

PRARANCANGAN PABRIK ALIL ASETAT
DARI PROPILEN DAN ASAM ASETAT
KAPASITAS 7500 TON/TAHUN



BOSOWA

OLEH:

INDAR WAHYU
(45 02 044 008)

RAHMAYANI D.
(45 02 044 020)

JURUSAN TEKNIK INDUSTRI
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS "45"
MAKASSAR

2007

**PRARANCANGAN PABRIK ALIL ASETAT
DARI PROPILEN DAN ASAM ASETAT
KAPASITAS 7500 TON/TAHUN**



OLEH:

BOSOWA

**INDAR WAHYU
(45 02 044 008)**

**RAHMAYANI D.
(45 02 044 020)**

**JURUSAN TEKNIK INDUSTRI
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS "45 "**

MAKASSAR

2007

PENGESAHAN TUGAS AKHIR



Berdasarkan surat keputusan Dekan Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar Nomor : 077 / SK / FT.U-45 / V / 2007 tentang Panitia dan Penguji Tugas Akhir. Maka:

Pada Hari/Tanggal : Sabtu, 02 Juni 2007
Tugas Akhir atas Nama : 1. INDAR WAHYU (45 02 044 008)
2. RAHMAYANI D. (45 02 044 020)
Judul Tugas Akhir : Prarancangan Pabrik Alil Asetat dari Propilen dan Asam Asetat Kapasitas 7.500 Ton/Tahun

Telah diterima dan disahkan oleh Panitia dan Penguji Tugas Akhir Sarjana Negara Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar.
Setelah mempertahankan di depan Panitia dan Penguji Tugas Akhir Sarjana Negara untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana (S-1) pada Jurusan Teknik Industri Program Studi Teknik Kimia Universitas "45" Makassar.

PENGAWAS UMUM

Prof. Dr. H. ABU HAMID
(Rektor Universitas "45" Makassar)

TIM PENGUJI

Ketua Sidang : **Prof. Dr. Ir. Tjodi Harlim** (.....)
Sekertaris : **Al-Gazali, ST** (.....)
Anggota : 1. **Ir. Irwan Sofia, MT** (.....)
2. **Ir. Ridwan, M.Si** (.....)
3. **Hamsina, ST, M.Si** (.....)
Pembimbing : 1. **Ir. Abdul Hayat Kasim, MT** (.....)
2. **Ir. Zulman Wardi, MT** (.....)
3. **Ir. A. Zulfikar Syaiful, MT** (.....)

Disahkan,
Dekan Fakultas Teknik
Universitas "45" Makassar

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Industri
Program Studi Teknik Kimia

(Ir. H. Syamsul Bachri Suaib, MT)

(Ir. Ridwan, M.Si)



PENGESAHAN TUGAS AKHIR

PRA RANCANGAN PABRIK ALIL ASETAT DARI PROPILEN DAN ASAM ASETAT KAPASITAS 7500 TON/TAHUN



Oleh :

INDAR WAHYU (45 02 044 008)
RAHMAYANI D. (45 02 044 020)

Skripsi Tugas Akhir ini disusun sebagai salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik di Jurusan Teknik Industri Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar

Disetujui Untuk Diseminarkan

Makassar, Mei 2007

Pembimbing I

(Ir. Abdul Hayat Kasim, MT)

Pembimbing II

(Ir. Zulman Wardi, MT)

Pembimbing III

(Ir. A. Zulfikar Syaiful, MT)

Mengetahui :

Dekan
Fakultas Teknik

(Ir. H. Syamsul Bachri Suaib, MT)

Ketua Jurusan
Teknik Industri

(Ir. Ridwan, M.Si)



KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamu Alaikum Wr. Wb.

Syukur Alhamdulillah penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik, dan hidayah-Nya sehingga Skripsi Tugas Akhir ini dapat terselesaikan dengan baik. Shalawat dan taslim tak lupa penulis kirimkan kepada junjungan Nabi Besar Muhammad SAW. Tugas Prarancangan Pabrik Kimia ini merupakan salah satu syarat untuk meraih gelar Sarjana Teknik di Jurusan Teknik Industri Fakultas Teknik Universitas “45” Makassar.

Tugas Akhir ini berjudul **“Prarancangan Pabrik Alil Asetat dari Propilen dan Asam Asetat Kapasitas 7500 Ton/Tahun”** dengan perancangan alat utama adalah *Fixed-bed Reaktor*.

Tugas Akhir ini tidak mungkin tersusun tanpa adanya partisipasi dari berbagai pihak yang telah memberikan bantuan materil, buah pikiran, bimbingan, dorongan, serta petunjuk-petunjuk. Pada kesempatan ini, perkenankanlah penulis dengan tulus dan ikhlas mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua Orang Tua terkasih yang selalu setia memberi cinta, dukungan moril, dan materil yang tak terhingga, serta selalu mengirimkan doa tulus.
2. Bapak Prof. DR. Abu Hamid, selaku Rektor Universitas “45” Makassar.
3. Bapak Ir. H. Syamsul Bachri Suaib, MT, selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas “45” Makassar.
4. Bapak Ir. Ridwan, MSi, selaku Ketua Jurusan Teknik Industri Universitas “45” Makassar.
5. Bapak Ir. Abdul Hayat Kasim, MT, selaku dosen pembimbing I, Bapak Ir. Zulman Wardi, MT selaku dosen pembimbing II, dan Bapak Ir. A. Zulfikar Syaiful, MT selaku dosen pembimbing III, yang telah banyak meluangkan waktu dan dengan sabar membimbing penulis sampai selesainya penyusunan Skripsi Tugas Akhir ini.
6. Bapak Muchtar, selaku staff administrasi Jurusan Teknik Industri.



7. Segenap Bapak dan Ibu Dosen serta Staff di Fakultas Teknik, khususnya Jurusan Teknik Industri.
8. Saudara-saudari tercinta (*K'Indah 'n her sweet baby Rahma, K'Anno, Evi, Ulla, Eq, Gie, Fira, Suci*) yang selalu menjadi inspirasi dan semangat bagi penulis selama berada di bangku perkuliahan.
9. Special thanks for *Firmansyah 'n Ammy* karena tak pernah bosan juga untuk waktu yang slalu ada.
10. Big thanks for *K'Irwan 'n Nidya* karena tetap sabar dengan segala pertanyaan, "sms", yang selalu memusingkan.
11. Big thanks too for *K'Nur 'n Ebi*, apa jadinya jika tak ada kalian.
12. Cess CO₂ (*Ani, Ida-hot, Wi2k, Lusi, Uphy, Mas Ancu, P-man, De2k, Destri, Isrami, Awal, Anton Joko, Daniel, Tono*), makasih atas pengertian, dukungan, dan hari-hari indah selama kuliah.
13. Seluruh rekan-rekan di Fakultas Teknik, khususnya Teknik Industri, makasih atas persahabatan yang selalu menjadi motivasi.

Harapan penulis semoga segala bantuan yang telah diberikan kepada penulis mendapat imbalan dari Allah SWT. Akhir kata semoga Skripsi Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat dalam rangka pengembangan ilmu pengetahuan pada masa yang akan datang.

Wallahu Waliyyut Taufiq Walhidayah

Wassalamu Alaikum Wr. Wb

Makassar, Mei 2007

PENULIS

INTISARI

Alil asetat digunakan sebagai bahan baku dalam industri pembuatan alil alkohol dan berbagai industri lainnya. Produksi alil asetat di Indonesia saat ini masih diimpor dari berbagai negara di dunia. Proses pembuatan alil asetat dilakukan melalui reaksi fase gas propilen dan asam asetat dalam reaktor tipe *fixed-bed reactor* pada suhu 160 °C dan tekanan 4,75 atm dengan menggunakan katalis Palladium (Pd). Produk gas keluar reaktor diumpungkan ke kolom flash drum untuk memisahkan propilen dan udara sisa reaksi sedangkan alil asetat dan air kemudian diumpungkan ke kolom distilasi untuk dimurnikan. Hasil akhir diperoleh untuk produk alil asetat dengan kemurnian 99 %.

Pabrik direncanakan didirikan di Kawasan Industri Bontang Propinsi Kalimantan Timur dengan luas tanah ±1,82 Hektar dengan kapasitas produksi pabrik dirancang 7.500 ton/tahun, membutuhkan bahan baku propilen 3,24 ribu ton/tahun dan asam asetat 4,62 ribu ton/tahun. Utilitas berupa air 163,2 ribu m³/tahun diperoleh dari anak Sungai Mahakam, listrik 151 Kw diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara dan bahan bakar jenis *diesel oil* sebesar 330 m³/tahun. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem garis dan staf, membutuhkan tenaga kerja sebanyak 197 orang yang didasarkan pada kebutuhan manajemen perusahaan dan unit-unit produksi yang ada di dalam pabrik berdasarkan volume pekerjaan.

Berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi untuk pendirian pabrik alil asetat ini dibutuhkan Total Modal Investasi sebesar Rp. 100,53 Milyar (US\$ 10,05 Juta) yang terdiri dari Modal Tetap sebesar Rp. 85,45 Milyar (US\$ 8,54 Juta) dan Modal Kerja sebesar Rp. 15,08 Milyar (US\$ 1,51). Modal investasi pabrik terdiri dari 40% modal sendiri dan 60% modal pinjaman dari Bank swasta dengan suku bunga pinjaman 15% pertahun. *Manufacturing cost* Rp. 201,46 Milyar dan pengeluaran umum Rp. 41,62 Milyar. Harga jual produksi untuk kapasitas penuh Rp. 306,75 Milyar pertahun, dengan keuntungan sebelum dan sesudah pajak berturut-turut Rp. 45,38 Milyar pertahun dan Rp. 29,5 Milyar pertahun. *Profitabilitas* meliputi *Rate of Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak berturut-turut sebesar 45,14% dan 29,34%, *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak 1,6 tahun dan 2,3 tahun dan *Break Event Point* (BEP) sebesar 40,35%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 25,63% dan *Interest Rate of Return* (IRR) sebesar 31,37%.

Dari uraian di atas maka pabrik Alil Asetat dari Propilen dan Asam Asetat layak untuk diteruskan ke tahap perencanaan.

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Lembar Pengesahan	ii
Kata Pengantar	iii
Intisari	v
Daftar Isi	vi
BAB I Pendahuluan	I-1
BAB II Uraian Proses	II-1
BAB III Neraca Massa	III-1
BAB IV Neraca Panas	IV-1
BAB V Spesifikasi Peralatan	V-1
BAB VI Perancangan Alat Utama	VI-1
BAB VII Utilitas	VII-1
BAB VIII Instrumentasi dan Keselamatan Kerja	VIII-1
BAB IX Tata Letak Pabrik	IX-1
BAB X Bentuk Organisasi dan Manajemen Perusahaan	X-1
BAB XI Analisa Ekonomi	XI-1
BAB XII Kesimpulan	XII-1
Daftar Pustaka	
LAMPIRAN A. Perhitungan Neraca Massa.....	A-1
LAMPIRAN B. Perhitungan Neraca Panas.....	B-1
LAMPIRAN C. Perhitungan Spesifikasi Peralatan	C-1
LAMPIRAN D. Perhitungan Analisa Ekonomi.....	D-1

BAB I



PENDAHULUAN



Skripsi by Indy to Frey

I. PENDAHULUAN

I. Latar Belakang

Semakin pesatnya era globalisasi, perkembangan teknologi informasi sangat diperlukan dalam persaingan dunia industri, tidak terkecuali Indonesia sebagai negara berkembang. Untuk meningkatkan pertumbuhan ekonomi di Indonesia, proses industrialisasi merupakan salah satu pilihan yang tepat, sebagaimana cita-cita bangsa Indonesia memasuki pasar bebas, maka produksi dalam negeri harus ditingkatkan.

Indonesia sebagai negara berkembang, tentunya keberadaan sarana industri yang bisa mengakses kebutuhan dunia maupun dalam negeri harus lebih diperhatikan. Dengan perkembangan yang begitu cepat di bidang industri, maka kebutuhan akan alil asetat baik di Indonesia maupun dunia akan meningkat. Untuk mengatasi masalah ini, maka di Indonesia dapat didirikan pabrik alil asetat yang digunakan sebagai bahan baku utama dalam industri pembuatan alil alkohol. Disamping itu, alil asetat juga merupakan bahan baku utama dalam industri intermedit pestisida, asetofenon dan dapat dipakai sebagai tiner untuk cat, enamel dan pernis. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut sampai saat ini masih didatangkan dari luar negeri seperti dari negara Jepang dan Amerika Serikat. Disamping untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri atau mengurangi ketergantungan terhadap negara luar, maka dengan pendirian pabrik ini akan menyerap tenaga kerja Indonesia yang berarti dapat mengurangi laju akumulasi pengangguran di Indonesia. Dipilihnya asam asetat dan propilen sebagai bahan baku utama dalam pembuatan alil asetat karena bahan baku tersebut sudah

diproduksi di dalam negeri sehingga bisa mengefisienkan biaya pengadaan bahan baku.

2. Tinjauan Pustaka

a. Proses Pembuatan

Reaksi kimia pembuatan alil asetat merupakan reaksi asetoksilasi pada ikatan CH₃ senyawa propilen, yaitu reaksi dimana satu atom hidrogen pada gugus CH₃ ditukar dengan gugus asetat.

Menurut James G. Speight (2002 : 2.40) "*Chemical And Process Design Handbook*" secara umum proses pembuatan alil asetat hanya terdapat satu jenis proses yaitu melalui reaksi antara propilen dengan asam asetat. Reaksi berlangsung dalam kondisi fase gas dengan bantuan katalisator palladium (Pd) pada kondisi suhu 160 °C dan tekanan 70 psi (4,75 atm) serta konversi reaksi sebesar 98%, yang dilakukan di dalam reaktor tipe *fixed bed reactor*, dengan pipa-pipa yang berisi katalisator. Reaksi yang terjadi dalam reaktor sebagai berikut :



Campuran gas keluar reaktor didinginkan dan dipisahkan pada flash drum. Hasil bawah dari flash drum berupa larutan alil asetat dan campurannya kemudian diumpankan ke kolom distilasi untuk dimurnikan. Hasil pemurnian didapatkan produk alil asetat dengan kemurnian 99%.

b. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

1. Propilen

Propilen adalah hidrokarbon tak jenuh atau olefin yang paling sederhana, tidak berwarna, merupakan gas yang mudah terbakar dengan nyala terang,

rumus struktur $\text{CH}_2=\text{CHCH}_3$ dengan kemurnian sekitar 99 %.

Tabel I – 1. Sifat-sifat fisik propilen

Sifat-sifat fisik	Nilai
Titik beku; °C	-175,1
Titik didih; °C	-47,6
Suhu kritis; °C	92
Tekanan kritis; atm	45,6
Volume kritis; $\text{cm}^3/\text{g}\text{mol}$	181
Kompresibilitas kritis	0,275
Densitas cairan	0,612
Entalpi pembentukan fase gas (25 °C); kkal/kgmol	4880
Entalpi pembentukan Gibbs; kkal/kgmol	14990
Entalpi penguapan pada titik didih; kkal/kgmol	4400

Sumber : Lampiran A. Sifat Gas dan Zat Cair; Reid, Sherwood dan Prausnitz, 1991 hal. 622-624.

Pada titik didih normal tekanan uap dapat dihitung dengan persamaan

Antoine :

$$\ln P = A - \frac{B}{C + T}$$

dimana $T = \text{suhu } (^\circ\text{K})$

$P = \text{tekanan uap murni; mmHg}$

$A = B = C = \text{konstanta Antoine}$

($A = 15,7027$, $B = 1807,53$ dan $C = -26,15$)

Nilai untuk kapasitas panas molar fase gas pada tekanan 1 atm diberikan

oleh persamaan : (Lampiran A. Sifat Gas dan Zat Cair; Reid, Sherwood

& Prausnitz, 1991 hal. 623)

$$C_p = 0,886 + 56,02 \times 10^{-3} T - 27,71 \times 10^{-6} T^2 + 5,266 \times 10^{-9} T^3$$

(kkal/kgmol. $^\circ\text{K}$)

Sifat-sifat kimia propilen sebagai berikut :

1. Reaksi adisi :

Propilen dapat diadisi oleh H_2SO_4 membentuk propil sulfat.

Contoh :



2. Reaksi oksidasi :

Propilen dapat dioksidasi membentuk akrolein.

Contoh :



2. Asam Asetat

Asam asetat merupakan cairan yang tidak berwarna (*colorless liquid*) dan berasa seperti asam pada umumnya, dengan rumus molekul CH_3COOH dan bobot molekul (BM) = 60 kg/kgmol. Bahan baku asam asetat yang digunakan adalah asam asetat dengan kemurnian 96%.

Tabel I – 2. Sifat-sifat fisik asam asetat

Sifat-sifat fisik	Nilai
Titik beku; °C	-16,6
Titik didih; °C	118,1
Spesifik grafiti	1,049
Temperatur kritis; °K	594,4
Tekanan kritis; atm	57,9
Volume kritis; cm ³ /grmol	171
Panas laten penguapan; kkal/kgmol	5660
Panas pembentukan pada 25 °C, kkal/kgmol	
Fase gas	-103,93

Sumber : Lampiran A. Sifat Gas dan Zat Cair: Reid, Sherwood dan Prausnitz. 1991 hal. 622-624.

Data tekanan uap di atas titik didih normal dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine, dimana suhu dinyatakan dalam °K :
(Lamp. A Sifat Gas & Zat Cair; Reid, Sherwood & Prausnitz, 1991 hal. 624)

$$\ln P = A - \frac{B}{C + T}$$

dimana T = suhu ($^{\circ}\text{K}$)

P = tekanan uap murni; mmHg

A, B, C = konstanta Antoine

$$(A = 16,8080, B = 3405,57 \text{ dan } C = -56,34)$$

Nilai untuk kapasitas panas fase gas pada tekanan 1 atm diberikan oleh persamaan : (Lamp. A Sifat Gas & Zat Cair; Reid; Sherwood & Prausnitz, 1991 hal. 623)

$$C_p = 1,156 + 60,87 \times 10^{-3} T - 41,87 \times 10^{-6} T^2 + 11,82 \times 10^{-9} T^3; \text{ kkal/kgmol.}^{\circ}\text{K}$$

3. Alil Asetat

Alil asetat merupakan cairan yang tidak berwarna dengan rumus struktur $\text{CH}_2=\text{CHCH}_2\text{COOCH}_3$ atau $\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2$ dan bobot molekul; $\text{BM} = 100 \text{ kg/kgmol}$ dengan kemurnian produk alil asetat yang dihasilkan adalah 99% berat.

Tabel I – 3. Sifat-sifat fisika alil asetat

Sifat-sifat fisik	Nilai
Titik beku; $^{\circ}\text{C}$	-72
Titik didih; $^{\circ}\text{C}$ (tekanan 1 atm)	73
Densitas cairan; gr/cm^3	0,921
Temperatur kritis; $^{\circ}\text{C}$	279
Tekanan kritis; atm	37
Volume kritis; cm^3/grmol	320
Kompressibilitas kritis	0,261
Panas penguapan pada titik didih $^{\circ}\text{C}$; kkal/kgmol	7950

Sumber : Lampiran A Sifat Gas dan Zat Cair; Reid, Sherwood dan Prausnitz, 1991 hal. 631-633.

Data tekanan uap di atas titik didih normal dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine, dimana suhu dinyatakan dalam °K :

$$\ln P = A - \frac{B}{C + T}$$

dimana T = suhu (°K)

P = tekanan uap murni; mmHg

A, B, C = konstanta Antoine ($A = 16,0890$, $B = 2974,94$ dan
 $C = - 58,15$)

Nilai untuk kapasitas panas molar fase gas pada tekanan 1 atm diberikan oleh persamaan : (Lamp. A Sifat Gas & Zat Cair; Reid; Sherwood & Prausnitz, 1991 hal. 631)

$$C_p = 4,015 + 881,3 \times 10^{-3} T - 33,0 \times 10^{-6} T^2 - 1,369 \times 10^{-9} T^3; \quad \text{kkal/kgmol.}^\circ\text{K}$$

3. Penentuan Kapasitas Produksi

Dari data statistik perdagangan luar negeri Indonesia, "Import By Commodity And Country of Origin" jumlah kebutuhan impor alil asetat di Indonesia untuk setiap tahun, yaitu :

Tabel I - 4. Kebutuhan Impor Alil Asetat di Indonesia

Tahun	Jumlah (kg/tahun)
2000	2.478.780
2001	3.025.323
2002	3.996.731
2003	4.718.150
2004	4.487.766

Sumber : Biro Pusat Statistik Makassar, 2006

Dari tabel di atas terlihat, kebutuhan alil asetat mulai tahun 2000 sampai 2003 mengalami peningkatan, walaupun pada tahun 2004 kebutuhannya sedikit

mengalami penurunan. Dari data tersebut dengan metode ekstrapolasi diperkirakan kebutuhan di Indonesia pada tahun 2011 sebesar 8.881.078,9 kg/tahun atau 8.881 ton/tahun. Dengan melihat pertimbangan pada beberapa industri yang membutuhkan alil asetat sebagai bahan baku utama maupun bahan baku pembantu seperti pabrik alil alkohol, asetopenon, industri intermedit pestisida dan berbagai industri lainnya, persaingan dalam meraih pasar dan pertimbangan perekonomian Indonesia pada tahun yang akan datang semakin baik, maka ditetapkan kapasitas pabrik alil asetat sebesar 7.500 ton/tahun.



BAB II

URAIAN PROSES



Skripsi by Indy to Irey

II. URAIAN PROSES

Secara umum proses pembuatan alil asetat dilakukan melalui reaksi fase gas propilen, asam asetat dan oksigen membentuk alil asetat. Produk alil asetat yang dihasilkan mempunyai kemurnian sebesar 99%.

Proses pembuatan alil asetat ini dapat dibagi menjadi tiga tahapan proses yaitu :

a. Tahap Penyediaan Bahan Baku

Tahap pertama dari pembentukan alil asetat adalah penyiapan bahan baku yang dimaksudkan untuk mempersiapkan bahan agar sesuai dengan kondisi operasi reaktor.

Bahan baku larutan asam asetat umpan segar yang telah memenuhi syarat baku mutu bahan baku yang disimpan pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C dalam tangki bahan baku (T-01) dengan bantuan pompa diumpankan ke Vaporizer (VP-01) untuk diuapkan. Uap asam asetat keluar vaporizer pada suhu 118 °C dan tekanan 1 atm kemudian dilewatkan pada Compressor (CP-01) untuk dinaikkan tekanannya sampai 4,75 atm sebelum dicampur dengan gas propilen dan udara. Bahan baku propilen yang disimpan pada tekanan 13 atm dan suhu 30 °C terlebih dahulu dilewatkan pada Expander Gas (EP-01) untuk diturunkan tekanannya sampai 4,75 atm. Sedangkan untuk udara pengoksidasi terlebih dahulu dilewatkan pada Filter Udara (FU-01) untuk menyaring udara dari debu dan kotoran-kotoran lainnya kemudian dilewatkan pada Compressor (CP-01) untuk dinaikkan tekanannya sampai 4,75 atm sebelum dicampur dengan asam asetat dan propilen.

Campuran gas umpan pada kondisi suhu 146 °C dan tekanan 4,75 atm kemudian dilewatkan pada Heater I (H-01) guna menaikkan suhu gas sampai 160 °C sebelum diumpankan ke dalam Reaktor (R-01).

b. Tahap Reaksi Pembentukan Alil Asetat

Mekanisme reaksi yang terjadi dalam reaktor sebagai berikut :



Reaksi dilakukan dalam reaktor tipe *Fixed Bed Reactor* pada kondisi suhu 160 °C dan tekanan 4,75 atm dengan bantuan katalis palladium (Pd). Konversi pembentukan alil asetat sebesar 98% dan reaksi yang terjadi bersifat eksotermis (melepaskan panas) sehingga dibutuhkan air sebagai pendingin untuk menyerap kelebihan panas selama reaksi pembentukan produk berlangsung yang dilewatkan pada bagian shell reaktor reaktor.

