.776.048.463	Rp 78.212.105.413	Rp 47.988.153.877	Rp 537.729.496.920
80	Rp 169.776.048.463	Rp 17.956.691.901	Rp 87.732.740.364	Rp 14.547.996.480
90	Rp 169.776.048.463	Rp 57.701.278.388	Rp 27.477.326.852	Rp 91.366.496.040
100	Rp 169.776.048.463	Rp 397.445.864.876	Rp 67.221.913.340	Rp 768.184.995.600





Gambar LE.4 Grafik BEP

Tabel LE.12 Data Perhitungan IRR

Laba Sebelum Pajak (Rp)	Pajak (Rp)	Laba Setelah Pajak (Rp)	Depresiasi (Rp)	Net cash flow (Rp)	P/F 33 %	PV (Rp)	P/F 34 %
	-	-	-	680.935.159.844	-	680.935.159.844	-
199,958,266,849	59.987.480.055	139.970.786.794	62.248.281.102	202.219.067.897	0,7519	152.044.411.953	0,7463
219,954,093,534	65.986.228.060	153.967.865.474	62.248.281.102	216.216.146.576	0,5653	122.231.978.391	0,5569
241,949,502,888	72.584.850.866	169.364.652.021	62.248.281.102	231.612.933.124	0,4251	98.448.223.472	0,4156
266,144,453,176	79.843.335.953	186.301.117.223	62.248.281.102	248.549.398.326	0,3196	79.433.948.740	0,3102
292,758,898,494	87.827.669.548	204.931.228.946	62.248.281.102	267.179.510.048	0,2403	64.201.465.889	0,2315
322,034,788,343	96.610.436.503	225.424.351.840	62.248.281.102	287.672.632.943	0,1807	51.974.306.414	0,1727
354,238,267,178	106.271.480.153	247.966.787.024	62.248.281.102	310.215.068.127	0,1358	42.140.666.705	0,1289
389,662,093,895	116.898.628.169	272.763.465.727	62.248.281.102	335.011.746.829	0,1021	34.217.392.194	0,0962
428,628,303,285	128.588.490.985	300.039.812.299	62.248.281.102	362.288.093.402	0,0768	27.822.060.616	0,0718
471,491,133,613	141.447.340.084	330.043.793.529	62.248.281.102	392.292.074.632	0,0577	22.651.299.613	0,0536
						14.230.594.144	

$$IRR = 33 + \frac{14.230.594.144}{14.230.594.144 - (-5.489.864.847)} \times (34 - 33) = 33.72\%$$