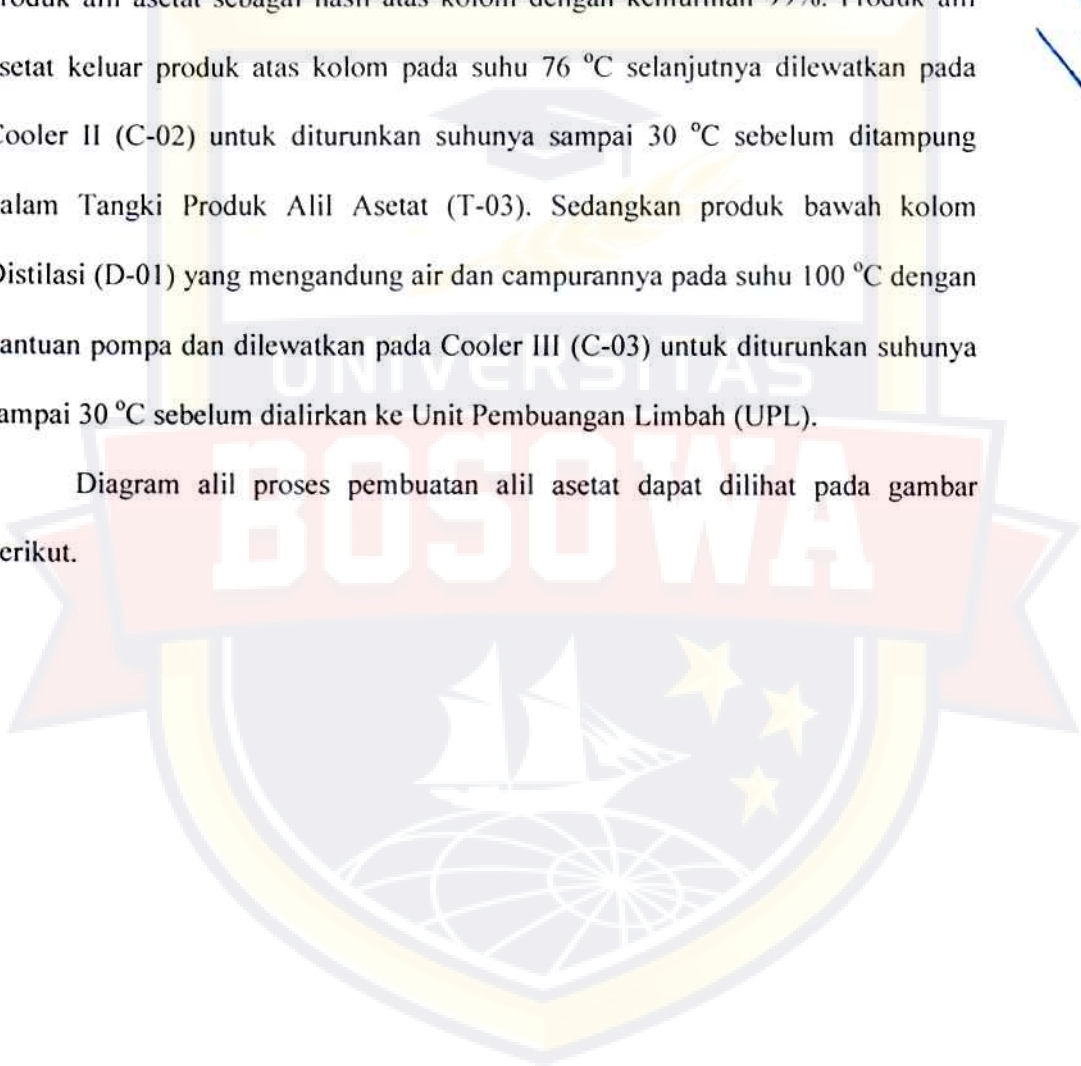
c. Tahap Pemurnian Produk

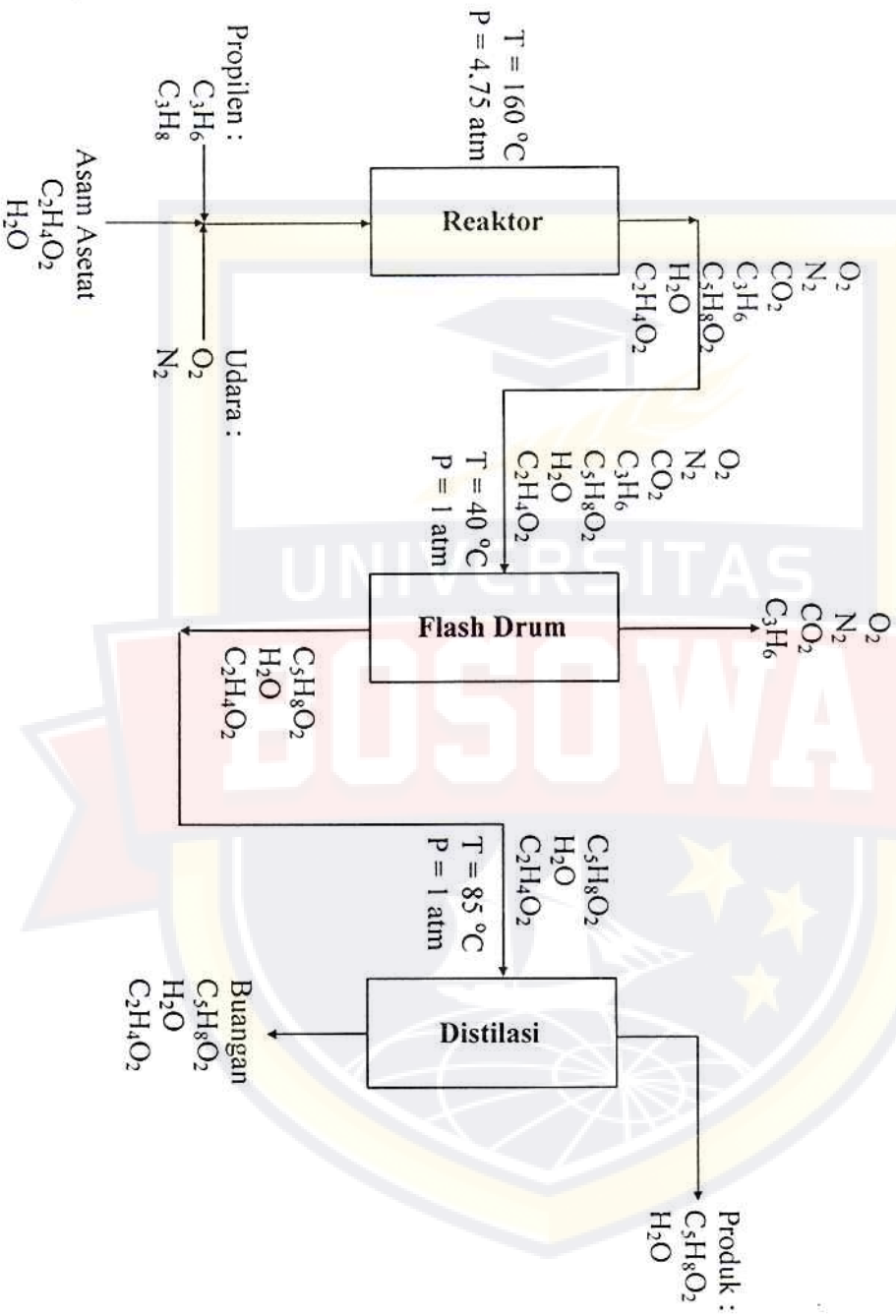
Produk gas keluar reaktor (R-01) pada kondisi suhu 160 °C dan tekanan 4,75 atm kemudian dilewatkan pada Expander Gas (EP-02) untuk diturunkan tekanannya sampai 1 atm dan dilewatkan pada Cooler I (C-01) guna mengontrol suhu gas sampai 40 °C sebelum diumpankan ke Flash Drum (FD-01). Flash Drum (FD-01) digunakan untuk memisahkan udara sisa pengoksidasi dan karbon dioksida yang terbentuk dari reaksi. Hasil pemisahan diperoleh alil asetat, air dan asam asetat sisa reaksi ke dalam fase cair keluar produk bawah Flash Drum (FD-01) pada kondisi suhu 35 °C dan tekanan 1 atm.

Alil asetat dan campurannya keluar dari produk bawah Flash Drum (FD-01) dengan bantuan pompa dialirkan dan dilewatkan pada Heater II (H-02) guna menaikkan suhu larutan sampai 85°C sebelum diumpankan ke Distilasi.

Hasil akhir proses pemurnian pada kolom Distilasi (D-01) didapatkan produk alil asetat sebagai hasil atas kolom dengan kemurnian 99%. Produk alil asetat keluar produk atas kolom pada suhu 76°C selanjutnya dilewatkan pada Cooler II (C-02) untuk diturunkan suhunya sampai 30°C sebelum ditampung dalam Tangki Produk Alil Asetat (T-03). Sedangkan produk bawah kolom Distilasi (D-01) yang mengandung air dan campurannya pada suhu 100°C dengan bantuan pompa dan dilewatkan pada Cooler III (C-03) untuk diturunkan suhunya sampai 30°C sebelum dialirkan ke Unit Pembuangan Limbah (UPL).

Diagram alil proses pembuatan alil asetat dapat dilihat pada gambar berikut.





Gambar II - 1. Diagram Alir Kualitatif Pabrik Alil Asetat

BAB III

NERACA MASSA



Skripsi by Indy 'n Trey

III. NERACA MASSA

Kapasitas Produksi : 7.500 ton/tahun

Waktu Operasi : 330 hari/tahun

Rate Produksi : $7.500 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$

: 946,9697 kg/jam

1. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk; Kg	Keluar; Kg		
	Umpan Segar	FD-01 (Uap)	D-01 (Produk Atas)	D-01 (Produk Bawah)
C ₃ H ₆	405,8524	8,1250	–	–
C ₃ H ₈	4,0992	–	–	–
CH ₃ COOH	579,7774	–	–	11,5955
H ₂ O	3,4996	–	9,4695	171,1924
O ₂	183,0633	16,6420	–	–
N ₂	602,5929	602,5929	–	–
CO ₂	–	12,2978	–	–
C ₅ H ₈ O ₂	–	–	937,5002	9,4695
Total	1778,8848	639,6577	946,9697	192,2574
			1778,8848	

2. Neraca Massa Tiap Alat

1. Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk; kg			Keluar; kg
	Propilen	As. Asetat	Udara	
C ₃ H ₆	405,8524	-	-	8,1250
C ₃ H ₈	4,0992	-	-	-
CH ₃ COOH	-	579,7774	-	11,5955
H ₂ O	-	3,4996	-	180,6619
O ₂	-	-	183,0633	16,6420
N ₂	-	-	602,5929	602,5929
C ₅ H ₈ O ₂	-	-	-	946,9697
CO ₂	-	-	-	12,2978
Total	409,9516	583,2770	785,6562	1778,8848
		1778,8848		

2. Flash Drum (FD-01)

Komponen	Masuk; kg	Keluar; kg	
		Uap	Cair
O ₂	16,6420	16,6420	-
N ₂	602,5929	602,5929	-
CO ₂	12,2978	12,2978	-
C ₃ H ₆	8,1250	8,1250	-
C ₅ H ₈ O ₂	946,9697	-	946,9697
H ₂ O	180,6619	-	180,6619
CH ₃ COOH	11,5955	-	11,5955
Total	1778,8848	639,6577	1139,2271
		1778,8848	

3. Distilasi (D-01)

Komponen	Masuk; kg	Keluar; kg	
		Produk Atas	Produk Bawah
C ₅ H ₈ O ₂	946,9697	937,5002	9,4695
H ₂ O	180,6619	9,4695	171,1924
CH ₃ COOH	11,5955	-	11,5955
Total	1139,2271	946,9697	192,2574
		1139,2271	

BAB IV

NERACA PANAS



Skripsi by Indy 'n' Irey

IV. NERACA PANAS

Suhu standar : 25 °C (298 °K)

Basis operasi : 1 jam

Neraca Panas Tiap Alat

1. Vaporizer Asam Asetat (VP-01)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar, kkal
Q CH ₃ COOH	1430,7370	15832,9044
Q H ₂ O	17,5067	146,9021
Q penguapan	-	56546,0406
Q steam	71077,6034	-
Q Total	72525,8471	72525,8471

2. Compressor Asam Asetat (CP-01)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar, kkal
Q CH ₃ COOH	15832,9044	33407,2679
Q H ₂ O	146,9021	289,0469
Q kompressi	17716,5083	-
Q Total	33696,3148	33696,3148

3. Expander Propilen (EP-01)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar, kkal
Q C ₃ H ₆	742,1599	-2025,2954
Q C ₃ H ₈	8,2726	-22,5092
Q ekspansi	-	2798,2371
Q Total	750,4325	750,4325

4. Compressor Udara (CP-02)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar, kkal
Q O ₂	200,8047	7240,0540
Q N ₂	749,8617	26478,6619
Q kompressi	32768,0495	-
Q Total	33718,7159	33718,7159

5. Mix Point Umpan Reaktor (MP-01)

Komponen	Masuk; kkal			Keluar; kkal
	Dari CP-01	Dari CP-02	Dari EP-01	
Q C ₃ H ₆	-	-	-2025,2954	20626,5129
Q C ₃ H ₈	-	-	-22,5092	233,1643
Q O ₂	-	7240,0540	-	4942,0186
Q N ₂	-	26478,6619	-	18183,4379
Q CH ₃ COOH	33407,2679	-	-	21190,1430
Q H ₂ O	289,0469	-	-	191,9494
Q Total	33696,3148	33718,7159	-2047,8046	65367,2261
		65367,2261		

6. Heater I (H-01)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar, kkal
Q C ₃ H ₆	20626,5129	23329,2369
Q C ₃ H ₈	233,1643	264,0652
Q O ₂	4942,0186	5520,0936
Q N ₂	18183,4379	20278,2274
Q CH ₃ COOH	21190,1430	23929,4377
Q H ₂ O	191,9494	214,3378
Q steam	8168,1725	-
Q Total	73535,3986	73535,3986

7. Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar, kkal
Q C ₃ H ₆	23329,2369	467,0424
Q C ₃ H ₈	264,0652	-
Q O ₂	5520,0936	501,8239
Q N ₂	20278,2274	20278,2274
Q CO ₂	-	359,8860
Q C ₅ H ₈ O ₂	-	41182,5910
Q CH ₃ COOH	23929,4377	478,5873
Q H ₂ O	214,3378	11064,8751
Q reaksi	-	-410245,5433
Q lepas	-	409447,9088
Q Total	73535,3986	73535,3986

8. Expander Gas (EP-02)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar, kkal
Q C ₃ H ₆	467,0424	264,2798
Q O ₂	501,8239	298,7807
Q N ₂	20278,2274	12150,7593
Q CO ₂	359,8860	210,2280
Q C ₅ H ₈ O ₂	41182,5910	23314,5056
Q CH ₃ COOH	478,5873	272,4575
Q H ₂ O	11064,8751	6595,6769
Q ekspansi	-	31226,3453
Q Total	74333,0331	74333,0331

9. Cooler I (C-01)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar, kkal
Q C ₃ H ₆	264,2798	45,1624
Q O ₂	298,7807	54,8360
Q N ₂	12150,7593	2249,3958
Q CO ₂	210,2280	37,5405
Q C ₅ H ₈ O ₂	23314,5056	3992,9146
Q CH ₃ COOH	272,4575	46,9052
Q H ₂ O	6595,6769	1212,2706
Q pendingin	-	35467,6627
Q Total	43106,6878	43106,6878

10. Flash Drum (FD-01)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar ; kkal	
		Gas	Cair
Q C ₃ H ₆	45,1624	31,2078	-
Q O ₂	54,8360	38,0965	-
Q N ₂	2249,3958	1563,7212	-
Q CO ₂	37,5405	26,0264	-
Q C ₅ H ₈ O ₂	3992,9146	-	4034,6315
Q CH ₃ COOH	46,9052	-	59,9793
Q H ₂ O	1212,2706	-	1885,3624
Q Total	7639,0251	1659,0519	5979,9732
		7639,0251	

11. Heater II (H-02)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar, kkal
Q C ₅ H ₈ O ₂	4034,6315	23215,8797
Q CH ₃ COOH	59,9793	361,1500
Q H ₂ O	1885,3624	10879,2700
Q steam	28476,3265	-
Q Total	34456,2997	34456,2997

12. Distilasi (D-01)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar ; kkal	
		Produk Atas	Produk Bawah
Q C ₅ H ₈ O ₂	23215,8797	19536,1917	290,1561
Q CH ₃ COOH	361,1500	-	457,4968
Q H ₂ O	10879,2700	484,4538	12898,3161
Q reboiler	164419,3521	-	-
Q kondensor	-	-	165209,0373
Q Total	198875,6518	20020,6455	178855,0063
		198875,6518	

13. Cooler II (C-02)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar, kkal
Q C ₅ H ₈ O ₂	19536,1917	5745,9387
Q H ₂ O	484,4538	142,1982
Q pendingin	-	14132,5086
Q Total	20020,6455	20020,6455

14. Cooler III (C-03)

Komponen	Masuk, kkal	Keluar, kkal
Q C ₅ H ₈ O ₂	290,1561	58,0312
Q H ₂ O	12898,3161	2570,6971
Q CH ₃ COOH	457,4968	86,6519
Q pendingin	-	10930,5888
Q Total	13645,9690	13645,9690



BAB V

SPEKIFIKASI PERALATAN



Skripsi by Indy to Irey

V. SPESIFIKASI PERALATAN

1. Tangki Bahan Baku Asam Asetat

Kode	: T-01
Fungsi	: Menampung sementara bahan baku asam asetat untuk kebutuhan satu bulan proses.
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dishead, tutup bawah plat datar.
Kapasitas	: 222,5 m ³
Diameter	: 5,6 m
Tinggi	: 9,225 m
Tebal shell	: $\frac{5}{16}$ in (0,79375 cm)
Tebal tutup atas	: $\frac{3}{8}$ in (0,9525 cm)
Tebal tutup bawah	: $\frac{5}{16}$ in (0,79375 cm)
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-212 Grade B
Jumlah	: 2 buah

2. Pompa Larutan Asam Asetat

Kode	: P - 01
Fungsi	: Mengalirkan larutan asam asetat dari tangki bahan baku ke vaporizer untuk diuapkan
Tipe	: <i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 19,6407 ft ³ /jam (556 liter/detik)
Pipa Nominal (NPS)	: $\frac{1}{2}$ in
Head (-wf)	: 23,1354 ft.lbf/lb _m (7,05 m)

Tenaga motor : 1 HP
 Bahan konstruksi : *stainless steel*
 Jumlah : 2 buah (1 buah cadangan)

3. Vaporizer

Kode alat : VP-01
 Fungsi : Menguapkan larutan asam asetat yang berasal tangki bahan baku sebelum diumpankan ke reaktor
 Tipe : Shell and Tube (HE : 1-2)
 Luas Perpindahan panas (A) = 47,1120 ft²
 Koefisien perpindahan panas desain (U_D) = 40,4519 Btu/jam.ft².°F
 Koefisien perpindahan panas bersih (U_C) = 46,5482 Btu/jam.ft².°F
 Faktor pengotoran (Rd) = 0,0032 jam.ft².°F/Btu
Shell side : fluida dingin (larutan asam asetat)
 a. ID shell : 8 in
 b. Baffle space : 1,6 in
 c. Passes : 1
 d. Pressure Drop : 1,7280 Psi
Tube Side : fluida panas (*steam*)
 a. OD : ¾ in
 b. BWG : 16
 c. ID : 0,620 in = 0,0517 ft
 d. Panjang : 8 ft
 e. Jumlah : 30 buah

f. *Pitch* : 1 in *triangular*

g. *Pressure Drop* : 0,012 Psi

Bahan konstruksi : *stainless steel*

4. Compressor Gas Asam Sulfat

Kode : CP-01

Fungsi : Menaikkan tekanan gas asam asetat keluar dari vaporizer sebelum masuk reaktor.

Tipe : *single stage centrifugal compressor*

Rasio kompresi : 4,75

Jumlah stage : 1 stage

Power motor : 26 Hp

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

5. Tangki Bahan Baku Gas Propilen

Kode : T-02

Fungsi : Menampung bahan baku gas propilen untuk persediaan satu bulan proses.

Tipe : tangki berbentuk bola (*spherical tank*)

Kapasitas : 482 m³

Diameter : 7,8 m = 780 cm

Tebal shell : 1½ in (3,81 cm)

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-212 Grade B

Jumlah : 2 buah

6. Expander Gas Propilen

Kode : EP-01

Fungsi : Menurunkan tekanan gas propilen keluar dari tangki bahan baku sebelum masuk reaktor.

Tipe : *turbo expander*

Energi mekanis ($-w_s$) : 4417,8843 Joule/detik

Bahan konstruksi : stainless steel

Jumlah : 1 buah

7. Filter Udara

Kode : FU-01

Fungsi : Menyaring udara yang akan digunakan sebagai pengoksidasi pada Reaktor (R-01) dari debu dan kotoran-kotoran lainnya

Tipe : HEPA

Ukuran : 24 in × 24 in

Kapasitas : 1000 ft³/menit (28,32 m³/menit)

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Jumlah : 1 buah

8. Compressor Udara

Kode : CP-02

Fungsi : Menaikkan tekanan udara pengoksidasi keluar dari sebelum masuk reaktor.

Tipe : *single stage centrifugal compressor*

Rasio kompresi : 4,75

Jumlah stage : 1 stage
 Power motor : 62 Hp
 Bahan konstruksi : stainless steel
 Jumlah : 1 buah

9. Heater I

Kode : H-01
 Fungsi : Menaikkan suhu gas umpan reaktor dari Mix Point (MP-01)
 Tipe : *double pipe*
 Luas Perpindahan panas $A = 34,80 \text{ ft}^2$
 Koefisien perpindahan panas desain (U_D) = $11,0883 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$
 Koefisien perpindahan panas bersih (U_C) = $11,5034 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$
 Faktor pengotoran (R_d) = $0,0032 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$
Amulus side : steam
 a. IPS : 2 in
 b. OD pipa : 2,38 in
 c. ID pipa : 2,067 in
 d. *Pressure Drop* : 0,055 Psi
Pipe Side : gas umpan reaktor
 a. IPS : 1¼ in
 b. OD pipa : 1,66 in
 c. ID pipa : 1,38 in
 d. *Pressure Drop* : 0,95 Psi

Jumlah hairpins : 2 hairpins
 Bahan konstruksi : *carbon steel*
 Jumlah : 1 buah

10. Reaktor

Kode : R-01
 Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan alil
 asetat
 Tipe : *Fixed Bed Reactor*
 Volume : 1,08 m³
 Diameter : 1,28 m
 Tinggi : 2,57 m
 Tipe katalis : Palladium (Pd)
 Jumlah katalis : 7118,4 kg
 Luas Perpindahan panas (A) = 1467,6354 ft²
 Koefisien perpindahan panas desain (U_D) = 5,0322 Btu/jam.ft².°F
 Koefisien perpindahan panas bersih (U_C) = 5,1128 Btu/jam.ft².°F
 Faktor pengotoran (R_d) = 0,0031 jam.ft².°F/Btu
Shell side : fluida dingin (air)
 a. ID shell : 50,4696 in
 b. Baffle space : 10,0939 in
 c. Passes : 1
 d. Pressure Drop : 0,076 Psi
Tube Side : fluida panas (gas proses)

- a. OD : 1½ in
- b. BWG : 16
- c. ID : 1,37 in = 0,1142 ft
- d. Panjang : 6,343 ft
- e. Jumlah : 655 buah
- f. *Pitch* : 1⅞ in *triangular*
- g. *Pressure Drop* : 0,00045 Psi
- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-167 Grade 10 Tipe 310
- Tebal shell : ⅜ in (0,47625 cm)
- Tebal tutup : ⅜ in (0,79375 cm)
- Jumlah : 1 buah

11. Expander Gas Produk Reaktor

- Kode : EP-02
- Fungsi : Menurunkan tekanan gas keluar reaktor sebelum masuk cooler I
- Tipe : *adiabatic turbo expander*
- Energi mekanis ($-w_s$) : 33974,4728 Joule/detik
- Bahan konstruksi : stainless steel
- Jumlah : 1 buah

12. Cooler I

- Kode alat : C-01
- Fungsi : Menurunkan suhu gas keluar dari *Expander II* sebelum masuk *Fash Drum*.

Tipe : *shell and tube* (HE : 1 – 2)

Luas Perpindahan panas (A) = 81,6608 ft²

Koefisien perpindahan panas desain (U_D) = 31,9172 Btu/jam.ft².°F

Koefisien perpindahan panas bersih (U_C) = 35,3690 Btu/jam.ft².°F

Faktor pengotoran (R_d) = 0,0031 jam.ft².°F/Btu

Shell side : fluida panas (gas)

a. ID *shell* : 10 in

b. *Baffle space* : 10 in

c. *Passes* : 1

d. *Pressure Drop* : 0,73 Psi

Tube Side : fluida dingin (air)

a. OD : ¾ in

b. BWG : 16

c. ID : 0,620 in = 0,0517 ft

d. Panjang : 8 ft

e. Jumlah : 52 buah

f. *Pitch* : 1 in *triangular*

g. *Pressure Drop* : 0,18 Psi

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

13. Flash Drum

Kode	: FD-01
Fungsi	: Memisahkan komponen udara dan propilen sisa reaksi ke dalam fase uap dan komponen alil asetat ke dalam fase cair.
Tipe	: <i>vertical drum separator</i>
Volume tangki	: 57,9074 m ³
Diameter tangki	: 2,80 m
Luas penampang	: 6,1544 m ³
Tebal shell	: ¼ in (0,6350 cm)
Tebal tutup	: ¼ in (0,6350 cm)
Bahan konstruksi	: <i>high alloy steel SA-167 grade 10 tipe 310</i>
Jumlah	: 1 buah

14. Pompa Bottom Flash Drum

Kode	: P - 02
Fungsi	: Mengalirkan larutan dari flash drum ke kolom distilasi.
Tipe	: <i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 43,0353 ft ³ /jam (1219 liter/jam)
Pipa Nominal (NPS)	: 1 in
Head (-wf)	: 35,6531 ft.lbf/lb _m
Tenaga motor	: 1 HP
Bahan konstruksi	: <i>stainless steel</i>
Jumlah	: 4 buah

15. Heater II

Kode : H-02

Fungsi : Menaikkan suhu larutan keluar dari bottom Flash Drum (FD-01) sebelum masuk Distilasi (D-01).

Tipe : *double pipe*

Luas Perpindahan panas (A) = 17,40 ft²

Koefisien perpindahan panas desain (U_D) = 26,1868 Btu/jam.ft².°F

Koefisien perpindahan panas bersih (U_C) = 28,5436 Btu/jam.ft².°F

Faktor pengotoran (Rd) = 0,0032 jam.ft².°F/Btu

Anulus side : *steam*

- a. IPS : 2 in
- b. OD pipa : 2,38 in
- c. ID pipa : 2,067 in
- d. *Pressure Drop* : 0,49 Psi

Pipe Side : larutan umpan distilasi

- a. IPS : 1¼ in
- b. OD pipa : 1,66 in
- c. ID pipa : 1,38 in
- d. *Pressure Drop* : 0,082 Psi

Jumlah hairpins : 1 hairpins

Bahan konstruksi : *carbon steel*

Jumlah : 1 buah

16. Distilasi

Kode	: D-01
Fungsi	: Memurnikan produk alil asetat dari campurannya ke dalam hasil atas kolom.
Tipe	: <i>plate column</i>
Diameter kolom	: 0,37 m
Tinggi kolom	: 14,43 m
Jumlah plate	: 26 plate
Plate umpan	: plate ke-17 dari bawah
Jarak plate	: 18 in (45,72 cm)
Tebal shell	: $\frac{3}{16}$ in (0,47625 cm)
Tebal tutup	: $\frac{3}{16}$ in (0,47625 cm)
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-212 Grade B</i>
Jumlah	: 1 buah

17. Condensor Distilasi

Kode alat	: CD - 01
Fungsi	: Mengkondensasikan uap keluar puncak kolom distilasi sebelum masuk accumulator.
Tipe	: <i>shell and tube (HE : 1 - 2); total condensor</i>
Luas perpindahan panas (A)	= 81,6608 ft ²
Koefisien perpindahan panas desain (U _D)	= 118,0662 Btu/jam.ft ² .°F
Koefisien perpindahan panas bersih (U _C)	= 190,1618 Btu/jam.ft ² .°F
Faktor pengotoran (R _d)	= 0,0032 jam.ft ² .°F/Btu

Shell side : fluida panas (uap yang terkondensasi)

a. *ID shell* : 10 in

b. *Baffle space* : 10 in

c. *Passes* : 1

d. *Pressure Drop* : 0,0030 Psi

Tube Side : fluida dingin (air)

a. *OD* : $\frac{3}{4}$ in

b. *BWG* : 16

c. *ID* : 0,620 in = 0,0517 ft

d. *Panjang* : 8 ft

e. *Jumlah* : 52 buah

f. *Pitch* : 1 in *triangular*

g. *Pressure Drop* : 0,78 Psi

Bahan konstruksi : *carbon steel*

Jumlah : 1 buah

18. Accumulator Distilasi

Kode : AC - 01

Fungsi : Menampung sementara produk distilat yang keluar dari kondensor distilasi.

Tipe : silinder horisontal dengan tutup elipsoidal

Kapasitas : 1,30 m³

Diameter : 0,70 m

Panjang : 2,1 m

Tebal shell	: $\frac{3}{16}$ in (0,47625 cm)
Tebal tutup	: $\frac{3}{16}$ in (0,47625 cm)
Bahan konstruksi	: Carbon Steel SA-212 Grade B
Jumlah	: 1 buah

19. Pompa Larutan Refluks Distilasi

Kode	: P - 03
Fungsi	: Mendistribusikan cairan produk atas distilasi untuk refluks dan sisanya dialirkan ke tangki produk alil asetat.
Tipe	: <i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 77,1360 ft ³ /jam (2184,5 liter/jam)
Pipa Nominal (NPS)	: 1¼ in
Head (-w _f)	: 20,7377 ft.lbf/lb _m (6,32 m)
Tenaga motor	: 1 HP
Bahan konstruksi	: <i>stainless steel</i>
Jumlah	: 2 buah (1 buah cadangan)

20. Pompa Bottom Distilasi

Kode	: P - 04
Fungsi	: Mendistribusikan cairan produk bawah distilasi ke Reboiler Distilasi dan sisanya dialirkan ke Unit Pembuangan Limbah
Tipe	: <i>centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 12,2820 ft ³ /jam (348 liter/jam)

Pipa Nominal (NPS)	: $\frac{3}{8}$ in
Head (-wff)	: 44,4890 ft.lbf/lb _m (13.6 m)
Tenaga motor	: 1 HP
Bahan konstruksi	: <i>stainless steel</i>
Jumlah	: 2 buah (1 buah cadangan)

21. Reboiler Distilasi

Kode alat	: RB - 01
Fungsi	: Menguapkan sebagian cairan hasil bawah kolom Distilasi untuk dijadikan pemanas pada kolom.
Tipe	: Parsial Reboiler (<i>shell and tube</i> HE : 1 - 2)
Luas perpindahan panas (A)	= 47,1120 ft ²
Koefisien perpindahan panas desain (U _D)	= 76,9393 Btu/jam.ft ² .°F
Koefisien perpindahan panas bersih (U _C)	= 101,5343 Btu/jam.ft ² .°F
Faktor pengotoran (R _d)	= 0,0031
<i>Shell side</i>	: fluida dingin (larutan yang diuapkan)
a. ID <i>shell</i>	: 8 in
b. <i>Baffle space</i>	: 1,6 in
c. <i>Passes</i>	: 1
d. <i>Pressure Drop</i>	: 0,39 Psi
<i>Tube Side</i>	: fluida panas (<i>steam</i>)
a. OD	: $\frac{3}{4}$ in
b. BWG	: 16
c. ID	: 0,620 in = 0,0517 ft

- d. Panjang : 8 ft
 e. Jumlah : 30 buah
 f. *Pitch* : 1 in *triangular*
 g. *Pressure Drop* : 0,05 Psi

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

22. Cooler II

Kode alat : C-02

Fungsi : Menurunkan suhu larutan produk alil asetat keluar produk atas distilasi sebelum masuk tangki produk.

Tipe : *double pipe*

Luas Perpindahan panas (A) = 23,5560 ft²

Koefisien perpindahan panas desain (U_D) = 84,8176 Btu/jam.ft².°F

Koefisien perpindahan panas bersih (U_C) = 119,3347 Btu/jam.ft².°F

Faktor pengotoran (R_d) = 0,0034

Annulus side : *larutan*

- a. IPS : 2 in
 b. OD pipa : 2,38 in
 c. ID pipa : 2,067 in
 d. *Pressure Drop* : 0,48 Psi

Pipe Side : air pendingin

- e. IPS : 1¼ in
 f. OD pipa : 1,66 in

- g. ID pipa : 1,38 in
 h. *Pressure Drop* : 0,24 Psi
 Jumlah hairpins : 1 hairpins
 Bahan konstruksi : *carbon steel*
 Jumlah : 1 buah

23. Cooler III

- Kode alat : C-02
 Fungsi : Menurunkan suhu larutan keluar bottom distilasi sebelum dialirkan ke unit pembuangan
 Tipe : *double pipe*
 Luas Perpindahan panas (A) = 17,40 ft²
 Koefisien perpindahan panas desain (U_D) = 47,9392 Btu/jam.ft².°F
 Koefisien perpindahan panas bersih (U_C) = 56,4476 Btu/jam.ft².°F
 Faktor pengotoran (R_d) = 0,0031
Anulus side : *larutan*
 a. IPS : 2 in
 b. OD pipa : 2,38 in
 c. ID pipa : 2,067 in
 d. *Pressure Drop* : 0,03 Psi
Pipe Side : air pendingin
 a. IPS : 1¼ in
 b. OD pipa : 1,66 in
 c. ID pipa : 1,38 in

- d. *Pressure Drop* : 0,15 Psi
- Jumlah hairpins : 1 hairpins
- Bahan konstruksi : *carbon steel*
- Jumlah : 1 buah

24. Tangki Produk Alil Asetat

- Kode : T-03
- Fungsi : Menampung sementara produk alil asetat untuk kebutuhan satu bulan hasil produksi sebelum dipasarkan.
- Tipe : silinder vertikal dengan tutup atas dishead dan tutup bawah plat datar.
- Kapasitas : 411 m³
- Diameter : 6,88 m
- Tinggi : 11,32 m
- Tebal shell : $\frac{5}{16}$ in (0,79375 cm)
- Tebal tutup atas : $\frac{7}{16}$ in (1,11125 cm)
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-212 Grade B
- Jumlah : 2 buah

BAB VI

PERANCANGAN ALAT UTAMA



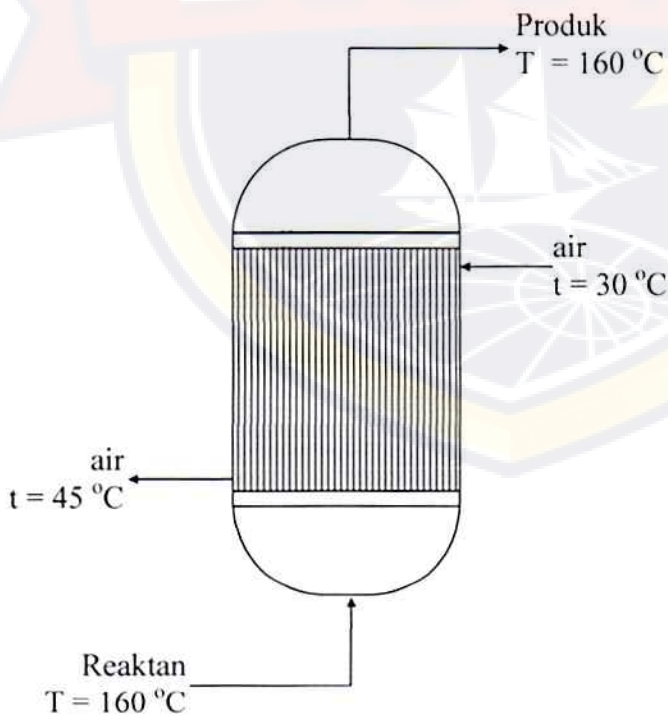
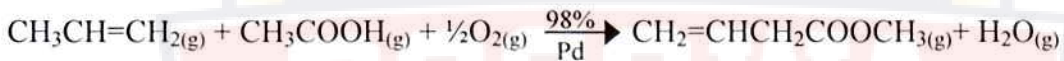
Skripsi by Indy 'n Irey

VI. PERANCANGAN ALAT UTAMA

Alat utama yang dirancang adalah *fixed-bed reaktor* yang berfungsi sebagai tempat berlangsungnya reaksi propilen, asam asetat dan oksigen membentuk alil asetat dengan bantuan katalis palladium (Pd).

Reaktor dioperasikan pada kondisi isothermal non-adiabatis pada suhu 160°C dan tekanan 4,75 atm. Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis (melepaskan panas) sehingga dibutuhkan air sebagai pendingin yang dilewatkan pada bagian shell untuk menjaga suhu reaktor tetap konstan.

Reaksi dalam reaktor :



I. Volume Reaktor

Sesuai hasil perhitungan neraca massa, dapat diketahui komposisi reaktan masuk reaktor :

Komposisi	Kg/jam	BM _i ; kg/kgmol	Kgmol/jam	x _i ; fraksimol
O ₂	183,0633	32	5,7207	0,1221
N ₂	602,5929	28	21,5212	0,4593
C ₃ H ₆	405,8524	42	9,6631	0,2062
C ₃ H ₈	4,0992	44	0,0932	0,0020
CH ₃ COOH	579,7774	60	9,6629	0,2062
H ₂ O	3,4996	18	0,1944	0,0042
Total	1778,8848		46,8555	1,0000

Berat molekul rata-rata campuran gas :

$$\begin{aligned}
 \text{BM} &= \sum x_i \cdot \text{BM}_i \\
 &= (0,1221 \times 32) + (0,4593 \times 28) + (0,2062 \times 42) + (0,0020 \times 44) + \\
 &\quad (0,2062 \times 60) + (0,0042 \times 18) \\
 &= 37,9636 \text{ kg/kgmol}
 \end{aligned}$$

Densitas campuran gas pada kondisi gas masuk reaktor :

$$\rho_G = \frac{\text{BM}}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$$

Dimana :

V = volume gas ideal pada kondisi STP (T₀ = 0°C = 273 °K) dan

P = 1 atm) sebesar 22,4 m³/kgmol

T₁ = suhu gas reaktan masuk = 160 °C (433 °K)

P₁ = tekanan gas reaktan masuk = 4,75 atm

Maka :

$$\begin{aligned}
 \rho_G &= \frac{37,9636 \text{ kg/kgmol}}{22,4 \text{ m}^3/\text{kgmol}} \times \frac{273 \text{ }^\circ\text{K}}{433 \text{ }^\circ\text{K}} \times \frac{4,75 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \\
 &= 5,0756 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Rate volumetrik gas reaktan masuk reaktor: F_V :

$$F_V = \frac{m}{\rho_G}$$

Dimana : m = laju alir massa gas umpan masuk reaktor

$$= 1778,8848 \text{ kg/jam}$$

ρ_G = densitas gas campuran

$$= 5,0756 \text{ kg/m}^3$$

maka :

$$F_V = \frac{1778,8848 \text{ kg/jam}}{5,0756 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 350,4773 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diketahui persamaan waktu tinggal untuk reaktor :

$$\tau = \frac{V}{F_V}$$

$$V = \tau \cdot F_V$$

dimana :

τ = waktu tinggal (*residence time*) = 5 detik

(Marshall-Sittig, *Organic Chemical Encyclopedia*, Noyes, Patent Literature Exclusively, 1969)

V = volume gas; m^3

F_V = laju alir volumetrik umpan; m^3/jam

Maka volume gas dalam reaktor: V_G

$$V_G = 5 \text{ detik} \times 350,4773 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ detik}$$

$$= 0,4868 \text{ m}^3$$

Maka volume reaktor berisi katalis; V_R

$$V_R = \frac{V_G}{\varepsilon} \quad (\varepsilon = \text{porositas katalis} = 0,451)$$

$$V_R = \frac{0,4868 \text{ m}^3}{0,451}$$

$$= 1,08 \text{ m}^3$$

Jadi volume reaktor yang dibutuhkan sebesar $1,08 \text{ m}^3$ ($38,14 \text{ ft}^3$)

Berat katalis ; W_k :

$$W_k = V_k \times \rho_k$$

Volume katalis ; V_k :

$$V_k = V_R - V_G$$

$$= 1,08 \text{ m}^3 - 0,4868 \text{ m}^3$$

$$= 0,5932 \text{ m}^3$$

Densitas katalis; ρ_k :

$$\rho_k = 12,0 \text{ gr/cm}^3 = 12000 \text{ kg/m}^3$$

Maka :

$$W_k = 0,5932 \text{ m}^3 \times 12000 \text{ kg/m}^3$$

$$= 7118,4 \text{ kg}$$

Jadi berat katalis yang dibutuhkan sebesar $7118,4 \text{ kg}$.

2. Perhitungan Dimensi Shell Reaktor

Reaktor yang dirancang menggunakan *tube* (pipa) dengan spesifikasi : (Kern; tabel 10 hal. 843)

OD _t	= 1½ in
BWG	= 16
ID _t	= 1,37 in = 0,1142 ft
a _o	= 0,3925 ft ² /ft
a' _t	= 1,47 in ² = 0,0102 ft ²
Passes	= 1
Berat tube	= 1,09 lb/ft panjang tube

Perhitungan jumlah *tube* reaktor yang digunakan diuji dengan batasan didapat rasio diameter dalam shell reaktor (ID_R) dan tinggi shell reaktor (H_S) = 1 : 1,5

Volume tube berisi gas dan katalis dihitung dengan persamaan :

$$V_t = a'_t \times L_t \times N_t$$

Dimana :

a'_t = luas penampang tube

L_t = tinggi tube berisi gas dan katalis

N_t = jumlah tube yang digunakan

V_t = volume tube berisi gas (V_R)

Dicoba N_t = 655 buah

Maka tinggi tube berisi gas dan katalis; L_t :

$$L_t = \frac{V_t}{a'_t \times N_t}$$

$$= \frac{38,14 \text{ ft}^3}{0,0102 \text{ ft}^2 \times 655}$$

$$= 5,7087 \text{ ft}$$

Jadi tinggi tube tube berisi gas dan katalis 5,7087 ft

Dirancang 90 % dari panjang tube berisi gas dan katalis.

Maka panjang tube sebenarnya yg digunakan (tinggi shell reaktor) :

$$L = \frac{L_t}{0,90}$$

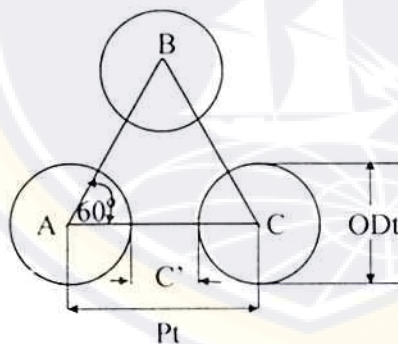
$$L = \frac{5,7087 \text{ ft}}{0,90} = 6,343 \text{ ft (1,93 m)}$$

Jadi panjang tube reaktor = 6,343 ft (1,93 m)

Diameter dalam shell reaktor (ID_R) :

Luas penampang seluruh pipa, A_{shell} :

Tube pada reaktor disusun secara *triangular pitch* (segitiga) sesuai gambar berikut :



$$\text{Luas } \triangle ABC = \frac{1}{2} (P_T \sin \alpha) \times P_T \quad (P_T = 1\frac{1}{8} \text{ in} = 1,875 \text{ in})$$

$$= \frac{1}{2} (1,875 \sin 60^\circ) \times 1,875$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,5223 \text{ in}^2 \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2} \\
 &= 0,0106 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Setiap luas segitiga mewakili $\frac{1}{2}$ luas penampang luar satu buah pipa tube.

Maka luas penampang luar 1 buah tube :

$$\begin{aligned}
 A_{\text{tube}} &= 2 \times \text{Luas } \triangle ABC \\
 &= 2 \times 0,0106 \text{ ft}^2 \\
 &= 0,0212 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Sehingga luas penampang dalam shell reaktor; A_{shell} :

$$\begin{aligned}
 A_{\text{shell}} &= A_{\text{tube}} \times N_t \\
 A_{\text{shell}} &= 0,0212 \text{ ft}^2 \times 655 \\
 &= 13,8860 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Diameter dalam shell reaktor; ID_R :

$$\begin{aligned}
 ID_R &= \left(\frac{4 A_{\text{shell}}}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \\
 ID_R &= \left(\frac{4 \times 13,8860 \text{ ft}^2}{3,14} \right)^{\frac{1}{2}} \\
 &= 4,2058 \text{ ft} \times 1 \text{ m}/3,281 \text{ ft} \\
 &= 1,28 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka disimpulkan dimensi reaktor :

$$\text{Diameter dalam shell reaktor} = 4,2058 \text{ ft} (1,28 \text{ m})$$

$$\text{Tinggi shell reaktor} = 6,343 \text{ ft} (1,93 \text{ m})$$

$$\left(\text{Ratio } \frac{H_S}{D_R} = \frac{1,93}{1,28} = 1,50, \text{ maka jumlah tube yang dicoba memenuhi} \right)$$

Dirancang tutup atas dan bawah reaktor terbentuk elipsoidal.

Diambil rasio tinggi tutup (b) dengan jari-jari shell reaktor (a) = 2 : 1 (Brownell dan Young hal. 88)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup (b)} &= \frac{1}{2} a & \longrightarrow & a = \frac{1}{2} D_R \\ &= \frac{1}{2} (\frac{1}{2} D_R) \\ &= \frac{1}{4} D_R = \frac{1}{4} \times 1,28 \text{ m} = 0,32 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi tinggi total reaktor (H_R)

$$\begin{aligned} H_R &= H_S + 2 (\text{tinggi tutup}) \\ &= 1,93 + 2 (0,32) \\ &= 2,57 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan Tebal *Shell* (dinding) dan Tutup Reaktor

a. Tebal *shell* (dinding)

Untuk *internal presurre*, tebal *shell* (dinding) reaktor dihitung dengan menggunakan pers. 3-1 Brownell & Young hal. 254 :

$$t = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 P} + c$$

Dimana :

t = tebal *shell* minimum; cm

P = tekanan desain; atm

d = diameter dalam *shell*; cm

$$= \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} (1,28 \text{ m}) = 0,64 \text{ m} = 64 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

c = faktor korosi (diambil $\frac{1}{8}$ in = 0,3175cm)

Diambil faktor keamanan desain = 20 %

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \times P_{\text{operasi}} \quad (\text{Poperasi air pendingin} = 1 \text{ atm})$$

$$= 1,2 \times 1 \text{ atm} = 1,20 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi yang digunakan *high-alloy steel SA-167 Grade 10 Tipe 310*

Komposisi 25Cr-20Ni dengan nilai $f = 18750 \text{ Psi} = 1275,5 \text{ atm}$ (*range* suhu

0 – 200 °F; *appendix D item 4* Brownell & Young) dan pengelasan tipe *double-welded but joint* $E = 80 \%$ (tabel 13.2 hal. 254 Brownell & Young)

maka :

$$t = \frac{1,20 \text{ atm} \times 64 \text{ cm}}{1275,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,6 \times 1,2 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,3928 \text{ cm}$$

Digunakan tebal *plate shell standar* reaktor = $\frac{3}{16} \text{ in} = 0,47625 \text{ cm}$

b. Tebal tutup atas dan bawah

Dirancang tutup atas dan bawah reaktor tipe elipsoidal dengan pertimbangan tekanan relatif tinggi. Tebal tutup dihitung dengan menggunakan pers. 7.57 Brownell & Young hal. 133)

$$t_h = \frac{P \cdot d \cdot V}{2 f \cdot E - 0,2 P} + c$$

dimana : P = tekanan desain ; atm

d = diameter dalam reaktor; cm

$$= 128 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi ; atm

E = efisiensi pengelasan

c = faktor korosi diambil 1/8 in (0,3175 cm)

V = faktor intensifikasi tegangan

$$= 1/6 (2 + k^2) \quad (\text{pers. 7.55 Brownell \& Young hal. 133})$$

k = a/b (untuk tipe elipsoidal, rasio tinggi tutup (a) dengan jari-jari

$$\text{tangki (b)} = (2 : 1)) \rightarrow k = 2/1 = 2$$

$$V = 1/6 (2 + 2^2) = 1$$

Diambil faktor keamanan desain = 20 %

$$P \text{ desain} = 1,20 \times P_{\text{operasi}} \quad (P_{\text{operasi gas proses}} = 4,75 \text{ atm})$$

$$= 1,20 \times 4,75 \text{ atm}$$

$$= 5,70 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi yang digunakan *high-alloy steel SA-167 Grade 10 Tipe 310*

Komposisi 25Cr-20Ni dengan nilai $f = 18200 \text{ Psi} = 1238,10 \text{ atm}$ (*range* suhu

300 – 400 °F; *appendix D item 4 Brownell & Young*) dan pengelasan tipe

double-welded but joint $E = 80 \%$ (tabel 13.2 hal. 254 Brownell & Young)

maka :

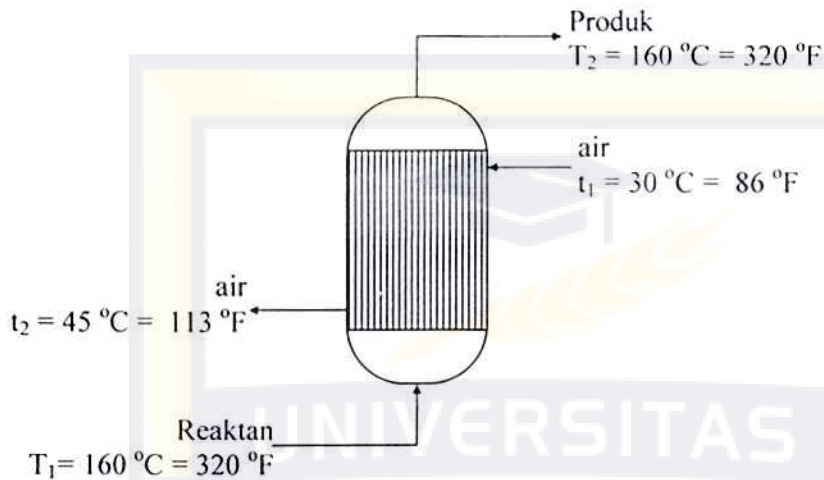
$$t_h = \frac{5,70 \text{ atm} \times 128 \text{ cm} \times 1}{2 \times (1238,1 \text{ atm} \times 0,80) - (0,2 \times 5,70 \text{ atm})} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,6860 \text{ cm}$$

Digunakan tebal *plate shell* tutup standar = $\frac{5}{16}$ in = 0,79375 cm

4. Perhitungan *Pressure Drop*

Sebagai pengontrol suhu reaksi dalam reaktor digunakan air pendingin yg dilewatkan pada bagian *shell* reaktor.



Sesuai hasil perhitungan neraca panas pada reaktor dapat diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Beban panas reaktor ; } Q &= 409447,9088 \text{ kkal/jam} \\ &= 1624793,2890 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate massa bahan proses; } W &= 1778,8848 \text{ kg/jam} \\ &= 3921,6991 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate massa air pendingin; } w &= 27296,5273 \text{ kg/jam} \\ &= 60177,5293 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

1. Δt

$$\begin{aligned} \Delta t = \text{LMTD} &= \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}} \\ &= \frac{(320 - 86) - (320 - 113)}{\ln \frac{(320 - 86)}{(320 - 113)}} = 220 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2. Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$\begin{aligned} A &= Nt \times a_o \times L' && (L' = \text{tinggi tube berisi katalis}) \\ &= 655 \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 5,7087 \text{ ft} \\ &= 1467,6354 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

3. Koefisien perpindahan panas desain (U_D) :

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t} \\ &= \frac{1624793,2890 \text{ Btu/jam}}{1467,6354 \text{ ft}^2 \times 220^\circ \text{F}} \\ &= 5,0322 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ \text{F} \end{aligned}$$

4. Bagian *shell* : fluida dingin (air)

a. Luas aliran ; a_s

$$a_s = \frac{\text{ID shell} \times B \times C''}{144 P_T}$$

Dimana :

$$B = \text{spasi baffle}$$

$$= \frac{\text{ID shell}}{5} \quad \rightarrow \text{baffle minimum}$$

$$= \frac{50,4696 \text{ in}}{5} = 10,09392 \text{ in}$$

$$C' = P_T - \text{OD}$$

$$= 1\frac{7}{8} - 1\frac{1}{2} = 0,375 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{50,4696 \text{ in} \times 0,375 \text{ in} \times 10,09392 \text{ in}}{144 \times 1\frac{7}{8} \text{ in}}$$

$$= 0,8844 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa, G_s

$$G_s = \frac{W}{a_s} \quad (W = \text{rate massa air pendingin})$$

$$= \frac{60177,5293 \text{ lb/jam}}{0,8844 \text{ ft}^2} = 68040,4403 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold ; R_{es}

$$R_{es} = \frac{De.G_s}{\mu}$$

Dimana :

$$De = \text{diameter ekuivalen shell (Fig. 28 Kern)}$$

$$= 1,08 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$\text{Pada } T_c = \frac{(86 + 113)}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ didapat sifat-sifat fisik air pendingin :}$$

$$\text{Viskositas } \mu = 1,7521 \text{ lb/jam.ft}$$

$$\text{Konduktifitas panas } k = 0,3605 \text{ Btu/lb.ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

$$\text{Kapasitas panas } c = 1,0 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$R_{es} = \frac{0,09 \text{ ft} \times 68040,4403 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,7521 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 2396,0363$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar ; h_o

$$h_o = JH \left(\frac{k}{De} \right) \left(\frac{c.\mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Dari fig 28 Kern Untuk $R_{es} = 2396,0363$ didapat $JH = 26$

$$h_o = 26 \times \left(\frac{0,3605}{0,09} \right) \times \left(\frac{1,0 \times 1,7521}{0,3605} \right)^{1/3} \times 1$$

$$= 257,3226 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

5. *Tube side* : fluida panas (gas proses)a. Laju alir ; a_t

$$a_t = \frac{Nt \times a_i}{144}$$

$$= \frac{655 \times 1,47 \text{ in}^2}{144 \text{ ft}^2/\text{in}^2}$$

$$= 6,6865 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; G_t

$$G_t = \frac{W}{a_t} \quad (W = \text{laju alir massa gas})$$

$$= \frac{3921,6991 \text{ lb/jam}}{6,6865 \text{ ft}^2}$$

$$= 586,5100 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold ; R_{et}

$$R_{et} = \frac{D_i \times G_t}{\mu}$$

Pada $T_c = 320 \text{ }^\circ\text{F}$, didapat sifat-sifat fisik campuran gas proses :

Viskositas $\mu = 0,05102 \text{ lb/jam.ft}$

Konduktivitas panas $k = 0,0170 \text{ Btu/lb.ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$

$$R_{et} = \frac{0,1142 \text{ ft} \times 586,5100 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,05102 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 1312,8076$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_i :

Koefisien perpindahan panas gas dalam pipa yang berisi katalisator dengan dinding dalam pipa, dihitung dengan persamaan : 10-163a Perrys edisi 6 hal. 10-46.

$$h_i = 0,813 \left(\frac{k}{Dt} \right) e^{(-6D_p/Dt)} \left(\frac{D_p \cdot G}{\mu} \right)^{0,90}$$

Untuk D_t = diameter *tube* = 0,1142 ft

D_p = diameter katalis = 0,0167 ft

k = konduktivitas panas campuran = 0,0170 Btu/jam.ft²(°F/ft)

μ = viskositas gas = 0,05102 lb/jam.ft

G = kecepatan massa gas = 586,5100 lb/jam.ft²

$$\begin{aligned} \text{Maka : } h_i &= 0,813 \left(\frac{0,0170}{0,1142} \right) e^{((-6 \times 0,0167)/(0,1142))} \left(\frac{0,0167 \times 586,5100}{0,05102} \right)^{0,90} \\ &= 5,7114 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$h_{io} = h_i \times ID/OD$

$$\begin{aligned} h_{io} &= 5,7114 \times \left(\frac{1,37}{1,50} \right) \\ &= 5,2165 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

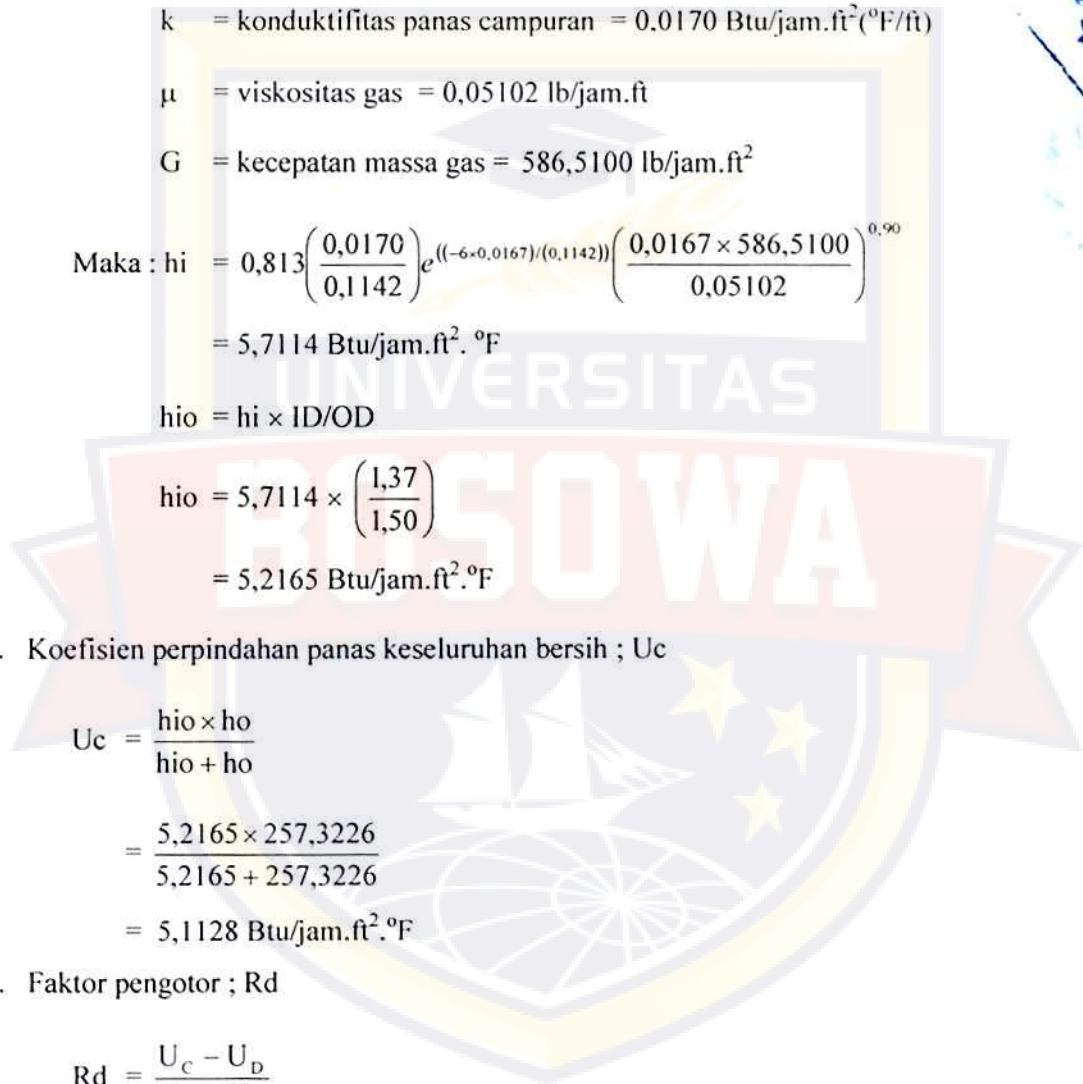
6. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih ; U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{5,2165 \times 257,3226}{5,2165 + 257,3226} \\ &= 5,1128 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

7. Faktor pengotor ; R_d

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c + U_D} \\ &= \frac{5,1128 - 5,0322}{5,1128 + 5,0322} \\ &= 0,0031 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} \end{aligned}$$

(R_d desain > R_d minimum = 0,0030 maka desain reaktor layak digunakan).



8. *Pressure drop*a. *Bagian Shell*

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S \cdot \phi_s}$$

Dari fig. 29 Kern untuk $Re_s = 2396,0363$ didapat faktor friksi $f = 0,0027$

ft^2/in^2

$$(N+1) = 12 (L/B)$$

$$= 12 \times (L/B)$$

$$= 12 \times (5,7087/10,09392) = 6,7867$$

$$D_s = \text{diameter dalam shell} = 4,2058 \text{ ft}$$

$$D_e = \text{diameter ekuivalen shell} = 0,09 \text{ ft}$$

$$s = \text{spesifikasi grafiti air} = 1,0$$

$$G_s = \text{kec. massa pada shell} = 68040,4403 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0027 \times 68040,4403^2 \times 4,2058 \times 6,7867}{5,22 \times 10^{10} \times 0,09 \times 1,0}$$

$$= 0,076 \text{ Psi}$$

ΔP_s hitung $<$ ΔP_s maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain *shell* reaktor memenuhi syarat untuk digunakan.

b. *Tube side*

$$\Delta P_t = \left(\frac{2 \cdot f_m \cdot G_t^2 \cdot L \cdot (1 - \epsilon)^{3-n}}{D_p \cdot g_c \cdot \rho_G \cdot \phi_s^{n-3}} \right) \epsilon^2 \times \frac{1}{5,22 \times 10^{10}}$$

Pressure drop gas dalam pipa yang berisi katalisator dihitung dengan menggunakan pers. 5-196 Perrys edisi 6 hal. 553.

Dimana :

L^* = panjang pipa berisi katalisator = 5,7087 ft

g_c = konstanta grafitasi = 32,174 ft-lb_m/lb_f.det²

D_p = diameter katalisator = 0,0167 ft

ϵ = voidage = 0,519

n = eksponen fungsi dari N_{Re}

ρ = densitas gas = 0,3169 lb/ft³

ϕ_s = shape faktor = 0,75 (tabel 5-18 Perrys edisi 6)

f_m = faktor gesekan

Untuk $R_{e_t} = 1312,8076$ dari fig. 5-67 hal. 5.53 Perrys edisi 6 didapat

$n = 1,95$ dan $f_m = 0,80$

$$\Delta P_t = \frac{2 \times 0,80 \times 586,5100^2 \times 5,7087 \times (1 - 0,519)^{3-1,95}}{0,0167 \times 32,174 \times 0,3169 \times 0,75^{1,95-3} \times 0,519^2} \times \frac{1}{5,22 \times 10^{10}}$$

$$= 0,00045 \text{ Psi}$$

(ΔP_t hitung < ΔP_t maksimum = 2 Psi, maka desain tube reaktor layak digunakan)

5. Desain Lubang (Nozzle)

Nozzle yang akan dirancang antara lain :

1. Lubang pemasukan reaktan pada tutup bawah
2. Lubang pengeluaran produk gas produk pada tutup atas
3. Lubang pemasukan dan pengeluaran gas pemanas pada bagian *shell*



1. Ukuran *nozzle*

Penentuan diameter optimum pipa untuk *nozzle* ditentukan dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters dengan mengasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$)

$$D_i = 3,9 Q_r^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

Dimana : D_i = diameter optimum pipa; in

Q_r = laju alir volumetrik; ft^3/det

ρ = densitas; lb/ft^3

a. *Nozzle* pemasukan reaktan

Laju alir massa bahan masuk reaktor (m).

$$m = 1778,8848 \text{ kg/jam} = 3921,6991 \text{ lb/jam}$$

Densitas campuran gas (ρ_g)

$$\rho_g = \frac{BM}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$$

Dimana :

BM = berat molekul rata-rata gas masuk

V = volume spesifik gas ideal pada kondisi STP

($T_0 = 0^\circ\text{C}$ (273 °K) & $P_0 = 1 \text{ atm}$) yaitu $22,4 \text{ m}^3/\text{kgmol}$)

$T_1 ; P_1$ = suhu dan tekanan gas masuk reaktor

$BM = \sum x_i \cdot BM_i$ (x_i = fraksi mol komponen gas masuk)

$$\begin{aligned} &= (0,1221 \times 32) + (0,4593 \times 28) + (0,2062 \times 42) + (0,0020 \times \\ &44) + (0,2062 \times 60) + (0,0042 \times 18) \\ &= 37,9636 \text{ kg/kgmol} \end{aligned}$$



Maka :

$$\rho_g = \frac{37,9636 \text{ kg/kgmol}}{22,4 \text{ m}^3/\text{kgmol}} \times \frac{273 \text{ }^\circ\text{K}}{433 \text{ }^\circ\text{K}} \times \frac{4,75 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

$$= 5,0756 \text{ kg/m}^3 \text{ (0,3169 lb/ft}^3\text{)}$$

Laju alir volumetrik gas masuk (Q) :

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = \frac{3921,6991 \text{ lb/jam}}{0,3169 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 12375,1944 \text{ ft}^3/\text{jam} = 3,4376 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum (Di) :

$$Di = 3,9 (3,4376)^{0,45} (0,3169)^{0,13}$$

$$= 5,855 \text{ in}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi : (tabel 11 Kern hal. 844)

$$\text{Nominal pipa size (NPS)} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Schedule (SCH)} = 40$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 6,625 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 6,065 \text{ in} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 28,9 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan Reynold (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu}$$

Dimana :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{3,4376 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,2007 \text{ ft}^2/\text{detik}} = 17,1281 \text{ ft/detik}$$

μ = viskositas campuran gas

$$= 1,34 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.det}$$

$$N_{Re} = \frac{0,3169 \text{ lb/ft}^3 \times 17,1281 \text{ ft/det} \times 0,5054 \text{ ft}}{1,4172 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.det}}$$

$$= 193568,8737$$

$N_{re} > 2100$, asumsi aliran gas turbulen memenuhi.

b. *Nozzle* pengeluaran produk

Laju alir massa bahan keluar reaktor (m).

$$m = 1778,8848 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ lb}/0,4536 \text{ kg}$$

$$= 3921,6991 \text{ lb/jam}$$

Densitas campuran gas (ρ_g)

$$\rho_g = \frac{BM}{V} \times \frac{T_0}{T_1} \times \frac{P_1}{P_0}$$

$$BM = \sum x_i \cdot BM_i$$

$$= (0,0046 \times 42) + (0,0046 \times 60) + (0,2378 \times 18) + (0,0123 \times 32) +$$

$$(0,5098 \times 28) + (0,2243 \times 100) + (0,0066 \times 44) +$$

$$= 42,138 \text{ kg/kgmol}$$

Maka :

$$\rho_g = \frac{42,138 \text{ lb/lbmol}}{22,4 \text{ m}^3/\text{kgmol}} \times \frac{273 \text{ }^\circ\text{K}}{433 \text{ }^\circ\text{K}} \times \frac{4,75 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

$$= 5,6693 \text{ kg/m}^3 (0,3539 \text{ lb/ft}^3)$$

Laju alir volumetrik gas keluar (Q) :

$$Q = \frac{m}{\rho}$$



$$= \frac{3921,6991 \text{ lb/jam}}{0,3539 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1081,3764 \text{ ft}^3/\text{jam} = 3,0782 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum (D_i) :

$$D_i = 3,9 (3,0782)^{0,45} (0,3539)^{0,13}$$

$$= 5,65 \text{ in}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi : (tabel 11 Kern hal. 844)

$$\text{Nominal pipa size (NPS)} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Schedule (SCH)} = 40$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 6,625 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 6,065 \text{ in} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 28,9 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan Reynold (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu}$$

Dimana :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{3,0782 \text{ ft}^3/\text{det}}{0,2007 \text{ ft}^2} = 15,3373 \text{ ft/det}$$

$$\mu = \text{viskositas campuran gas}$$

$$= 1,48 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.det}$$

$$N_{Re} = \frac{0,3539 \text{ lb/ft}^3 \times 15,3373 \text{ ft/det} \times 0,5054 \text{ ft}}{1,48 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.det}}$$

$$= 185354,4416$$

$N_{Re} > 2100$, asumsi aliran gas turbulen memenuhi.

c. *Nozzle* pemasukan dan pengeluaran air pendingin

$$\text{Laju alir massa (m)} = 27296,5273 \text{ kg/jam} = 60177,5293 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas air } (\rho) = 1 \text{ gr/cm}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas air } (\mu) = 4,8669 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}$$

Laju alir volumetrik air pendingin (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{60177,5293 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 963,9201 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,2678 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Diameter optimum (Di) :

$$\begin{aligned} Di &= 3,9 (0,2678)^{0,45} (62,43)^{0,13} \\ &= 3,69 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi : (tabel 11 Kern hal. 844)

$$\text{Nominal pipa size (NPS)} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Schedule (SCH)} = 40$$

$$\text{Diameter luar (OD)} = 4,5 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 12,7 \text{ in}^2 = 0,0882 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan Reynold (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu}$$

Dimana :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,2678 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0882 \text{ ft}^2} = 3,0363 \text{ ft/detik}$$

$$N_{Re} = \frac{62.43 \text{ lb/ft}^3 \times 3.0363 \text{ ft/det} \times 0.3355 \text{ ft}}{4.8669 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}}$$

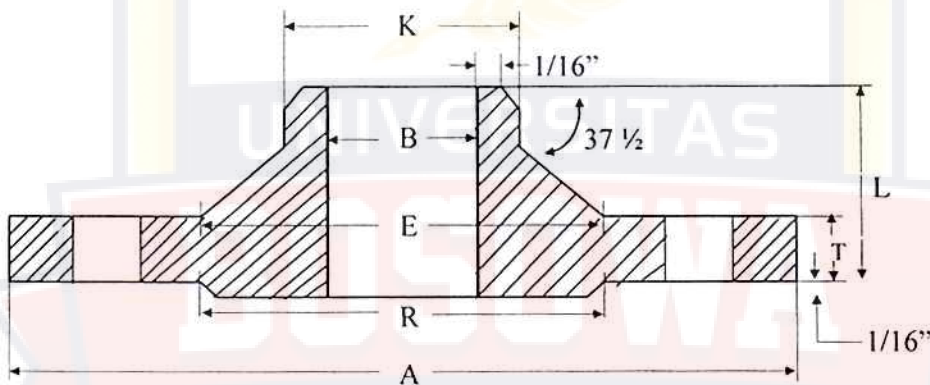
$$= 130670.6696$$

$N_{re} > 2100$, asumsi aliran air pendingin turbulen memenuhi.

2. Ukuran *Flange Nozzle*

Keseluruhan leher *nozzle* disambung dengan dengan *flange* tipe *welding-neck flanges* standar 150 lb *steel* berdasarkan ASA 816E-1939.

(Brownell & Young hal. 221)



A = diameter luar; in

T = tebal minimum; in

R = diameter luar permukaan yang muncul; in

E = diameter poros pada dasar; in

K = diameter poros pada titik pengelasan; in

L = panjang; in

B = diameter dalam untuk dinding pipa; in

Ukuran Flange Nozzle Reaktor

NPS (in)	A	T	R	E	K	L	B
4	9	1 ⁵ / ₁₆	5 ¹ / ₂	4 ¹³ / ₁₆	4,00	2 ¹³ / ₁₆	3,55
6	11	1	8 ¹ / ₂	7 ⁷ / ₁₆	6,63	3 ¹ / ₂	6,07

6. Perencanaan Penyangga**a. Perhitungan Beban Penyangga****1. Berat bagian shell**

$$W_{shell} = \frac{\pi}{4} (OD_s^2 - ID_s^2) \cdot L \cdot \rho$$

Dimana :

$$\begin{aligned} ID_s &= \text{diameter dalam shell} \\ &= 4,2058 \text{ ft} = 50,4696 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD_s &= \text{diameter luar shell} \\ &= ID_s + 2 t_s \quad (t_s = \text{tebal shell}) \\ &= 50,4696 + (2 \times \frac{3}{16} \text{ in}) \\ &= 50,8446 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \text{tinggi shell (panjang tube)} \\ &= 6,343 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft} = 76,116 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\rho = \text{densitas steel} = 0,2830 \text{ lb/in}^3$$

$$\begin{aligned} W_{shell} &= \frac{3,14}{4} (50,8446^2 - 50,4696^2) \text{ in}^2 \times 76,116 \text{ in} \times 0,2830 \text{ lb/in}^3 \\ &= 642,4416 \text{ lb} \end{aligned}$$

2. Berat bagian *tube*

$$\text{Berat } tube \text{ (pipa)} = 1,09 \text{ lb/ft panjang pipa} \quad (\text{panjang pipa} = 6,618 \text{ ft})$$

$$\begin{aligned} \text{Berat satu buah } tube &= 1,09 \text{ lb/ft} \times 6,343 \text{ ft} \\ &= 6,9139 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat total } tube \text{ (pipa)} &= \text{berat 1 } tube \times \text{jumlah } tube \\ &= 6,9139 \text{ lb} \times 655 \\ &= 4528,6045 \text{ lb} \end{aligned}$$

3. Berat air pendingin (W_{air})

Volume bagian *shell* :

$$V_s = \pi/4 \cdot d_e^2 \cdot L \cdot N_t$$

Maka :

$$d_e = \text{diameter ekuivalen } shell = 1,08 \text{ in} = 0,09 \text{ ft}$$

$$L = \text{panjang } tube = 5,7087 \text{ ft}$$

$$N_t = \text{jumlah } tube = 655$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_s &= \pi/4 \times 0,09^2 \text{ ft}^2 \times 5,7087 \text{ ft} \times 655 \\ &= 23,7757 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_{air} &= V_s \times \rho_{air} \\ &= 23,7757 \text{ ft}^3 \times 62,43 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 1484,3170 \text{ lb} \end{aligned}$$

4. Berat bahan proses (W_{gas})

$$W_{gas} = V_G \times \rho_{bahan}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} V_G &= \text{volume gas dalam reaktor} \\ &= 0,4868 \text{ m}^3 \times 35,315 \text{ ft}^3/\text{m}^3 \\ &= 17,1913 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho &= \text{densitas gas} \\ &= 5,0756 \text{ kg/m}^3 = 0,3169 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{gas}} &= 17,1913 \text{ ft}^3 \times 0,3169 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 5,4479 \text{ lb} \end{aligned}$$

5. Berat tutup reaktor (W_{tutup})

$$W_{\text{tutup}} = 0,1308 (OD_H^3 - ID_H^3) \cdot \rho_{\text{stiel}}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} ID_H &= \text{diameter dalam tutup (diameter dalam shell)} \\ &= 4,2058 \text{ ft} = 50,4696 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD_H &= \text{diameter luar tutup} \\ &= ID_H + 2 t_H \\ &= 50,4696 \text{ in} + 2 \left(\frac{5}{16} \text{ in}\right) \\ &= 51,0946 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{tutup}} &= 0,1308 (51,0946^3 - 50,4696^3) \text{ in}^3 \times 0,2830 \text{ lb/in}^3 \\ &= 178,9873 \text{ lb} \end{aligned}$$

6. Berat katalis (W_{katalis})

$$\begin{aligned} W_{\text{katalis}} &= 7118,4 \text{ kg} \times 1 \text{ lb}/0,4536 \text{ kg} \\ &= 15693,1217 \text{ lb} \end{aligned}$$

Maka berat total (W) :

$$\begin{aligned}
 W &= W_{shell} + W_{pipa} + W_{air} + W_{gas} + (2 \times W_{tutup}) + W_{katalis} \\
 &= 642,4416 + 4528,6045 + 1484,3170 + 5,4479 + (2 \times 178,9873) + \\
 &\quad 15693,1217 \\
 &= 22711,9073 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Untuk berat perlengkapan yang alin seperti baut, *flange*, *nozle* dan lain-lain serta faktor keselamatan, maka berat reaktor untuk perhitungan sistem penyangga ditambah 20 %.

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga } W_R &= 1,20 \times W \\
 &= 1,20 \times 22711,9073 \text{ lb} \\
 &= 27254,2888 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

b. Perhitungan *leg support* (kaki penahan)

Dalam perancangan ini digunakan penyangga jenis I *beam*. Beban yang diterima oleh penyangga dihitung dengan menggunakan pers. 10.76 Brownell dan Young :

$$P = \frac{4 \cdot P_w (H - L)}{n \cdot D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n}$$

Direncanakan reaktor ini diletakan dalam gedung, dengan penyangga yang tidak terlalu tinggi, maka beban karena angin diabaikan atau $P_w = 0$, sehingga :

$$P = \frac{W}{n}$$



Dimana :

W = beban reaktor ; lb

N = jumlah penyangga = 4 buah

$$\text{Maka } P = \frac{27254,2888 \text{ lb}}{4}$$

$$= 6813,5722 \text{ lb}$$

Total panjang *leg* (kaki); H

H = tinggi reaktor sampai pondasi + $\frac{1}{2}$ tinggi reaktor

$$H = L + 0,5 H_R$$

$$\text{Tinggi reaktor } H_R = 2,57 \text{ m} = 8,432 \text{ ft}$$

$$\text{Ditetapkan } L = 5 \text{ ft} = 1,5 \text{ m}$$

$$\text{Maka } H = 5 + \frac{1}{2} (8,432) = 9,216 \text{ ft} (2,81 \text{ m})$$

Dipilih 1 *beam* dengan spesifikasi :

Ukuran : 3 in ($3 \times 2\frac{3}{8}$)

Berat : 7,5 lb/ft (appendiks G Brownell & Young)

$$\text{Luas penampang (A)} = 2,17 \text{ in}^2$$

$$h = 3 \text{ in}$$

$$b = 2,509 \text{ in}$$

Dicoba dipasang dengan *axis* 2-2.

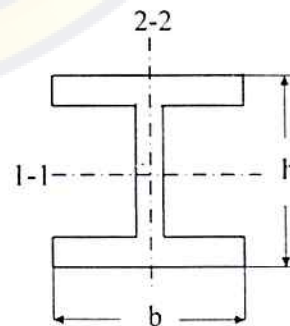
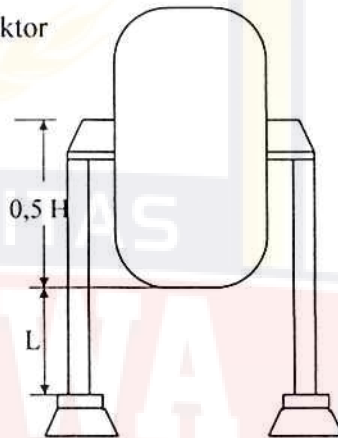
Dari appendiks 6 Brownell & Young didapat :

$$I = 0,59 \text{ in}^4$$

$$r = 0,52 \text{ in}$$

Tekanan yang diterima 1 *beam* ; f_c

$$I/r = 0,59/0,52 = 1,135 \text{ in}^3$$



Untuk $0 < l/r < 60$ dari pers. 4.21 hal 20 Brownell & Young.

$$\begin{aligned}
 f_c &= \frac{18000}{\left(1 + \frac{l^2}{r^2 \cdot 18000}\right)} \\
 &= \frac{18000}{\left(1 + \frac{(0,59)^2}{0,52^2 \times 18000}\right)} \\
 &= 17998,7127 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

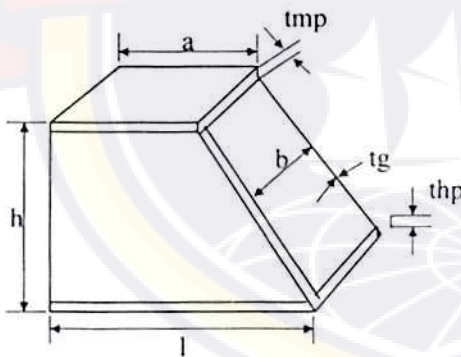
Luas yang dikenai komposisi (A hitung)

$$A \text{ hitung} = \frac{P}{f_c}$$

$$\begin{aligned}
 A \text{ hitung} &= \frac{6813,5722 \text{ lb}}{17998,7127 \text{ lb/in}^2} \\
 &= 0,38 \text{ in}^2 \quad (A_{\text{beam}} = 2,17 \text{ in}^2)
 \end{aligned}$$

Ternyata $A \text{ hitung} < A_{\text{beam}}$, maka ukuran 1 beam bisa digunakan.

Perancang Lug



Perancangan Baut

Bahan konstruksi SA-193 B8f tipe 303 (*appendix D* Brownell & Young)

dengan tegangan maksimum yang diijinkan (f_t) = 15000·psi.

Menentukan diameter baut :

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{P}{n} \quad (n = \text{jumlah baut : 4 buah}) \\
 &= \frac{6813,5722 \text{ lb}}{4} \\
 &= 1703,3931 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$f_s = \frac{W}{A_b} \quad (A_b = \text{luas penampang baut})$$

$$A_b = \frac{W}{f_s}$$

$$A_b = \frac{1703,3931 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} = 0,1136 \text{ in}^2$$

$$A_b = \frac{1}{4} \pi d_b^2$$

$$\begin{aligned}
 d_b &= \left(\frac{4 A_b}{\pi} \right)^{1/2} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,1136}{3,14} \right)^{1/2} = 0,38 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 10.4 Brownell & Young hal. 188 dipilih baut dengan spesifikasi :

$$d_b = \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$A_b = 0,126 \text{ in}^2$$

$$\text{Bolt spacing (B)} = 1\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Radial distance (R)} = 1\frac{5}{16} \text{ in}$$

$$\text{Edge distance (E)} = \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$\text{Nut dimension} = \frac{7}{8} \text{ in}$$

$$P \text{ hitung} = f_s \cdot A_b$$

$$= 15000 \text{ lb/in}^2 \times 0,126 \text{ in}^2 = 1890 \text{ lb}$$

$$P_{\text{aktual}} = 1703,3931 \text{ lb}$$

$P_{\text{hitung}} > P_{\text{aktual}}$, maka ukuran baut dapat digunakan.

Perancangan lebar *plate* horisontal dan jarak *gusset*

Lembar *plate* horisontal

$$\begin{aligned} a &= 2 \cdot db + 3 \text{ in} \\ &= (2 \times \frac{1}{2} \text{ in}) + 3 \text{ in} = 4 \text{ in} \end{aligned}$$

Jarak *gusset* :

$$\begin{aligned} b &= 2 \cdot db + 2,509 \text{ in} \\ &= (2 \times \frac{1}{2} \text{ in}) + 2,509 \text{ in} \\ &= 3,509 \text{ in} \end{aligned}$$

Perancangan *plate* horisontal

Bahan konstruksi *plate* adalah *stainless steel* dengan *poisson ratio* ($\mu = 0,30$)

$$\begin{aligned} l &= a + \frac{1}{2} b \\ &= 4 + \frac{1}{2} (3,509) \\ &= 5,7545 \text{ in} \end{aligned}$$

$$b/l = \frac{3,509}{5,7545} = 0,6098$$

Untuk $b/l = 0,6098$ dari tabel 10.6 Brownell & Young diperoleh :

$$\gamma_1 = 0,565$$

Beban kompresi terhadap *plate* horisontal dihitung dengan pers. 10.40

Brownell & Young :

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[(1 + \mu) \ln \left(\frac{2 \cdot l}{\pi \cdot e} \right) + (1 - \gamma_1) \right]$$

Dimana :

M_y = maksimum bending momen sepanjang *axis radial* ; lb

P = beban yang diterima baut = 1703,3931 lb

μ = *poison ratio* (0,30 untuk baja)

e = (*nut dimention*)/2

$$= \frac{\frac{7}{8}}{2} = 0,4375 \text{ in}$$

l = lebar *plate* horisontal = 5,7545 in

Maka :

$$M_y = \frac{1703,3931}{4 \times 3,14} \left[(1 + 0,30) \ln \left(\frac{2 \times 5,7545}{3,14 \times 0,4375} \right) + (1 - 0,565) \right]$$

$$= 433,7496 \text{ lb}$$

Maka tebal *plate* horisontal ; t_{hp} :

$$t_{hp} = \left(\frac{6 \cdot M_y}{f \max} \right)^{0,5} \quad (\text{pers. hal. 192 Brownell \& Young})$$

$$= \left(\frac{6 \times 433,7496 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} \right)^{0,5}$$

$$= 0,42 \text{ in}$$

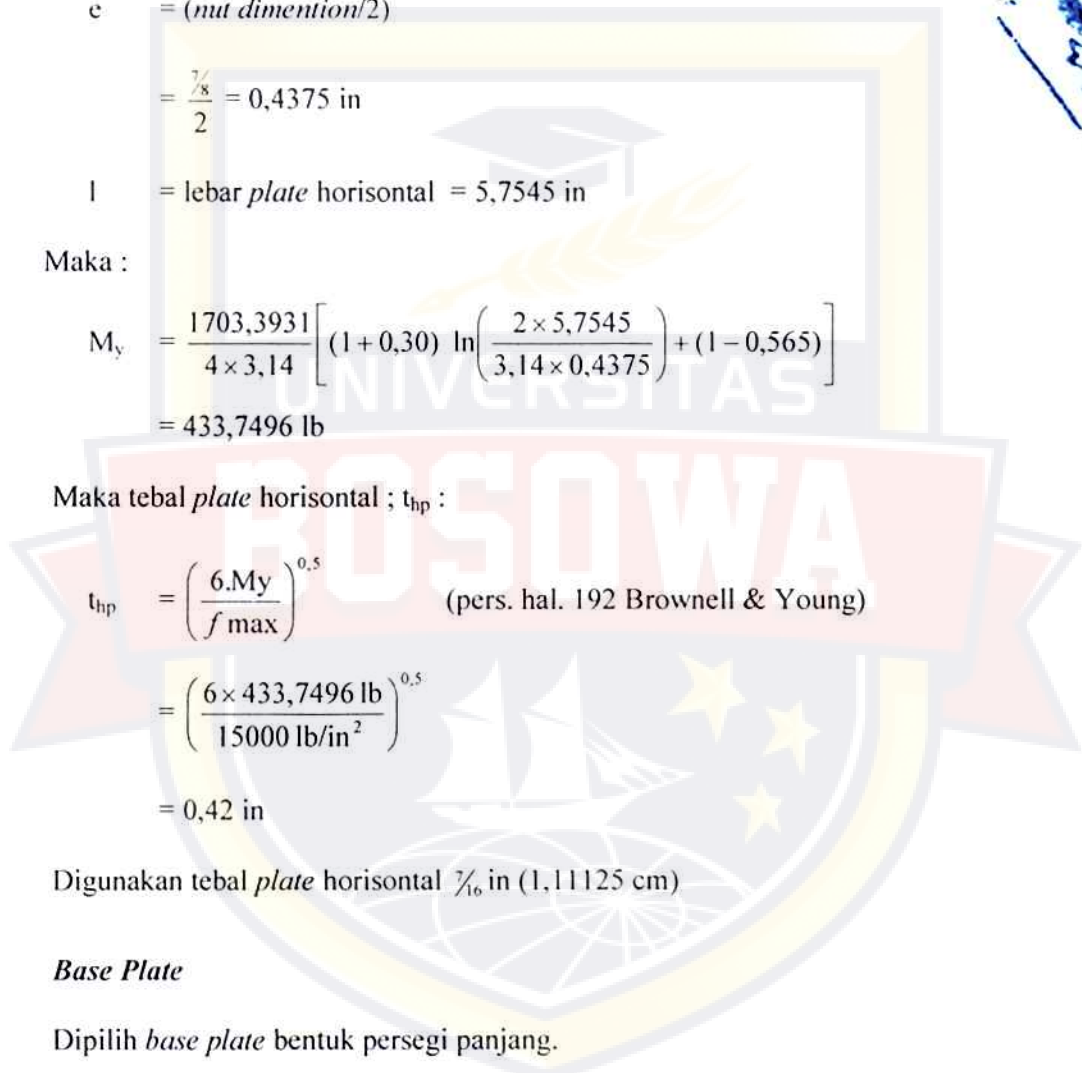
Digunakan tebal *plate* horisontal $\frac{7}{16}$ in (1,11125 cm)

Base Plate

Dipilih *base plate* bentuk persegi panjang.

Beban tiap *plate* = beban tiap *leg* (kaki) + berat *leg* (kaki)

Diketahui beban *leg* (beban yang diterima I *beam*) = 6813,5722 lb



Berat *leg* (kaki) = berat *I beam* × panjang *leg* (H)

$$= 7,5 \text{ lb/ft} \times 9,216 \text{ ft}$$

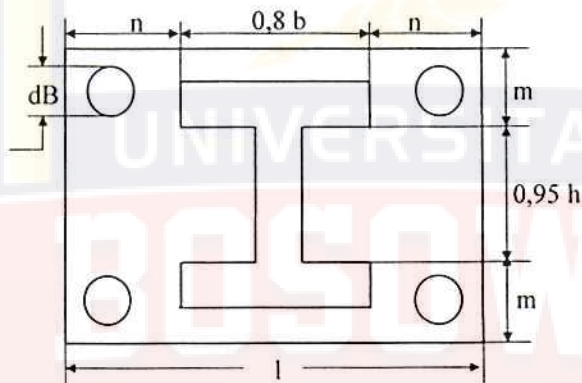
$$= 69,12 \text{ lb}$$

Beban tiap *plate* $P = (6813,5722 + 69,12) \text{ lb} = 6882,6922 \text{ lb}$

Luasan *base plate* (A_{bp})

$$A_{bp} = (2n + 0,8b) (2m + 0,95h)$$

$$A_{bp} = \frac{P}{f \text{ base plate}}$$



(Sumber : fig. 7-21 hal.163 Hesse)

Nilai f *base plate* sama dengan *bearing capacity fondaty base plate*. Dipilih pondasi beton dengan nilai *bearing capacity* = 600 Psi (Tabel 7-7 hal. 162 Hesse)

Bahan konstruksi *base plate* adalah SA-201 Grade A dengan tegangan yang diijinkan 15000 psi.

Maka :

$$A_{bp} = \frac{6882,6922 \text{ lb}}{600 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 11,4712 \text{ in}^2$$

Untuk perhitungan awal diasumsikan $m = n$.

$$A_{bp} = (2n + 0,8b) (2m + 0,95h)$$

$$11,4712 = (2m + (0,8 \times 2,509)) (2m + (0,95 \times 3))$$

didapat $m = 0,49$ in

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Lebar } base \text{ plate} &= 2n + 0,8b \\ &= (2 \times 0,49) + (0,8 \times 2,509) \\ &= 2,9872 \text{ in} \approx 3 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang } base \text{ plate} &= 2m + 0,95h \\ &= (2 \times 0,49) + (0,95 \times 3) \\ &= 3,83 \text{ in} \approx 4 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A \text{ baru} &= \text{panjang} \times \text{lebar} \\ &= 3 \text{ in} \times 4 \text{ in} \\ &= 12 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih ukuran } base \text{ plate} = (6 \times 6) \text{ in}^2 = 36 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang } base \text{ plate} &= 2m + 0,95h \\ 6 &= 2m + (0,95 \times 3) \\ m &= 1,575 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar } base \text{ plate} &= 2n + 0,8b \\ 6 &= 2n + (0,8 \times 2,509) \\ n &= 1,9964 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena $n > m$, maka n yang mengontrol pada pemilihan tebal *base plate* .

$$\text{Tebal } base \text{ plate} = (0,00015 \cdot P \cdot n^2)^{0,5} \text{ (Pers.7-12 hal. 163 Hesse)}$$

Dimana : P = tekanan *base plate*

$$= \frac{\text{beban base plate}}{A \text{ base plate}}$$

$$P = \frac{6882,6922 \text{ lb}}{36 \text{ in}^2} = 191,1859 \text{ lb/in}^2$$

Sehingga tebal *base plate* :

$$t_{bp} = (0,00015 \times 191,1859 \times 1,9964^2)^{0,5}$$

$$= 0,34 \text{ in}$$

Digunakan tebal *base plate standar* = $\frac{3}{8}$ in = 0,9525 cm

Tekanan pada baut *base plate* :

$$P = \frac{W \text{ base plate}}{n} \quad (n = \text{jumlah baut} = 4 \text{ buah})$$

$$P = \frac{6882,6922 \text{ lb}}{4}$$

$$= 1720,6731 \text{ lb}$$

Luasan baut pada *base plate* :

$$A_b = \frac{P}{f_s}$$

$$= \frac{1720,6731 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 0,1147 \text{ in}^2$$

Diameter baut :

$$d_b = \left(\frac{4 \cdot A_b}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$= \left(\frac{4 \times 0,1147}{3,14} \right)^{0,5} = 0,38 \text{ in}$$

Dipilih dengan ukuran diameter standar = $\frac{1}{2}$ in (tabel 10.4 Brownell & Young).

Anchor

Diambil panjang anchor : 7 in

Diameter anchor = diameter baut

$$= \frac{1}{2} \text{ in}$$

Pondasi

Beban pada *base plate* = 6882,6922 lb

Densitas baja; $\rho = 0,283 \text{ lb/in}^2$

Berat *base plate* = panjang *base plate* \times lebar *base plate* \times tebal \times ρ baja

$$= 6 \text{ in} \times 6 \text{ in} \times \frac{3}{8} \text{ in} \times 0,283 \text{ lb/in}^3 = 3,8205 \text{ lb}$$

Berat total = beban *base plate* + berat *base plate*

$$= 6882,6922 + 3,8205$$

$$= 6886,5127 \text{ lb}$$

Diambil ukuran pondasi :

$$\text{Luas atas} = (8 \text{ in} \times 8 \text{ in})$$

$$\text{Luas bawah} = (12 \text{ in} \times 12 \text{ in})$$

$$\text{Tinggi pondasi} = 10 \text{ in}$$

$$\rho \text{ beton} = 150 \text{ lb/ft}^3 = 0,0868 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{Panjang sisi rata-rata} = \frac{8+12}{2} = 10 \text{ in}$$

Luas permukaan rata-rata :

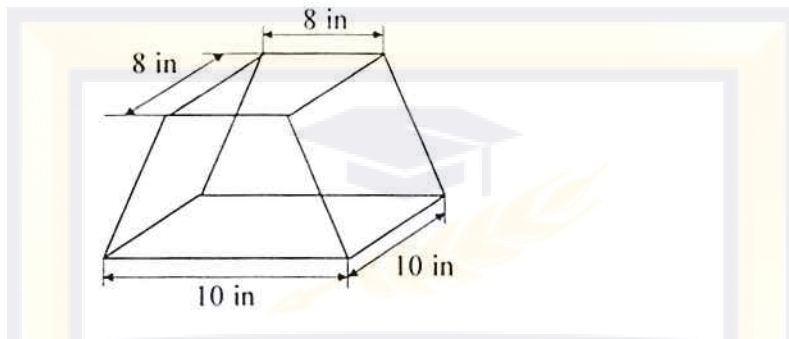
$$= 10 \times 10 = 100 \text{ in}^2$$

Volume pondasi = $100 \text{ in}^2 \times 10 \text{ in}$

$$= 1000 \text{ in}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Berat pondasi} &= 1000 \text{ in}^3 \times 0,0868 \text{ lb/in}^3 \\ &= 86,8 \text{ lb}\end{aligned}$$

Digunakan *cement sand and graver* dengan *safe bearing power* = 5 ton/ft³



Tekanan pada tanah :

$$\begin{aligned}&= \frac{\text{Berat pondasi} + \text{berat total}}{\text{luas rata - rata}} \\ &= \frac{(86,8 + 6886,5127) \text{ lb}}{144 \text{ in}^2} \\ &= 48,4258 \text{ lb/in}^2\end{aligned}$$

Pengecekan Ukuran Pondasi

Dari Hesse, persamaan 12-3 hal. 334, pada *allowable compressive strenght* adalah 2250 Psi, maka :

$$d = \left(\frac{a}{57} \right) P^{0,5}$$

Dimana d = bagian vertikal dari pondasi ; in

a = bagian horisontal.

P = tekanan pada tanah : lb/ft²

Slop (a/d)

$$a/d = \frac{57}{(P)^{0.5}}$$

$$a/d = \frac{57}{(48,4258)^{0.5}} = 8,20$$

$$\begin{aligned} \text{Kemiringan pondasi} &= \frac{(12 - 8)}{10} \\ &= 0,40 \end{aligned}$$

Kemiringan pondasi \lll slope a/d, maka pondasi dengan dimensi tersebut dapat digunakan.



BAB VII

UTILITAS



Skripsi by Indy 'n Irey

VII. UTILITAS

Setiap industri kimia harus mempunyai unit utilitas. Unit ini merupakan sarana penunjang proses produksi dalam pabrik. Pada pabrik alil asetat ini, digunakan utilitas yang terdiri dari unit-unit :



1. Unit Penyediaan Uap (*steam*).
2. Unit Penyediaan Air.
3. Unit Pembangkit Tenaga Listrik.
4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

1. Unit Penyediaan Uap (*steam*)

Penyediaan *steam* untuk pabrik alil asetat dihasilkan dari *boiler*. Air umpan *boiler* terlebih dahulu diolah melalui unit pengolahan air (*water treatment*) untuk memenuhi syarat sebagai air ketel, sehingga pembentukan kerak dan korosi pada *boiler* dapat dihindari.

Air umpan boiler mempunyai syarat sebagai berikut : (Tabel 9-53 Perry's 6th ed, hal. 9-76)

- | | |
|---|---------------|
| a. Total padatan (<i>Total dissolved solid</i>) | : 3500 ppm |
| b. Alkalinitas | : 700 ppm |
| c. Padatan terlarut | : 300 ppm |
| d. Silika | : 60-100 ppm |
| e. Besi | : 0,1 mg/lt |
| f. Tembaga | : 0,5 mg/lt |
| g. Oksigen | : 0,007 mg/lt |

- h. Kesadahan : 0
 i. Kekeruhan : 175 ppm
 j. Minyak : 7 ppm
 k. Residu fosfat : 140 ppm

Selain harus memenuhi persyaratan tersebut diatas, air umpan boiler harus bebas dari zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O₂, CO₂, H₂S dan NH₃.

Sesuai hasil perhitungan pada neraca panas dapat diketahui total kebutuhan *steam* sebagai berikut :

Tabel VII – 1. Kebutuhan *steam* untuk pemanas

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah <i>steam</i> (kg/jam)
1.	Vaporizer	VP-01	162,9846
2.	Heater I	H-01	18,7300
3.	Heater II	H-02	61,4907
4.	Reboiler Distilasi	RB-01	355,0407
Total			598,2460

Untuk memperhitungkan faktor keamanan dan kebocoran, maka direncanakan *steam* yang disediakan 20% lebih besar dari kebutuhan normal.

Jadi jumlah *steam* yang harus disediakan oleh *boiler* :

$$= 1,20 \times 598,2460 \text{ kg/jam}$$

$$= 717,8952 \text{ kg/jam}$$

$$= 1582,6614 \text{ lb/jam}$$

Steam yang digunakan adalah *saturated steam* pada suhu 200 °C dan tekanan 16 kg/cm². Dari tabel A.III.2 *Stoichiometry* halaman 535 diketahui data entalpi *steam* pada kondisi :

1. *liquid* jenuh; $H_f = 204,0 \text{ kkal/kg} = 367,20 \text{ Btu/lb}$
2. uap jenuh; $H_g = 667,1 \text{ kkal/kg} = 1200,78 \text{ Btu/lb}$

a. Power boiler

Power boiler dihitung sesuai persamaan :

$$HP = \frac{m_s (H_g - H_f)}{33480}$$

dimana m_s = massa *steam* yang dihasilkan (lb/jam)

H_g = entalpi uap jenuh *steam* (Btu/lb)

H_f = entalpi *liquid* jenuh *steam* (Btu/lb)

maka :

$$\begin{aligned} HP &= \frac{1582,6614 \text{ lb/jam} \times (1200,78 - 367,20) \text{ Btu/jam}}{33480 \text{ Btu/jam.Hp}} \\ &= 39,4 \text{ Hp} \approx 40 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan power boiler 40 Hp.

b. Kebutuhan Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W' = \frac{W}{F}$$

dimana W' = kebutuhan air umpan boiler; lb/jam

W = *steam* yang dihasilkan boiler; lb/jam

F = faktor evaporasi

Faktor evaporasi dihitung dengan persamaan :

$$F = \frac{(H_g - H_f)}{970,4}$$

$$F = \frac{(1200,78 - 367,20)}{970,4}$$

$$= 0,8590$$

maka $W' = \frac{1582,6614}{0,8590}$

$$= 1842,4463 \text{ lb/jam} = 835,7336 \text{ kg/jam}$$

Jadi kebutuhan air umpan boiler sebesar 835,7336 kg/jam

Kondensat *steam* disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan sebelum disirkulasi sebanyak 20% dari total kondensat *steam*.

Kondensat *steam* yang disirkulasi :

$$= 80/100 \times 598,2460 \text{ kg/jam}$$

$$= 478,5968 \text{ kg/jam}$$

Air umpan *boiler* yang harus ditambahkan (*make-up water*) :

$$= 835,7336 - 478,5968$$

$$= 357,1368 \text{ kg/jam}$$

c. Kebutuhan Bahan Bakar

Untuk bahan bakar *boiler* digunakan minyak diesel (*diesel oil*) dengan *heating value* $H_v = 19525 \text{ Btu/lb}$. Efisiensi pembakaran *boiler* 85 %. Kebutuhan bahan bakar *boiler* :

$$m_f = \frac{m_s (H_g - H_f)}{\eta_b \times H_v}$$

dimana m_f = massa bahan bakar; lb/jam

m_s = massa *steam* yang dihasilkan; lb/jam

H_g = entalpi uap jenuh *steam*; Btu/lb

H_f = entalpi *liquid* jenuh *steam*; Btu/lb

η_B = efisiensi *boiler*

H_V = nilai kalor bahan bakar; Btu/lb

$$\begin{aligned} \text{maka } m_f &= \frac{1582,6614 \times (1200,78 - 367,20)}{0,85 \times 19525} \\ &= 79,4923 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Diketahui densitas bahan bakar $\rho = 54,9384 \text{ lb/ft}^3$

Maka *rate* volumetrik bahan bakar boiler :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{79,4923 \text{ lb/jam}}{54,9384 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 1,4469 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 28,32 \text{ liter/ft}^3 \\ &= 41 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

d. Perpindahan Panas *Boiler*

Boiler yang dipakai tipe *water tube boiler*.

Heating surface boiler = 10 ft^2 tiap 1 Hp.

Jadi *heating surface boiler* (A) :

$$\begin{aligned} A &= \text{Hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \\ &= 40 \text{ Hp} \times 10 \text{ ft}^2/\text{Hp} \\ &= 400 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Ditetapkan *tube boiler* :

1. *Nominal pipe size* NPS = 1 in
2. Luas permukaan per panjang *tube* a = 0,344 ft^2/ft
3. Panjang *tube* L = 8 ft

Maka jumlah *tube boiler*; Nt :

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{a_o \times L} \\ &= \frac{400 \text{ ft}^2}{0,344 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} \\ &= 145 \text{ buah} \end{aligned}$$

Ditetapkan jumlah tube boiler sebanyak 145 buah.

Spesifikasi *Boiler B – 01*

- | | |
|------------------------|-----------------------------|
| 1. Nama alat | : <i>boiler</i> |
| 2. Fungsi | : menghasilkan <i>steam</i> |
| 3. Tipe | : <i>water tube boiler</i> |
| 4. Panjang <i>tube</i> | : 8 ft (0,44 m) |
| 5. Jumlah <i>tube</i> | : 145 buah |
| 6. Jenis bahan bakar | : <i>diesel oil</i> |
| 7. Jumlah bahan bakar | : 41 liter/jam |
| 8. Efisiensi | : 85% |
| 9. Power <i>boiler</i> | : 40 Hp |
| 10. Jumlah alat | : 1 buah |

2. Unit Penvediaan Air

Air merupakan bagian yang sangat penting dalam suatu industri kimia. Pada pabrik alil asetat ini dibutuhkan air dalam jumlah yang sangat besar, sehingga diperlukan adanya unit penyediaan air sendiri karena selain lebih ekonomis juga menjamin tersedianya air secara terus menerus.

Pengadaan air diperoleh dari air sungai yang dipompa ke dalam bak penampung pendahuluan, yang dilewatkan pada penyaring atau sekat guna menghindari terbawanya kotoran-kotoran menuju bak penampung. Air dari bak penampung selanjutnya dipompakan ke tangki sedimentasi (*clarifier*) untuk ditambahkan flokulan (*alum*) guna mengendapkan zat padat tersuspensi dalam air.

Air dari *clarifier* secara *overflow* dialirkan ke tangki penyaring pasir (*sand filter*) guna menghilangkan partikel-partikel yang belum terendapkan. Dari tangki penyaring ini selanjutnya dialirkan ke dalam bak penampung air bersih.

a. Perhitungan Kebutuhan Air

Jumlah kebutuhan air pendingin, air sanitasi dan air umpan *boiler* diperoleh berdasarkan perhitungan neraca massa dan neraca panas. Data kebutuhan tersebut sebagai berikut :

1. Air Pendingin

Tabel VII – 2. Kebutuhan air pendingin pada peralatan proses

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah air (kg/jam)
1.	Reaktor	R-01	27296,5273
2.	Cooler I	C-01	5066,8090
3.	Cooler II	C-02	2018,9298
4.	Cooler III	C-03	1561,5127
5.	Condensor Distilasi	CD-01	11013,9358
Total			46957,7146

Untuk menghemat pemakaian air, air bekas pendingin dari peralatan pendingin perlu disirkulasi. Dengan asumsi, terjadi kehilangan 15 % dari total air sebelum disirkulasi.

$$\begin{aligned} \text{Air yang disirkulasi} &= 85/100 \times 46957,7146 \text{ kg/jam} \\ &= 39914,0574 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air yang harus ditambahkan (*make-up water*) :

$$= 46957,7146 - 39914,0574$$

$$= 7043,6572 \text{ kg/jam}$$

2. Air Umpan *boiler*

Kebutuhan air umpan boiler dapat dilihat pada perhitungan Unit Penyediaan

Steam sebanyak = 357,1368 kg/jam

3. Air Sanitasi

Jumlah karyawan pabrik sebanyak 197 orang dengan kebutuhan air 1000 liter/hari setiap karyawan. Total kebutuhan air karyawan :

$$= 197 \text{ orang} \times 1000 \text{ liter/hari/orang}$$

$$= 197000 \text{ liter/hari} = 8208,3333 \text{ liter/jam}$$

Air untuk keperluan laboratorium dan untuk pencucian alat diperkirakan 5000 liter/jam. Sehingga total kebutuhan air sanitasi :

$$= 8208,3333 + 5000$$

$$= 13208,3333 \text{ liter/jam} \times 1 \text{ kg/liter} = 13208,3333 \text{ kg /jam}$$

Dari perhitungan diatas dapat diketahui total kebutuhan air pabrik alil asetat yang harus dipompakan dari sungai sebagai berikut :

1. air umpan <i>boiler</i>	=	357,1368 kg/jam
2. air pendingin	=	7043.6572 kg/jam
3. air sanitasi	=	13208,3333 kg/jam
<hr/>		
Total	=	20609,1273 kg/jam

b. Perhitungan Peralatan Pengolahan Air

1. Pompa air sungai

Fungsi : mengalirkan air sungai ke bak penampung air sungai (*reservoir*).

Kode : P - 01

Tipe : pompa sentrifugal aliran radial

Rate air $m = 20609,1273 \text{ kg/jam} = 45434,5840 \text{ lb/jam}$

Densitas $\rho = 62,43 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas $\mu = 1,905 \text{ lb/ft.jam} = 5,3 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}$

Rate volumetrik air (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{45434,5840 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 727,7684 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,2022 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa (Di)

Diameter optimum pipa dihitung dengan menggunakan persamaan 15 hal. 496

Peters, untuk asumsi aliran turbulen ($N_{re} > 2100$).

$$\begin{aligned} Di &= 3,9 \text{ qf}^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,2022^{0,45} \times 62,43^{0,13} = 3,25 \text{ in} \end{aligned}$$

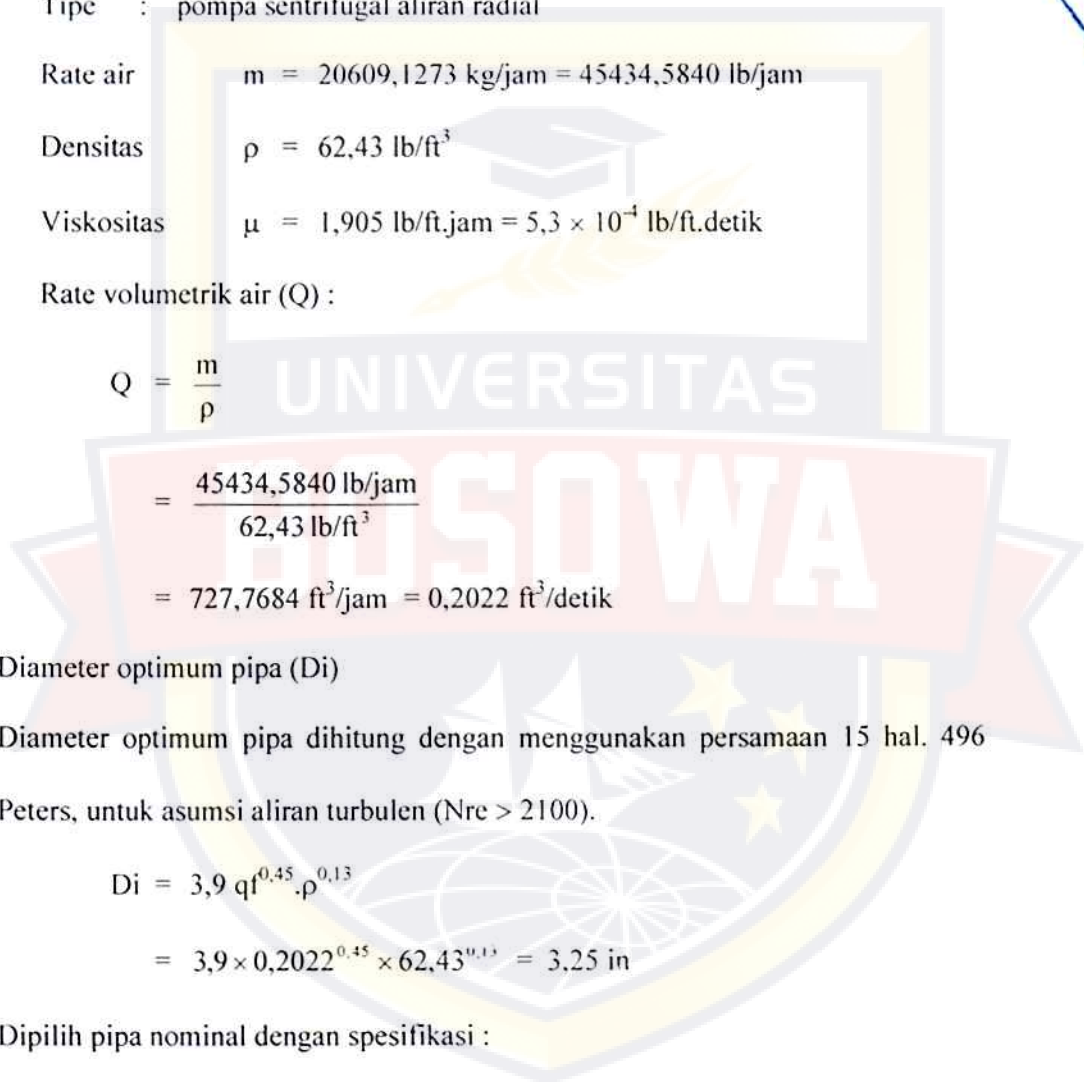
Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi :

NPS : 3 in

Schedule : 40

Diameter dalam (Di) : 3,068 in = 0,2557 ft

Luas penampang (A) : $7,38 \text{ in}^2 = 0,05125 \text{ ft}^2$



Uji bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{\rho V D}{\mu}$$

Dimana $V = \frac{Q}{A}$

$$V = \frac{0,2022 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,05125 \text{ ft}^2}$$

$$= 3,9454 \text{ ft/detik}$$

maka $N_{Re} = \frac{62,43 \text{ lb/ft}^3 \times 3,9454 \text{ ft/detik} \times 0,2557 \text{ ft}}{5,3 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detk}}$

$$= 118833,5944$$

$N_{Re} > 2100$, maka asumsi aliran turbulen benar.

Instalasi perpipaan yang digunakan :

a. Panjang pipa lurus $L = 3000 \text{ m} = 9842,5 \text{ ft}$

b. Tinggi pemompaan $Z = 15 \text{ m} = 49,2 \text{ ft}$

c. 3 buah standar elbow 90° dan 2 buah gate valve

Panjang ekivalen sambungan; Le :

a. elbow 90° (standar radius) $Le = 3 \times 30 \times 0,2557 = 23,0130 \text{ ft}$

b. gate valve (open) $Le = 2 \times 13 \times 0,2557 = 6,6482 \text{ ft}$

total $= 29,6612 \text{ ft}$

Total panjang ekivalen $Le = 29,6612 \text{ ft}$

Panjang pipa total $\Sigma L = L + Le$

$$= 9842,5 + 29,6612$$

$$= 9872,1612 \text{ ft}$$

Kontraksi yang terjadi :

Friksi karena gesekan dalam pipa (F)

$$\Sigma F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot V^2}{2 \cdot gc \cdot D}$$

Dipilih pipa komersial *steel* dengan $\epsilon = 0,00015$ ft

Untuk $\epsilon/D = 0,0006$ dan $N_{Re} = 118833,5944$ diperoleh dari appendix C-3 Alan

Foust hal. 721 didapat faktor friksi $f = 0,021$

maka :

$$\begin{aligned} \Sigma F &= \frac{0,021 \times 9872,1612 \text{ ft} \times (3,9454 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{detik}^2 \times 0,2557 \text{ ft}} \\ &= 196,1317 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Energi mekanik pompa (-Ws)

$$-W_s = \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \left(\Delta Z \frac{g}{gc} \right) + \left(\frac{\Delta V^2}{2gc} \right) + \Sigma F$$

dimana $\frac{\Delta P}{\rho} = 0$ karena $P_1 = P_2 = 1$ atm

$\frac{\Delta V^2}{2gc} = 0$ karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = 49,2 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{detik}^2} = 49,2398 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

maka $-W_s = 0 + 49,2398 + 0 + 196,1317$

$$= 245,3715 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Kerja pompa :

$$WHP = \frac{-W_s \times Q \times \rho}{\eta \times 550}$$

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{245.3715 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0.2022 \text{ ft}^3 / \text{detik} \times 62.43 \text{ lb} / \text{ft}^3}{0.80 \times 550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{detik} / \text{HP}} \\ &= 7.04 \text{ HP} \end{aligned}$$

Power motor (P)

$$P = \frac{\text{WHP}}{\eta}$$

Dari fig. 14 – 38 Peters hal. 521 didapat $\eta = 85\%$

$$\text{Maka } P = \frac{7.04 \text{ Hp}}{0.85} = 8.3 \text{ Hp}$$

Digunakan pompa dengan daya motor 9 Hp.

Spesifikasi Pompa Air Sungai

1. Kode alat : P – 01
2. Tipe : *single stage centrifugal pump*
3. Kapasitas : $0.2022 \text{ ft}^3 / \text{detik} = 344 \text{ liter} / \text{menit}$
4. Head pompa : $245.3715 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m = 75 \text{ m}$
5. Power motor : 9 Hp
6. Bahan konstruksi : *cast iron*
7. Jumlah : 2 buah (1 buah cadangan)

2. Bak Penampung Air Sungai

Fungsi : untuk menampung air yang dipompakan dari sungai dan juga sebagai tempat pengendapan pendahuluan

Kode alat: B – 01

· Tipe : bak persegi panjang

Rate air masuk $m = 45434.5840 \text{ kg} / \text{jam}$

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

Waktu tinggal $t = 1 \text{ jam}$

Volume air yang ditampung (V) :

$$\begin{aligned} V &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{45434,5840 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 45,435 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang 90 % dari volume bak terisi air.

Volume bak ; $V = \frac{45,435 \text{ m}^3}{0,90}$

$$= 50,5 \text{ m}^3$$

Dipakai bak bentuk persegi panjang dengan ketentuan :

panjang $p = 2X$

lebar $l = X$

tinggi $t = 1,5X$

Maka volume bak (V) :

$$\begin{aligned} V &= p \cdot l \cdot t \\ &= 3X^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X &= \left(\frac{V}{3} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left(\frac{50,5}{3} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 2,56 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi Bak Air Sungai

Kode alat	: B - 01
Tipe	: bak persegi panjang
Kapasitas	: 50,5 m ³
Dimensi	: panjang = 5,12 m
	lebar = 2,56 m
	tinggi = 3,84 m
Bahan konstruksi	: beton
Jumlah	: 1 buah

3. Clarifier (Tangki Pengendap)

Fungsi : Untuk mengendapkan kotoran yang tersuspensi dalam air dengan menambahkan flokulan $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$.

Kode : T - 01

Tipe : tangki silinder vertikal dengan tutup bawah konis

Rate air masuk $m = 45434,5840 \text{ kg/jam}$

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

Waktu tinggal $t = \frac{1}{2} \text{ jam}$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik air } Q &= \frac{45434,5840 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 45,4346 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Dirancang tangki 90 % dari volume tangki berisi air dan dipilih perbandingan tinggi (H) dan diameter (D) = 1 : 3 dengan sudut konis 45° dan digunakan 1 buah tangki pengendap.

$$\begin{aligned} \text{Volume clarifier (V)} &= \frac{45.4346 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{1}{2} \text{ jam}}{0,90} \\ &= 25,24 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume clarifier (V)} = \text{volume silinder (Vs)} + \text{volume konis (Vc)}$$

$$\text{Volume silinder; Vs} = \frac{1}{4} \pi D^2 H \quad (H = 3D)$$

$$= \frac{3}{4} \pi D^3$$

$$= 2,335 D^3$$

$$\text{Volume konis; Vc} = \frac{1}{12} \pi D^2 h \quad (h = \text{tinggi konis} = \frac{1}{2} D \text{ tg } 45^\circ = \frac{1}{2} D)$$

$$= \frac{\pi}{24} D^3$$

$$= 0,1308 D^3$$

maka :

$$V = V_s + V_c$$

$$V = 2,335 D^3 + 0,1308 D^3$$

$$= 2,4858 D^3$$

$$\text{diameter silinder} \quad D = \left(\frac{V}{2,4858} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{25,24 \text{ m}^3}{2,4858} \right)^{\frac{1}{3}} = 2,2 \text{ m}$$

$$\text{tinggi silinder} \quad H = 3 D$$

$$= 3 \times 2,2 = 6,6 \text{ m}$$

$$\text{tinggi konis} \quad h = \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} \times (2,2 \text{ m}) = 1,1 \text{ m}$$

Desain pengaduk *clarifier*

Dipilih pengaduk jenis *six-plate blade turbin*, dengan konfigurasi pengaduk sebagai berikut : (Brown hal. 507)

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$$

$$\text{Baffle} = 4 \text{ buah}$$

$$W/D_i = 0,10$$

$$L/D_i = 0,25$$

$$J/D_i = 0,17$$

Dimana D_t : diameter dalam tangki

D_i : diameter *impeller*

Z_i : tinggi pengaduk dari dasar tangki

W : lebar *baffle*

L : panjang sudu

J : lebar sudu

Maka diperoleh :

$$D_i = D_t/3 = 2,2 / 3 = 0,73 \text{ m}$$

$$Z_i = 1,3 D_i = 1,3 (0,73 \text{ m}) = 0,95 \text{ m}$$

$$W = 0,10 D_i = 0,10 (0,73 \text{ m}) = 0,7 \text{ m}$$

$$L = 0,25 D_i = 0,25 (0,73 \text{ m}) = 0,18 \text{ m}$$

$$J = 0,20 D_i = 0,2 (0,73 \text{ m}) = 0,15 \text{ m}$$

Power pengaduk

Bilangan Reynold (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{D_i^2 N \rho}{\mu}$$

Dimana D_i = diameter *impeller* = 0.73 m = 2.40 ft

N = putaran pengaduk = 60 rpm = 1 rps

ρ = densitas air = 62,43 lb/ft³

μ = viskositas air = $5,3 \times 10^{-4}$ lb/ft.detik

maka
$$N_{Re} = \frac{2,40^2 \times 1 \times 62,43}{5,3 \times 10^{-4}}$$

$$= 678484,5283$$

Untuk $N_{Re} = 678484,5283$ dari grafik 447 hal. 507 Brown diperoleh (*power number*) $\Phi = 6$

Power pengaduk
$$P = \frac{\Phi n^3 D_i^5 \rho}{g_c}$$

Dimana : D_i = diameter *impeller* = 2,40 ft

N = putaran pengaduk = 1 rps

ρ = densitas air = 62,43 lb/ft³

g_c = faktor konversi satuan = 32,174 ft-lb_m/lb_f.detik²

$$P = \frac{6 \times 1^3 \times 2,40^5 \times 62,43}{32,174}$$

$$= 927,0342 \text{ ft-lb}_f/\text{detik} \times 1 \text{ Hp}/550 \text{ ft-lb}_f/\text{detik}$$

$$= 1,69 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor 82% (fig. 14-38 Peters hal 521)

$$\begin{aligned} \text{Power motor } P &= \frac{1,69 \text{ Hp}}{0,82} \\ &= 2,1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan power motor pengaduk *clarifier* $P = 2,5 \text{ Hp}$.

Kebutuhan koagulan :

Diambil koagulan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ diambil $10 \text{ rpm} = 10 \text{ mg/liter air}$ (Walas, hal. 309). Laju alir volumetrik air masuk; $Q_f = 45,4346 \text{ m}^3/\text{jam}$. Maka jumlah

Koagulan yang ditambahkan pada clarifier sebanyak

$$\begin{aligned} &= 10 \text{ mg/liter} \times 45434,6 \text{ liter/jam} \\ &= 454346 \text{ mg/jam} \approx 0,454 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Spesifikasi Tangki Pengendap

Kode alat	: T - 01
Tipe	: <i>grafiti clarifier</i>
Kapasitas	: $25,24 \text{ m}^3$
Dimensi	: tinggi silinder = 6,6 m diameter silinder = 2,2 m tinggi konis = 1,1 m

Power motor pengaduk : 2,5 Hp

Kebutuhan flokulan : 0,454 kg/jam

Bahan konstruksi : *stainless steel*

Jumlah : 1 buah

4. *Sand Filter* (Tangki Saringan Pasir)

Kode alat : T - 02

Fungsi : untuk menyaring partikel yang belum terendapkan yang terdapat dalam air yang keluar pada aliran *overflow clarifier*.

Tipe : *grafity sand filter*

Rate air masuk $m = 45434,5840 \text{ kg/jam}$

Densitas air $\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$

Rate volumetrik air masuk (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{45434,5840 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 45,4346 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,7572 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Diambil kecepatan filtrasi; $Q_f = 0,50 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{menit}$

Maka luas penampang tangki (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{Q_f} \\ &= \frac{0,7572 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,50 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{menit}} \\ &= 1,51 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dipilih tangki saringan pasir berbentuk persegi empat dan digunakan 1 buah tangki.

Luas tangki $A = X^2$ ($X =$ panjang sisi tangki)

$$\begin{aligned} X &= A^{1/2} \\ &= (1,51)^{1/2} \\ &= 1,23 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi *Sand Filter*

1. Kode alat : T - 02
2. Tipe : *grafity sand filter*
3. Dimensi : tinggi pasir halus = 0,30 m
tinggi pasir kasar = 0,30 m
tinggi kerikil = 0,30 m
panjang sisi tangki = 1,23 m

5. Bahan konstruksi : *stainless steel*

6. Jumlah : 1 buah

5. Bak Air Bersih

Kode alat : B - 02

Fungsi : menampung air bersih keluar *sand filter* untuk kebutuhan air umpan boiler, air pendingin dan air sanitasi.

Tipe : bak beton persegi panjang

Rate air masuk $m = 45434,5840 \text{ kg/jam}$

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

Waktu tinggal $t = 1 \text{ jam}$

$$\text{Volume air tertampung} = \frac{45434,5840 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} = 45,4346 \text{ m}^3$$

Dirancang 90 % dari volume bak terisi air.

$$\begin{aligned} \text{Maka volume bak } V &= \frac{45,4346 \text{ m}^3}{0,90} \\ &= 50,5 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dipakai bak bentuk persegi panjang dengan ketentuan :

$$\begin{aligned} \text{panjang } p &= 2X \\ \text{lebar } l &= X \\ \text{tinggi } t &= 1,5X \end{aligned}$$

Maka volume bak (V) :

$$\begin{aligned} V &= p \cdot l \cdot t \\ &= 3X^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} X &= \left(\frac{V}{3} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left(\frac{50,5}{3} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 2,56 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga dimensi bak dapat dihitung :

$$\begin{aligned} \text{panjang } p &= 2 \times 2,56 = 5,12 \text{ m} \\ \text{lebar } l &= 2,56 \text{ m} \\ \text{tinggi } t &= 1,5 \times 2,56 = 3,84 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi Bak Air Bersih

1. Kode alat : B - 02
2. Tipe : bak beton persegi panjang
3. Kapasitas : 50,5 m³
4. Dimensi : panjang : 5,12 m

lebar : 2,56 m
 tinggi : 3,84 m
 Bahan konstruksi : beton
 Jumlah : 1 buah

6. Ion exchanger (Penukar Ion)

Tangki ini terdiri dari buah yaitu tangki kation *exchanger* dan tangki anion *exchanger*. Air yang masuk ke ion exchanger adalah air make-up umpan boiler.

a. Kation exchanger

Fungsi : untuk mengikat kation dalam air dengan menggunakan resin asam.

Kode alat : KE - 01

Rate air masuk $m = 357,1368 \text{ kg/jam}$

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

Diambil faktor keamanan desain 20 %.

Rate volumetrik air masuk (Q) :

$$Q = \frac{1,20 \times 357,1368 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,4286 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diperkirakan kandungan air masuk yang akan dihilangkan kationnya sebagai berikut :



$Mg^{+2}; Ca^{+2}$	= 0,7995 mek/liter
Fe^{+2}	= 0,356 mek/liter
Mn^{+2}	= 0,0182 mek/liter
<hr/>	
Total	= 0,8533 mek/liter

Kation exchanger beroperasi 160 jam/minggu dengan 8 jam regenerasi perminggu. Total kation yang dihilangkan :

$$\begin{aligned}
 &= 0,8533 \text{ mek/liter} \times 1 \text{ grek/1000 mek} \times 0,4286 \text{ m}^3/\text{jam} \times \\
 &\quad 1000 \text{ liter/m}^3 \times 160 \text{ jam} \\
 &= 58,52 \text{ grek}
 \end{aligned}$$

Resin yang digunakan jenis *greensand* (*Fe silikat*) dengan spesifikasi :
(Perrys edisi 6 tabel 16 – 4 dan tabel 19 – 7 hal. 19 -41).

Kapasitas penyerapan : 0,5 – 2,0 grek/liter (diambil 0,5 grek/liter)

Tinggi *bed* minimum : 24 in

Regenerasi resin : HCl atau H₂SO₄ gr/liter resin

$$\begin{aligned}
 \text{Volume resin } V &= \frac{\text{kation yang diserap}}{\text{kapasitas penyerapan}} \\
 &= \frac{58,52 \text{ grek}}{0,5 \text{ grek/liter}} \\
 &= 117,04 \text{ liter} = 0,1170 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Dirancang tinggi *bed* $h = D$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter } bed \ D &= \left[\frac{4V}{\pi} \right]^{1/3} \\
 &= \left[\frac{4 \times 0,1170}{3,14} \right]^{1/3} = 0,53 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Digunakan diameter bed $D = 0,53 \text{ m}$

Tinggi *bed* $h = D = 0,53 \text{ m}$

Tinggi tangki total $H = 2 \times \text{tinggi } bed$
 $= 2 \times 0,53 \text{ m} = 1,06 \text{ m}$

Kebutuhan HCl untuk *regenerasi resin* :

Diambil *regenerasi* : 110 % gr HCl/liter *resin*.

HCl yang dibutuhkan $= 1,1 \text{ gr HCl/liter} \times \text{volume resin}$
 $= 1,1 \text{ gr HCl/liter} \times 117,04 \text{ liter}$
 $= 128,744 \text{ gr}$

Untuk *regenerasi* digunakan larutan HCl 37% dengan densitas $1,180 \text{ gr/cm}^3$. Kebutuhan HCl 37 %

$$= \frac{128,744 \text{ gr}}{1,180 \text{ gr/cm}^3}$$

$$= 109 \text{ cm}^3 = 0,109 \text{ liter}$$

Jadi untuk setiap 8 jam *regenerasi*/minggu dibutuhkan larutan HCl 37% sebanyak 0,109 liter.

Spesifikasi *Kation Exchanger*

1. Kode alat : KE - 01
2. Tipe : *fixed bed kation exchanger*
3. Kapasitas penyerapan : 0,5 grek/liter
4. Dimensi tangki :
 - a. Diameter : 0,53 m
 - b. Tinggi tangki : 1,06 m
 - c. Tinggi *bed* : 0,53 m

5. Jenis resin : *greensand (Fe silikat)*
6. Regenerasi : HCl 37%
7. Bahan konstruksi : *carbon steel*
8. Jumlah : 1 buah

b. *Anion Exchanger*

Fungsi : untuk mengikat anion dalam air dengan menggunakan resin basa.

Kode : AE - 01

Rate air masuk $m = 357,1368 \text{ kg/jam}$

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

Diambil faktor keamanan desain 20 %.

Rate volumetrik air masuk (Q) :

$$Q = \frac{1,2 \times 357,1368 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,4286 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diperkirakan kandungan air masuk yang akan dihilangkan anionnya :

$$\text{SO}_4^{2-} : 200 \text{ mg/liter} = 0,4167 \text{ mgrek/liter}$$

$$\text{NO}^- : 10 \text{ mg/liter} = 0,3333 \text{ mgrek/liter}$$

$$\text{F}^- : 1,5 \text{ mg/liter} = 0,0770 \text{ mgrek/liter}$$

$$\text{Total} = 0,8270 \text{ mgrek/liter}$$

Anion exchanger beroperasi 160 jam/minggu dengan 8 jam regenerasi/minggu. Total anion yang dihilangkan :

$$= 0,8270 \text{ mgrek/liter} \times 0,4286 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ grek}/1000 \text{ mgrek} \times$$

$$1000 \text{ liter/m}^3 \times 160 \text{ jam}$$

$$= 56,71 \text{ grek}$$

Resin yang digunakan jenis *acrylchased* dengan spesifikasi :

(Perrys edisi 6 tabel 16 – 4 hal. 16 – 10 dan tabel 19 – 7 hal. 19 – 41)

- Kapasitas penyerapan : 0.35 – 0.70 grek/liter (diambil 0.5 grek/liter)
- Tinggi *bed* minimum : 30 in
- Regenerasi resin : 70 – 140 gr NaOH/liter resin

$$\begin{aligned} \text{Volume resin } V &= \frac{\text{anion yang diserap}}{\text{kapasitas penyerapan}} \\ &= \frac{56,71 \text{ grek}}{0,50 \text{ grek/ltr}} \\ &= 113,42 \text{ liter} \\ &= 0,1134 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang tinggi *bed* $h = D$

$$\begin{aligned} \text{Diameter } \textit{bed} \ D &= \left[\frac{4V}{\pi} \right]^{\frac{1}{3}} \\ &= \left[\frac{4 \times 0,1134}{3,14} \right]^{\frac{1}{3}} = 0,52 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi *bed* (h) = D = 0,52 m

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki total } H &= 2 \times \text{tinggi } \textit{bed} \\ &= 2 \times 0,52 \text{ m} = 1,04 \text{ m} \end{aligned}$$

Kebutuhan NaOH untuk regenerasi resin :

Diambil regenerasi : 70 gr NaOH/liter resin.

$$\begin{aligned} \text{NaOH yang dibutuhkan} &= 70 \text{ gr/liter} \times \text{volume resin} \\ &= 70 \text{ gr /liter} \times 113,42 \text{ liter} \\ &= 7939,4 \text{ gr} = 7,9394 \text{ kg} \end{aligned}$$

Jadi untuk setiap 8 jam regenerasi/minggu dibutuhkan NaOH = 7.9394 kg.

Spesifikasi Anion Exchanger

1. Kode alat : AE - 01
2. Tipe : silinder vertikal
3. Kapasitas penyerapan : 0,5 grek/liter
4. Dimensi tangki :
 - a. Diameter : 0,52 m
 - b. Tinggi : 1,04 m
5. Tinggi *bed* : 0,52 m
6. Jenis resin : *acrylic based*
7. Regenerasi : NaOH
8. Bahan konstruksi : *carbon steel*
9. Jumlah : 1 buah

7. Tangki Air Umpan Boiler

Kode alat : T - 03

Fungsi : menampung air yang keluar dari anion exchanger dan kondensat steam yang didesirkulasi untuk kebutuhan air umpan boiler.

Tipe : tangki persegi panjang

Rate air masuk (m) = 835,7336 kg/jam

Densitas (ρ) = 1000 kg/m³

Waktu tinggal (t) = 8 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air tertampung} &= \frac{835,7336 \text{ kg/jam} \times 8 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 6,686 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bak dirancang 90 % dari volume tangki berisi air.

$$\begin{aligned} \text{Maka volume tangki (V)} &= \frac{6,686 \text{ m}^3}{0,90} \\ &= 7,43 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dipakai tangki bentuk persegi panjang dengan ketentuan :

$$\text{panjang} \quad p = 2X$$

$$\text{lebar} \quad l = X$$

$$\text{tinggi} \quad t = 1,5X$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (V)} &= p \cdot l \cdot t \\ &= 3X^3 \end{aligned}$$

$$X = \left(\frac{V}{3} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{7,43}{3} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,35 \text{ m}$$

Spesifikasi Tangki Air Umpan Boiler

1. Kode alat : T-03
2. Tipe : tangki persegi panjang
3. Kapasitas : 7,43 m³
4. Dimensi :
 - Panjang : 2,70 m
 - Lebar : 1,35 m
 - Tinggi : 2,03 m
5. Bahan konstruksi : *stainless steel*
6. Jumlah : 1 buah

8. Bak Air Pendingin

Kode alat : B - 03

Fungsi : menampung air pendingin *make-up* dan air bekas pendingin yang disirkulasi setelah melewati *cooling tower*

Tipe : bak beton persegi panjang

Rate air masuk (m) = 46957,7146 kg/jam

Densitas (ρ) = 1000 kg/m³

Waktu tinggal (t) = 1 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air tertampung} &= \frac{46957,7146 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 46,96 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang 90 % dari volume bak berisi air dan digunakan 1 buah bak.

$$\text{Maka volume bak (V)} = \frac{46,96 \text{ m}^3}{0,90} = 52 \text{ m}^3$$

Dipakai bak bentuk persegi panjang dengan ketentuan :

$$\text{panjang } p = 2X$$

$$\text{lebar } l = X$$

$$\text{tinggi } t = 1,5X$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak (V)} &= p \cdot l \cdot t \\ &= 3X^3 \end{aligned}$$

$$X = \left(\frac{V}{3} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{52}{3} \right)^{\frac{1}{3}} = 2,6 \text{ m}$$

Spesifikasi Bak Air Pendingin

1. Kode alat : B – 03
2. Tipe : bak beton persegi panjang
3. Kapasitas : 52 m^3
4. Dimensi :
 - a. panjang : 5,2 m
 - b. Lebar : 2,6 m
 - c. tinggi : 3,9 m
5. Bahan konstruksi : beton
6. Jumlah : 1 buah

9. Bak Air Sanitasi

Kode alat : B – 04

Fungsi : menampung air keperluan karyawan pabrik, laboratorium dan lain-lain

Tipe : bak beton persegi panjang

Rate air masuk (m) = 13208,3333 kg/jam

Densitas (ρ) = 1000 kg/m^3

Waktu tinggal (t) = 1 jam

$$\text{Volume air tertampung (V)} = \frac{13208,3333 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 13,21 \text{ m}^3$$

Dirancang 90 % dari volume bak berisi air.

$$\text{Maka volume bak(V)} = \frac{13,21 \text{ m}^3}{0,90} = 14,7 \text{ m}^3$$

Dipakai bak bentuk persegi panjang dengan ketentuan :

$$\text{panjang } p = 2X$$

$$\text{lebar } l = X$$

$$\text{tinggi } t = 1,5X$$

Maka volume bak (V) :

$$V = p \cdot l \cdot t$$

$$= 3X^3$$

$$X = \left(\frac{V}{3}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{14,7}{3}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,70 \text{ m}$$

Kebutuhan kaporit :

Digunakan kaporit dengan dosis 3 ppm (Kirk-Othmer Vol. 22 hal. 85)

Maka jumlah kaporit yang ditambahkan ke bak air sanitasi untuk setiap jam

proses :

$$= 3 \text{ mg/liter} \times 13208,3333 \text{ liter/jam}$$

$$= 39625 \text{ mg/jam} = 0,0396 \text{ kg}$$

Spesifikasi Bak Air Sanitasi

1. Kode alat : B - 04
2. Tipe : bak beton persegi panjang
3. Kapasitas : $14,7 \text{ m}^3$

4. Dimensi :
- a. panjang : 3,4 m
 - b. lebar : 1,7 m
 - c. tinggi : 2,55 m
5. Bahan konstruksi : bak beton
6. Jumlah : 1 buah

10. *Cooling Tower* (Menara Pendingin)

Fungsi : mendinginkan air pendingin sebelum disirkulasi.

Kode alat : CT - 01

Tipe : *induced draft cooling tower*

Rate air masuk (m) = 39914,0574 kg/jam

Densitas (ρ) = 1000 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik air (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{39914,0574 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 39,9141 \text{ m}^3/\text{jam} \text{ (175,75 gpm)} \end{aligned}$$

Suhu air masuk CT - 01 = 45 °C = 113 °F

Suhu air keluar CT - 01 = 30 °C = 86 °F

Suhu *wet bulb* = 70 °F

Suhu *approach* = 86 - 70 = 16 °F

Suhu *range* = 113 - 86 = 27 °F

Konsentrasi air 2 gpm/ft² (Perrys edisi 6 hal. 12 – 15).

Maka didapat luas permukaan teoritis *tower* (A) :

$$A = \frac{175,75 \text{ gpm}}{2 \text{ gpm/ft}^2} = 87,8750 \text{ ft}^2$$

Power teoritis *fan* (untuk 100 % *standart performance*) 0,04 Hp/ft² luas *tower*.

$$\begin{aligned} \text{Power fan } P &= 0,04 \text{ Hp/ft}^2 \times 87,8750 \text{ ft}^2 \\ &= 3,52 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Power motor; BHP} &= \frac{P}{\text{efisiensi motor}} \\ &= \frac{3,52 \text{ Hp}}{0,85} \\ &= 4,14 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan *power* motor standar sebesar 5 Hp.

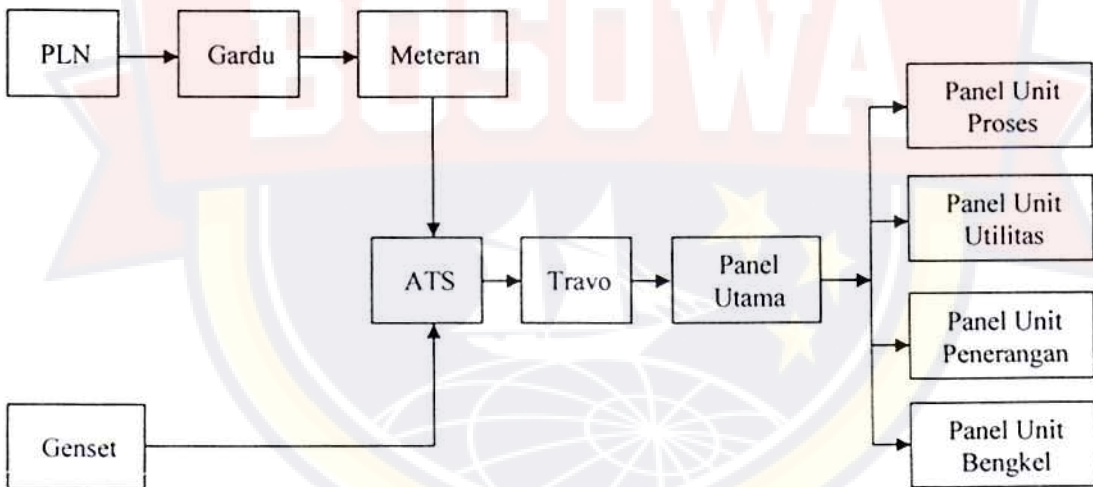
Spesifikasi *Cooling Tower*

1. Kode alat : CT – 01
2. Kapasitas : 39,9141 m³/jam
3. Tipe : *induced draft cooling tower*
4. Suhu air masuk : 45 °C
5. Suhu air keluar : 30 °C
6. Power motor fan : 5 Hp
7. Jumlah : 1 buah

3. Unit Penyediaan Listrik

Sumber daya listrik yang melayani pabrik ini disuplai dari PLN, juga dipersiapkan generator cadangan bila terjadi pemadaman arus listrik dari PLN. Listrik tersebut didistribusi melalui suatu terminal utama dengan pertimbangan bahwa apabila salah satu lubang mengalami kemacetan, maka tidak akan mengganggu yang lainnya.

Jaringan listrik selanjutnya diatur secara sentral dari terminal utama, tetapi pada tiap unit digunakan lokal terminal untuk dilanjutkan ke masing-masing unit yaitu unit proses, unit utilitas, unit penerangan dan unit bengkel. Hal ini untuk mencegah kemungkinan pemadaman total tiap unit, maka dihubungkan dengan fuse box. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada skema listrik pabrik berikut :



Perkiraan kebutuhan tenaga listrik disajikan dalam tabel berikut :

Tabel VII – 4. Kebutuhan Tenaga Listrik untuk Unit Proses

No.	Nama alat	Kode Alat	Jumlah	Daya (Hp)	Total (Hp)
1.	Compressor Udara	CP-01	1	62	62
2.	Compressor Asam Asetat	CP-02	1	26	26
3.	Pompa Larutan Asam Asetat	P-01	1	1	1
4.	Pompa Bottom Flash Drum	P-02	1	1	1
5.	Pompa Refluks Distilasi I	P-03	1	1	1
6.	Pompa Bottom Distilasi I	P-04	1	1	1
T o t a l					92

Total kebutuhan listrik untuk unit proses adalah :

$$= 92 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kW/ Hp}$$

$$= 68,6044 \text{ kW}$$

Tabel VII – 5. Kebutuhan Tenaga Listrik untuk Unit Utilitas

No	Nama alat	Kode Alat	Jumlah	Daya (Hp)	Total (Hp)
1	P. Air Sungai	P – 01	1	9	9
2	P. Tangki Pengendap	P – 02	1	2,5	2,5
3	P. Distribusi Air	P – 03	1	2,5	2,5
4	P. Air Umpan Boiler	P – 04	1	1	1
5	P. Air Pendingin	P – 05	1	7	7
6	P. Resirkulasi	P – 06	1	3,5	3,5
7	P. Air Sanitasi	P – 07	1	2,5	2,5
8	P. Bahan Bakar	P – 08	1	1	1
9	Clarifer (Pengaduk)	T – 01	1	2,5	2,5
10	Cooling Tower (fan)	CT – 01	1	5	5
T o t a l					36,5

Total kebutuhan listrik untuk unit utilitas adalah :

$$= 36,5 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ kW/ Hp}$$

$$= 27,2181 \text{ kW}$$

Tabel VII – 6. Kebutuhan Tenaga Listrik untuk Unit Penerangan

No.	Ruangan/Tempat	Luas ; ft ²	ft candela	Lumen
1.	Pos Keamanan	344	10	3440
2.	Jalan dan taman	6458	10	64580
3.	Parkir angkutan	1292	10	12920
4.	Parkir karyawan/tamu	4036	10	40360
5.	Kantor	9418	20	188360
6.	Perpustakaan	1076	20	21520
7.	Mushallah	6727	10	67270
8.	Kantin	431	10	4310
9.	Poliklinik	1076	10	10760
10.	Daerah proses	80729	10	807290
11.	Laboratorium	2422	20	48440
12.	Bengkel	3229	10	32290
13.	Daerah bahan baku	6458	10	64580
14.	Daerah produk	1615	10	16150
15.	Daerah utilitas	9418	10	94180
16.	Toilet	323	5	1615
17.	Ruang kontrol	538	20	10760
18.	PMK	538	10	5380
19.	Halaman pabrik	3229	10	32290
20.	Gudang	2422	10	24220
T o t a l				1550715

Untuk parkir, taman, jalanan dan halaman pabrik digunakan lampu *mercury* 100 watt dengan lumen output 3000/buah.

Jadi jumlah lampu *mercury* yang digunakan :

$$\begin{aligned}
 &= \frac{(64580 + 12920 + 40360 + 32290) \text{ lumen}}{3000 \text{ lumen/buah}} \\
 &= \frac{150150 \text{ lumen}}{3000 \text{ lumen/buah}} \\
 &= 50,05 \text{ buah} \approx 50 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Untuk area lainnya menggunakan lampu TL 40 watt tipe *day light* dengan lumen output 1960/buah. Jadi jumlah lampu TL 40 watt yang digunakan :

$$= \frac{1550715 - 150150}{1960}$$

$$= 714,6 \text{ buah} \approx 715 \text{ buah}$$

Jumlah daya listrik yang digunakan :

a. Lampu <i>mercury</i>	: 100 watt × 50	= 5000 watt
b. Lampu TL 40	: 40 watt × 715	= 28600 watt
c. AC	: 200 watt × 10	= 2000 watt
		<hr/>
Total		= 35600 watt = 35,60 kW

Kebutuhan tenaga listrik lainnya seperti bengkel dan instrumen dan sebagainya ditetapkan sebesar 20 % dari total kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu :

$$= 0,20 \text{ (tenaga listrik proses + tenaga listrik utilitas)}$$

$$= 0,20 (68,6044 + 27,2181)$$

$$= 19,1645 \text{ kW}$$

Jadi total kebutuhan listrik :

a. unit proses	: 68,6044 kW
b. unit utilitas	: 27,2181 kW
c. penerangan	: 35,60 kW
d. lainnya	: 19,1645 kW
<hr/>	
Total	: 150,5870kW ≈ 151 kW

a. Power Generator

Generator disediakan hanya untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan listrik dari PLN. Diketahui power faktor

untuk generator penggerak mesin diesel sebesar 0,85. Maka power generator yang dibutuhkan

$$= \left(\frac{\text{total kebutuhan listrik proses + utilitas}}{\text{power faktor}} \right)$$

$$= \frac{95,8225 \text{ kW}}{0,85}$$

$$= 112,7 \text{ kW}$$

Digunakan generator dengan daya terpasang 150 kW = 150 KVA

Spesifikasi Generator

1. Jenis : AC generator
2. Power : 150 KVA
3. Tegangan : 220/380 volt
4. Power faktor : 0,85
5. Fase : 3 (tiga)
6. Putaran : 1500 rpm
7. Jumlah : 1 buah

b. Kebutuhan bahan bakar generator

Bahan bakar yang digunakan adalah *diesel oil* dengan *heating value*

Hv = 19525 Btu/lb dan densitas bahan bakar $\rho = 54,9384 \text{ lb/cuft}$.

Jumlah bahan bakar yang digunakan :

$$= \frac{150000 \text{ watt}}{19,525 \text{ Btu/lb} \times 0,239 \text{ watt.jam/Btu} \times 54,9384 \text{ lb/cuft}}$$

$$= 0,5851 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 16,6 \text{ liter/jam}$$

Diperkirakan total gangguan listrik dari PLN dalam selama 1 tahun produksi sebanyak 2 minggu atau 336 jam.

Bahan bakar untuk kebutuhan generator :

$$= 336 \text{ jam/tahun} \times 16,6 \text{ liter/jam}$$

$$= 5577,6 \text{ liter/tahun} = 0,70 \text{ liter/jam}$$

4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pabrik yaitu pada peralatan boiler dan bahan bakar cadangan pada peralatan generator yang disimpan pada tangki bahan bakar.

Kode : TBB – 01

Fungsi : Menampung bahan bakar untuk boiler dan bahan bakar cadangan generator

Tipe : Silinder vertikal

a. Volume tangki, V_t

Dari perhitungan unit penyediaan steam (boiler) dan unit penyediaan listrik (cadangan generator) diketahui laju alir volumetrik bahan bakar :

$$Q = (41 + 0,70) \text{ liter/jam}$$

$$= 41,70 \text{ liter/jam}$$

Volume bahan bakar untuk 1 bulan persediaan :

$$V = 41,70 \text{ liter/jam} \times 720 \text{ jam}$$

$$= 30024 \text{ liter} = 30,024 \text{ m}^3$$

Tangki dirancang dengan ketentuan :

- a. 90 % dari volume tangki terisi bahan bakar dan digunakan 1 buah tangki
- b. Perbandingan tinggi (H) = 1,5 Diameter tangki; H = 1,5D

Maka volume tangki :

$$V_t = \frac{30,024 \text{ m}^3}{0,90}$$

$$= 33,36 \text{ m}^3$$

b. Dimensi Tangki

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup

Volume silinder ; $V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 H$ (H = 1,5D)

$$= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot (1,5D)$$

$$= 0,375 \cdot \pi \cdot D^3$$

Volume tutup ; $V_h = (0,000049 D^3)$ D dalam satuan in

Atau $= 0,08467 D^3$ D dalam satuan m

Maka :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= 0,375 \cdot \pi \cdot D^3 + 0,08467 D^3$$

$$= 1,26217 D^3$$

$$\text{Diameter tangki } D = \left(\frac{V_t}{1,26217} \right)^{\frac{1}{3}}$$

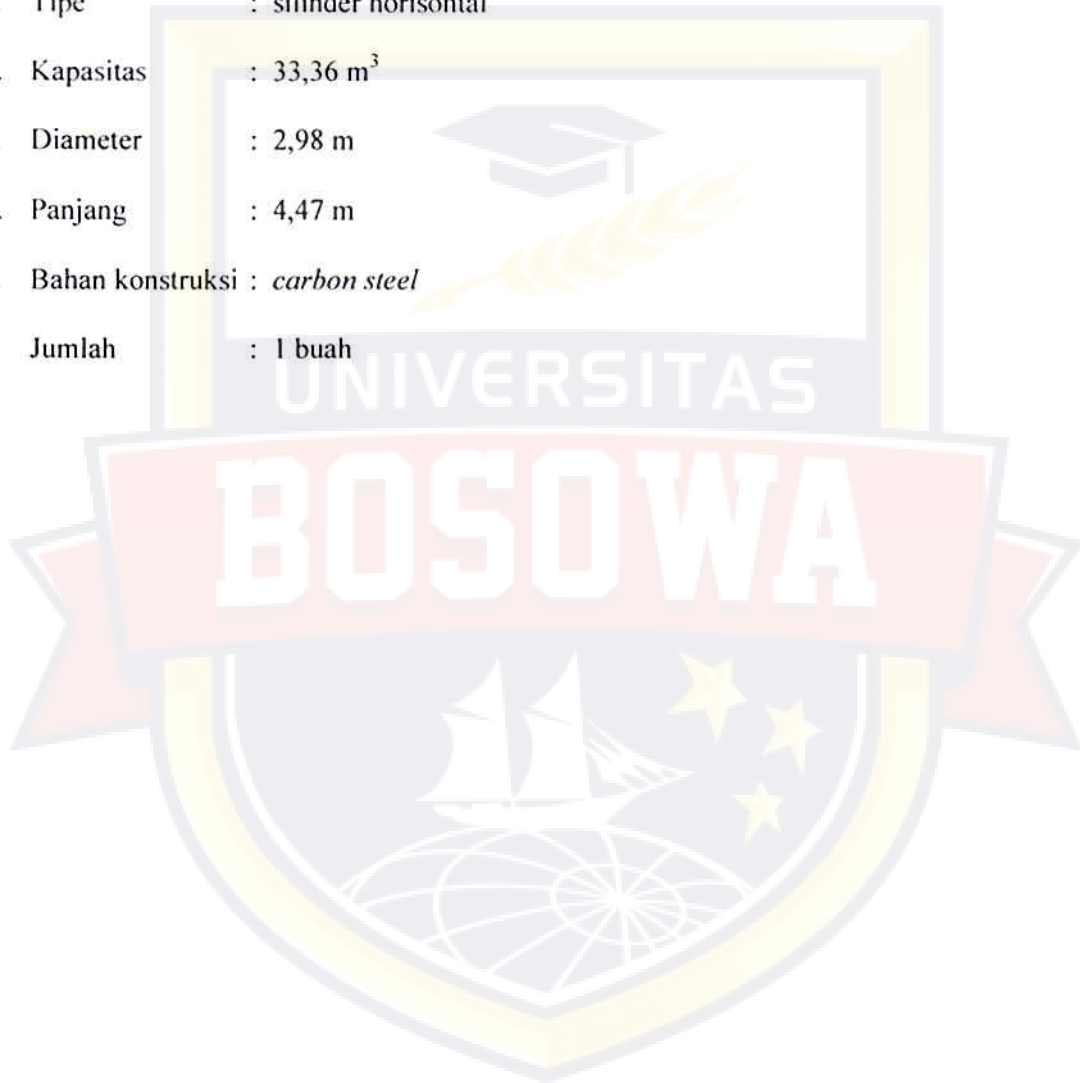
$$= \left(\frac{33,36 \text{ m}^3}{1,26217} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 2,98 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi silinder ; } H &= 1,5 D \\ &= 1,5 \times 2,98 \text{ m} \\ &= 4,47 \text{ m}\end{aligned}$$

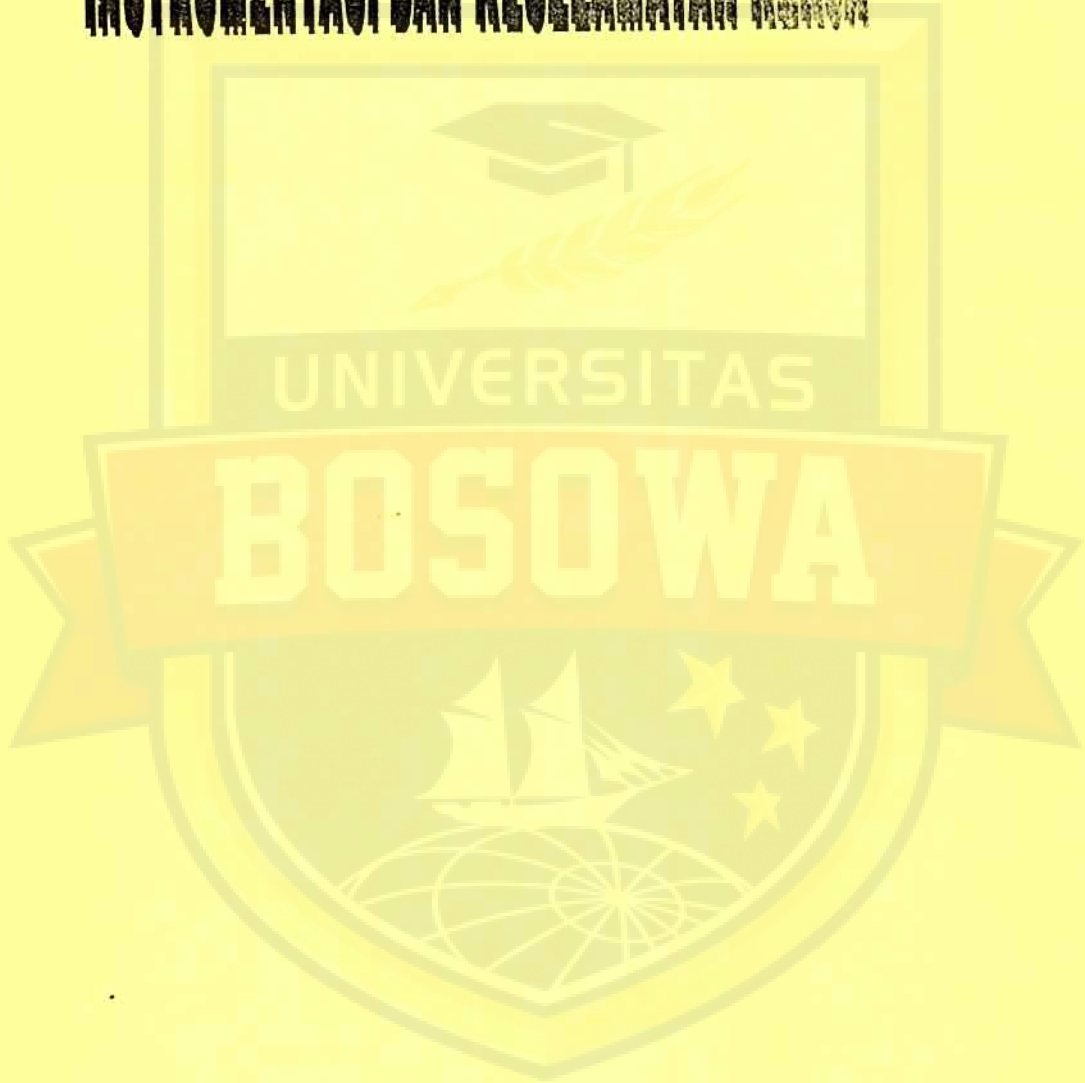
Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

- a. Tipe : silinder horisontal
- b. Kapasitas : $33,36 \text{ m}^3$
- c. Diameter : 2,98 m
- d. Panjang : 4,47 m
- e. Bahan konstruksi : *carbon steel*
- f. Jumlah : 1 buah



BAB VIII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN PERUSAHAAN



Skripsi by Indy 'n Irey

VIII. INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

I. Instrumentasi

Untuk mengatur dan mengendalikan kondisi operasi peralatan sehingga didapatkan produk sesuai dengan yang diharapkan maka diperlukan adanya alat kontrol dan instrumentasi. Instrumentasi ini dapat merupakan suatu petunjuk (*indicator*), suatu perekam (*recorder*) atau suatu pengontrol (*controller*). Dalam industri kimia banyak variabel proses yang perlu di kontrol seperti temperatur, tekanan, ketinggian cairan, kecepatan alir, dll.

Pada perancangan pabrik alil asetat ini instrumen yang digunakan berupa alat kontrol otomatis dan manual. Hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis dan ekonomisnya.

Dengan penggunaan alat-alat kontrol ini diharapkan tercapai hal-hal sebagai berikut :

1. Dapat menjaga variabel proses pada operasi yang dikehendaki.
2. Laju produksi dapat diatur dalam batas-batas yang aman.
3. Kualitas produksi lebih terjamin.
4. Membantu mempermudah pengoperasian suatu alat.
5. Kondisi-kondisi yang berbahaya dapat diketahui secara dini melalui alarm peringatan sehingga lebih terjamin keselamatan kerja.
6. Efisiensi akan lebih meningkat.

Beberapa alat kontrol atau instrumen yang digunakan pada pabrik alil asetat sebagai berikut :

1. *Pressure Controller (PC)*

Fungsi : untuk mengatur, mengontrol dan mengendalikan tekanan operasi.

2. *Pressure Indicator (PI)*

Fungsi : untuk mengetahui atau melihat secara langsung tekanan operasi pada peralatan proses.

3. *Pressure Indicator Controller (PIC)*

Fungsi : untuk mengatur, mengontrol dan mengendalikan serta mengetahui secara langsung tekanan operasi pada peralatan proses.

4. *Temperature Controller (TC)*

Fungsi : untuk mengatur, mengontrol dan mengendalikan temperatur operasi.

5. *Temperature Indicator (TI)*

Fungsi : untuk mengetahui secara langsung temperatur operasi dari alat-alat produksi.

6. *Temperature Indicator Controller (TIC)*

Fungsi : untuk melihat secara langsung temperatur, sekaligus mengontrol dan mengendalikan temperatur operasi.

7. *Level Controller (LC)*

Fungsi : untuk mengontrol ketinggian permukaan cairan dalam peralatan.

8. *Level Indicator (LI)*

Fungsi: untuk melihat tinggi permukaan cairan dalam suatu alat operasi.

9. *Flowrate Controller (FC)*

Fungsi : untuk mengontrol laju alir bahan ke dalam suatu peralatan proses.

10. *Feed Ratio Controller* (FRC)

Fungsi : untuk mengontrol perbandingan laju alir bahan ke dalam suatu peralatan proses.

2. Keselamatan Kerja

Memasuki era globalisasi, Indonesia ditantang untuk memasuki perdagangan bebas sehingga jumlah tenaga kerja yang berkiprah disektor industri akan bertambah sejalan dengan pertumbuhan industri. Dengan pertumbuhan tersebut, maka konsekuensi permasalahan industri juga semakin kompleks, termasuk masalah keselamatan dan kesehatan kerja (K₃).

Kemajuan teknologi dan perubahan struktur ekonomi akan menuntut perubahan pola pikir dan perilaku masyarakat, sikap dan disiplin kerja, lingkungan dan kondisi kerja. Demikian juga dalam menghadapi resiko kerja, perlu kerjasama yang baik antara pengusaha, karyawan dan semua pihak yang terkait dalam proses produksi.

Unsur Keselamatan dan Kesehatan Kerja (K₃) merupakan salah satu aspek yang mendapat perhatian dalam pembangunan ketenagakerjaan. Dijelaskan dalam Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 23 tahun 1992, pasal 23 (ayat 1) bahwa kesehatan kerja diseienggarakan agar setiap pekerja dapat bekerja secara sehat tanpa membahayakan diri sendiri dan masyarakat sekelilingnya, agar diperoleh produktivitas kerja yang optimal sejalan dengan program perlindungan tenaga kerja.

Berkaitan dengan itu, pemerintah mendorong pelaksanaan program keselamatan dan kesehatan kerja di perusahaan-perusahaan industri serta

mengusahakan agar keselamatan dan kesehatan kerja dapat menjadi naluri dan budaya masyarakat. Berbagai upaya untuk menciptakan K₃ telah dilakukan, antara lain melalui perundang-undangan seperti Undang-Undang Keselamatan Kerja Nomor 1 Tahun 1970 yang mewajibkan setiap perusahaan melaksanakan usaha-usaha keselamatan dan kesehatan kerja, juga melalui kampanye K₃ sejak bulan Januari 1993, pembentukan P₂K₃ (Panitia Pembina Keselamatan dan Kesehatan Kerja) di setiap perusahaan, penyediaan alat-alat pengaman dan peralatan K₃, pengadaan tenaga ahli K₃ dan sebagainya. Apabila keselamatan kerja diperhatikan dan dilaksanakan dengan baik maka dampaknya adalah para pekerja dapat bekerja dengan perasaan aman, sehingga meningkatkan efisiensi kerja.

Pada umumnya bahaya-bahaya yang terjadi pada suatu pabrik dapat disebabkan karena kecelakaan mesin-mesin pabrik, kebocoran bahan-bahan yang berbahaya, peledakan, kebakaran. Usaha untuk mengurangi dan mencegah terjadinya bahaya yang timbul di dalam pabrik antara lain :

1. Bangunan Pabrik

Bangunan pabrik meliputi gedung maupun unit peralatan :

- a. Konstruksi gedung harus mendapat perhatian yang cukup besar.
- b. Perlu memperhatikan kelengkapan peralatan penunjang untuk pengamanan terhadap bahaya alamiah, seperti untuk bangunan yang tinggi dipasangkan penangkal petir, bahaya alamiah lain seperti angin dan gempa. Oleh karena itu perusahaan bekerja sama dengan pemerintah setempat dalam hal ini Badan Meteorologi dan Geofisika agar dapat mengetahui lebih awal tentang bahaya alamiah tersebut.

2. Ventilasi

Pada ruang proses maupun ruang lainnya, pertukaran udara diusahakan berjalan baik sehingga dapat memberikan kesegaran kepada karyawan serta dapat menghindari gangguan pernapasan.

3. Perpipaan

Jalur proses yang terletak di atas tanah lebih baik dibandingkan yang letaknya dibawah permukaan tanah, karena hal tersebut akan mempermudah pendeteksian terjadinya kebocoran.

4. Alat-alat penggerak

Peralatan yang bergerak hendaknya ditempatkan pada tempat yang tertutup. Hal ini untuk mempermudah penanganan dan perbaikan serta menjaga keamanan dan keselamatan para pekerja.

5. Listrik

Pada pengoperasian maupun perbaikan instalasi listrik hendaknya selalu menggunakan alat pengaman yang telah disediakan. Dengan demikian para pekerja dapat terjamin keselamatannya. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah sebagai berikut :

- a. Keselamatan listrik di bawah tanah sebaiknya diberi tanda-tanda tertentu.
- b. Sebaiknya disediakan pembangkit tenaga cadangan.
- c. Semua bagian pabrik harus diberi penerangan yang cukup.
- d. Distribusi beban harus seimbang antara bagian yang satu dengan yang lain.

6. Pencegahan kebakaran dan penanggulangan bahaya kebakaran.

Penyebab kebakaran dapat berupa :

- a. Kemungkinan terjadinya nyala terbuka yang datang dari unit utilitas, workshop, laboratorium dan unit proses lainnya.
- b. Terjadinya loncatan bunga api pada sekitar workshop dan stop kontak serta pada alat lainnya.
- c. Gangguan peralatan utilitas seperti pada *combustion chamber boiler*.

Cara mengatasi bahaya kebakaran meliputi :

1. Pencegahan bahaya kebakaran.
 - a. Penempatan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power plant tetapi praktis dari unit proses.
 - b. Bangunan seperti workshop, laboratorium, dan kantor sebaiknya diletakkan agak jauh dari unit proses.
 - c. Pemasangan isolasi yang baik pada seluruh kabel transmisi yang ada.
 - d. Diberi tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok.

2. Pengamanan dan pengontrolan kebakaran.

Apabila terjadi kebakaran api harus dilokalisir, harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dan bagaimana cara mengatasi.

Dimana letak dari pemadam kebakaran ini sesuai dengan tata letak pabrik yaitu dekat dengan bengkel, daerah bahan baku, serta daerah utilitas.

7. Karyawan

Karyawan terutama karyawan proses perlu diberikan bimbingan, pengarahan ataupun pendidikan dan latihan, studi banding serta kursus agar dapat melaksanakan tugasnya yaitu dimana karyawan tersebut ditempatkan sesuai

dengan keahlian dan latar belakang pendidikan ataupun pengalaman mereka sehingga dengan pertimbangan itu karyawan bekerja dengan tidak membahayakan keselamatan jiwa maupun keselamatan orang lain.

Pemakaian alat pengaman kerja pada pabrik alil asetat yaitu berupa Alat Pelindung Diri (APD). Perlindungan tenaga kerja melalui usaha-usaha teknis pengaman tempat, peralatan dan lingkungan kerja adalah sangat perlu diutamakan. Namun kadang-kadang keadaan bahaya masih belum dapat dikendalikan sepenuhnya sehingga perlu digunakan alat pelindung diri.

Penggunaan alat pelindung diri merupakan salah satu upaya mencegah terjadinya kecelakaan kerja sebab telah diketahui bahwa pengguna pelindung diri sangat berperan menciptakan keselamatan ditempat kerja. Bila alat-alat proteksi diri tidak memadai atau tenaga kerja tidak memakainya sama sekali karena mereka lebih senang tanpa pelindung, akibatnya mungkin terjadi kecelakaan pada kepala, mata, kaki, dan lain-lain.

Alat-alat pelindung diri yang digunakan pada pabrik alil asetat ini sebagai berikut :

1. Pakaian kerja

Pakaian kerja merupakan alat pelindung terhadap bahaya-bahaya kecelakaan. Untuk itu, perusahaan menyediakan jenis pakaian kerja yang cocok. Pakaian kerja mungkin cepat rusak oleh karena sifat pekerjaan yang berat, keadaan udara lembab dan pekerjaan penuh kotoran. Pakaian tenaga kerja pria yang bekerja melayani mesin seharusnya berlengan pendek, pas atau longgar pada

dada atau punggung, tidak berdasi dan tidak ada lipatan-lipatan yang mungkin mendatangkan bahaya.

2. Kacamata

Salah satu masalah tersulit dalam pencegahan kecelakaan adalah pencegahan yang menimpah mata. Kecelakaan mata berbeda-beda sehingga jenis kacamata pelindung yang digunakan juga beragam. Banyak pekerja yang enggan menggunakan alat pelindung tersebut dengan alasan mengganggu pelaksanaan pekerjaan dan mengurangi kenikmatan kerja. Tenaga kerja yang berpandangan bahwa resiko kecelakaan terhadap mata adalah besar akan memakainya dengan kesadaran sendiri. Sebaliknya, jika mereka merasa bahwa bahaya itu kecil, mereka tidak akan menggunakannya.

3. Sepatu pengaman

Sepatu pengaman seharusnya dapat melindungi tenaga kerja terhadap kecelakaan-kecelakaan yang disebabkan oleh bahan-bahan berat yang menimpah kaki seperti paku atau benda tajam lainnya yang mungkin terinjak. Selain itu sepatu pengaman juga harus bisa melindungi kaki dari bahaya terbakar karena logam cair dan bahan kimia korosif lainnya, juga kemungkinan tersandung atau tergelincir. Biasanya sepatu kulit yang kuat dan baik cukup memberikan perlindungan

4. Sarung tangan

Fungsinya melindungi tangan dan jari-jari dari api panas dingin, radiasi elektromagnetik dan radiasi mengion, listrik, bahan kimia, benturan dan pukulan, luka dan lecet, infeksi dan bahaya-bahaya lainnya yang bisa

menimpa tangan jenis sarung tangan yang dipakai tergantung dari tingkat kecelakaan yang akan dicegah yang penting jari dan tangan harus bebas bergerak.

5. Helm pengaman

Helm pengaman harus dipakai tenaga kerja yang mungkin tertimpa benda jatuh atau melayang atau benda-benda lain yang bergerak. Di Indonesia belum ada standar/klasifikasi helm pengaman ini, namun demikian helm pengaman tersebut selayaknya cukup keras dan kokoh tetapi tetap ringan sehingga tidak mengganggu pekerjaan. Bahan plastik dengan lapisan kain cocok untuk keperluan ini.

6. Pelindung telinga

Telinga harus dilindungi dari kebisingan. Perlindungan kebisingan dilakukan dengan sumbat atau tutup telinga.

7. Pelindung paru-paru

Paru-paru harus dilindungi dari udara tercemar atau kemungkinan kekurangan oksigen dalam udara. Bahan-bahan pencemar dapat berbentuk gas, uap logam, kabut dan debu yang bersifat racun. Sedangkan kekurangan oksigen mungkin terjadi ditempat-tempat yang pengudaraannya buruk seperti tangki atau pada areal boiler.

Tabel. VIII-1. Alat Pengaman yang Digunakan

No	Nama Alat Pengaman	Pekerja yang Dilindungi
1.	Masker	Petugas yang bekerja pada areal proses dan laboratorium
2.	Helm pengaman	Petugas yang bekerja pada areal proses dan bengkel.
3.	Sepatu pengaman	Petugas yang bekerja pada areal proses dan bengkel.
4.	Sarung tangan	Petugas yang bekerja pada areal proses, bengkel dan Laboratorium
5.	<i>Hydrant</i>	Petugas yang bekerja pada tempat bahan baku, daerah bahan bakar, areal proses, dan gudang.
6.	Pakaian Kerja	Petugas yang bekerja pada Laboratorium, area proses pabrik dan Bengkel
7.	Kacamata	Petugas yang bekerja pada Bengkel
8.	Pelindung telinga	Petugas yang bekerja pada areal proses
9.	Pelindung paru-paru	Petugas yang bekerja pada bengkel, areal proses, daerah bahan baku serta area Boiler
10.	<i>Safety Belt</i>	Petugas yang bekerja untuk perbaikan alat proses dan pembersihan gedung

Tabel. VIII-2. Alat Instrumentasi yang Digunakan

No.	Nama Peralatan	Instrumentasi	Parameter
1.	Tangki BB Asam Asetat	LI	Tinggi cairan
2.	Pompa Larutan As. Asetat	FC	Laju Alir
3.	Vaporizer	TC	Temperatur
4.	Compressor Asam Asetat	PC	Tekanan
5.	Tangki BB Propilen	PI	Tekanan
6.	Expander I	PC	Tekanan
7.	Compressor Udara	FC; PC	Tekanan; Laju Alir
8.	Heater I	TC	Temperatur
9.	Reaktor	PIC; TIC; FRC	Temperatur; Tekanan; Rasio Umpan
10.	Expander II	PC	Tekanan
11.	Cooler I	TC	Temperatur
12.	Pompa Bottom Flash Drum	FC	Laju Alir
13.	Heater II	TC	Temperatur
14.	Distilasi	TI, PI, LC	Temperatur; Tekanan; Tinggi Cairan
15.	Condensor Distilasi	TC	Temperatur
16.	Reboiler Distilasi	TC	Temperatur
17.	Pompa Refluks Distilasi	FC; FRC	Laju Alir; Ratio Umpan
18.	Pompa Bottom Distilasi	FC	Laju Alir
19.	Cooler II	TC	Temperatur
20.	Cooler III	TC	Temperatur
21.	Tangki Produk Alil Asetat	LI	Tinggi Cairan

BAB II

TATA LETAK PABRIK



Skripsi by Indy n Frey

IX. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting dan menentukan keberhasilan pabrik yang akan didirikan. Lokasi suatu pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun dalam penentuan kelangsungan hidupnya. Penentuan lokasi pabrik yang tepat perlu pertimbangan yang berdasarkan aspek-aspek teknis dan ekonomis.

Idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan memberikan keuntungan untuk perluasan.

Dalam hal ini ada dua faktor untuk menentukan lokasi pabrik yaitu :

I. Faktor Utama

a. Letak pabrik terhadap sumber bahan baku.

Bahan baku dalam proses pengolahan merupakan faktor yang sangat penting dalam pemilihan lokasi yang tepat. Dilihat dari segi bahan baku maka suatu pabrik sebaiknya didirikan di daerah sumber bahan baku tersebut tersedia sehingga pengadaannya dengan mudah dapat diatasi.

b. Pemasaran.

Pemasaran adalah faktor yang perlu mendapat perhatian dalam suatu industri, karena berhasil tidaknya masalah pemasaran sangatlah menentukan besarnya penghasilan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- 1) Dimana hasil produksi harus dipasarkan.
- 2) Berapa kemampuan daya serap pasar dan bagaimana pemasaran di masa yang akan datang.
- 3) Pengaruh persaingan masa sekarang dan yang akan datang.
- 4) Jarak pasaran dan lokasi pabrik serta cara mencapai daerah pemasaran.

c. Tenaga listrik dan bahan bakar.

Mengenai tenaga listrik dan bahan bakar sehubungan dengan lokasi pabrik, maka diusahakan unit pembangkit tenaga listrik sendiri atau dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- 1) Bagaimana kemungkinan pengadaan terhadap tenaga listrik di lokasi pabrik dan kemungkinan memperoleh tenaga listrik dari PLN.
- 2) Berapa harga listrik dan bahan bakar.
- 3) Kapasitas persediaan yang ada waktu sekarang dan yang akan datang.
- 4) Kemungkinan terjadinya polusi udara.

d. Tenaga Kerja

Sebelum menentukan lokasi pabrik, masalah tenaga kerja perlu diadakan peninjauan, karena jangan sampai masalah ini dapat menghambat kerja pabrik. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- 1) Mudah tidaknya mendapatkan tenaga kerja serta bagaimana kondisi sosial buruh di daerah tersebut.
- 2) Jarak antara tempat tinggal tenaga kerja dengan lokasi pabrik.

e. Undang-undang dan peraturannya.

Hal-hal yang perlu ditinjau dalam undang-undang dan peraturannya adalah :

- 1) Bagaimana ketentuan mengenai penentuan daerah industri.
- 2) Ketentuan mengenai penggunaan jalan umum yang ada.
- 3) Ketentuan lain yang umum mengenai industri di daerah tersebut.

f. Karakteristik lokasi.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam karakteristik dari lokasi adalah :

- 1) Susunan tanahnya, daya dukung tanah terhadap pondasi bangunan pabrik, pondasi jalan serta pengaruh terhadap air.
- 2) Penyediaan tanah untuk keperluan pendirian unit baru.

2. Faktor khusus, meliputi :

a. Transportasi

Faktor transportasi perlu mendapat perhatian dalam penentuan lokasi yang tepat, baik antara bahan dasar maupun produk-produk yang dihasilkan.

Fasilitas-fasilitas yang perlu ada :

- 1) Sungai/laut yang dapat dilalui kapal pengangkut serta pelabuhan yang ada.
- 2) Jalan raya yang dapat dilalui kendaraan dengan jarak terpendek.

Pada dasarnya adalah kelancaran suplai bahan baku dan pendistribusian produk dapat dijamin dengan biaya yang relatif murah dan dalam waktu yang cepat.

b. *Waste Disposal*

Mengenai *waste disposal*, apakah sudah tersedia tempat pembuangan. Bila buangan pabrik berbahaya bagi kegiatan dan kehidupan sekitarnya, maka harus diperhatikan :

- 1) Hukum dan peraturan *waste disposal* yang ada.
- 2) Kemungkinan pembuangan ke dalam aliran sungai atau cairan yang ada.

c. Sumber Air

Bagi industri kimia, air adalah kebutuhan yang sangat mutlak untuk memenuhi kebutuhan proses dan operasi pendinginan, keperluan sanitasi karyawan, pembersihan pabrik, keperluan menjaga kebakaran dan lain-lain. Kebutuhan air dapat diperoleh dengan dua macam cara yaitu :

- 1) Langsung dari sumber mata air dan sungai.
- 2) Dari Perusahaan Daerah Air Minum (PDAM).

Apabila kebutuhan air sangat besar, pengambilan air dari sumber air/sungai adalah lebih ekonomis, walaupun penyediaan air sudah terpenuhi tetapi harus diperhatikan sampai seberapa jauh sumber itu dapat melayani kebutuhan pabrik dan bagaimana kualitas air baku yang dapat disediakan.

d. Iklim alam sekitar

Hal yang perlu mendapatkan perhatian adalah kondisi alam, karena kondisi alam yang menyulitkan konstruksi akan memperbesar biaya konstruksi.

Berdasarkan pertimbangan dari kedua faktor tersebut maka pabrik alil asetat ini cocok didirikan di daerah Bontang Propinsi Kalimantan Timur.

Adapun pertimbangannya karena :

1. Penyediaan bahan baku yang cukup memadai, karena bahan baku propilen dapat diperoleh dari pabrik yang ada di dalam wilayah tersebut (PT. LNG Badak) sehingga akan menguntungkan dalam hal pembelian bahan baku sedangkan bahan baku asam asetat didatangkan dari Jawa Timur (Pabrik Asam Asetat).
2. Bahan baku pembantu berupa bahan bakar *diesel oil* mudah didapatkan karena dekat dengan berbagai industri yang memproduksi bahan baku pembantu tersebut.
3. Produk alil asetat dapat dengan mudah didistribusikan, baik untuk konsumsi dalam negeri maupun untuk ekspor. Dalam hal ini daerah Bontang Propinsi Kalimantan Timur merupakan salah satu daerah kawasan industri, yang tentunya memiliki jalur transportasi darat dan laut yang memadai sehingga cukup menguntungkan dalam mendistribusikan produk alil asetat.
4. Air dan listrik cukup tersedia, serta faktor-faktor yang menyangkut iklim, karakteristik lingkungan dan faktor-faktor sosial tidak menjadi masalah karena merupakan kawasan industri.
5. Keadaan cuaca di lokasi pabrik sangat baik untuk penyediaan bahan baku dan tidak membahayakan perencanaan bangunan dan peralatan pabrik serta struktur tanah cukup baik dan areal tanah untuk perluasan pabrik di masa yang akan datang cukup luas dan memadai.

2. Tata Letak Pabrik

Pengaturan tata letak pabrik perlu mendapatkan perhatian khusus. Penentuan tata letak alat ini harus diperhatikan dari segi operasional, perawatan, keamanan dan konstruksi yang baik dan memuaskan.

Tata letak pabrik harus diatur sedemikian rupa sehingga didapatkan :

1. Konstruksi yang ekonomis.
2. Pemeliharaan yang efisien sehingga menghemat biaya.
3. Operasional yang baik.
4. Dapat menimbulkan kegairahan kerja dan menjamin keselamatan kerja yang tinggi.

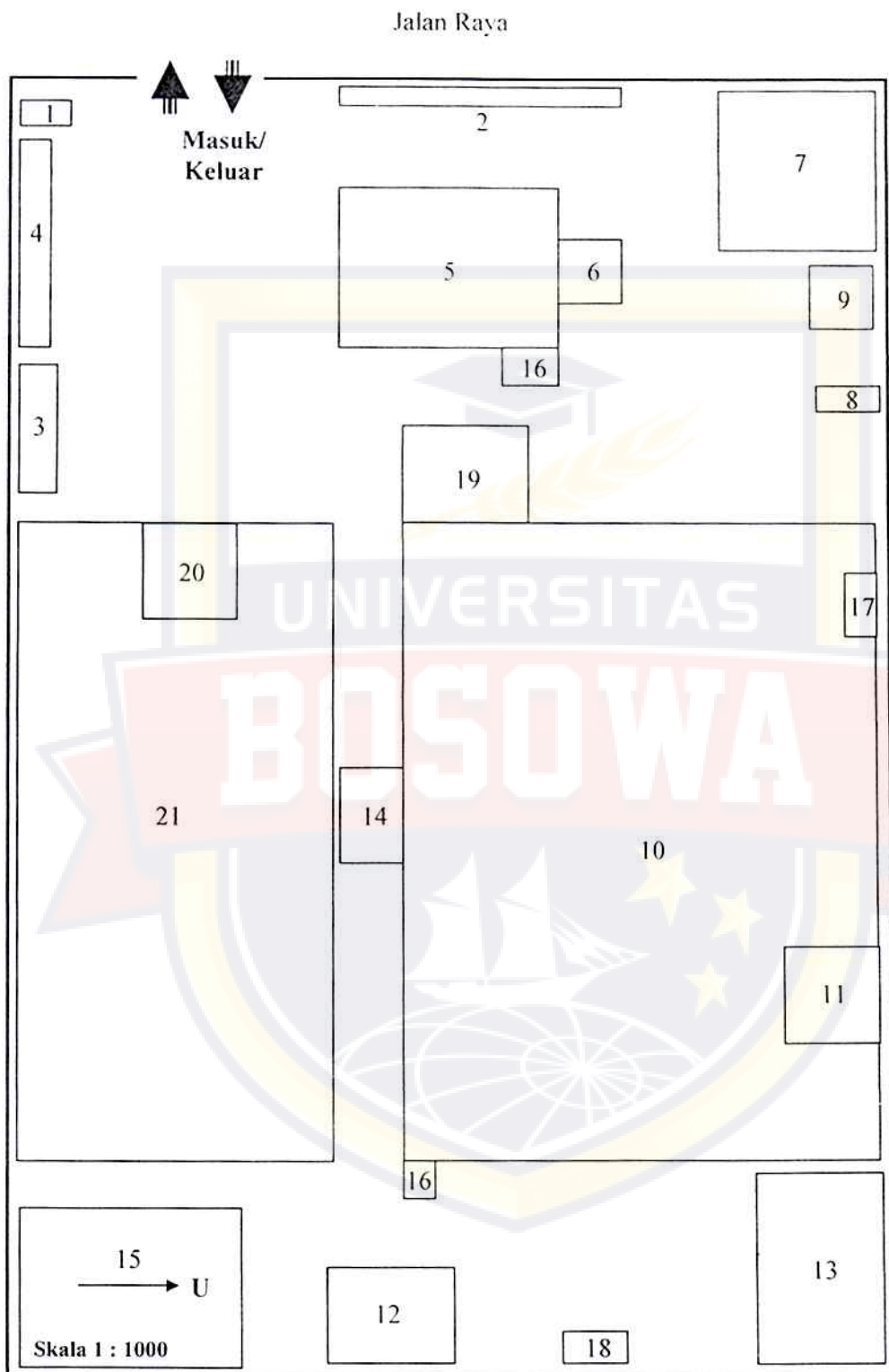
Untuk mendapatkan tata letak pabrik yang optimum harus dipertimbangkan beberapa faktor, yaitu :

1. Cara peletakan peralatan haruslah sedemikian rupa sehingga mempermudah pemeliharaan.
2. Setiap alat disusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan aliran proses.
3. Faktor keselamatan kerja harus diperhatikan agar bahaya dapat dihindari.
4. Pengaturan ruang agar memudahkan pengontrolan terhadap pengoperasian pabrik.
5. Tata letak bangunan harus memungkinkan untuk pengembangan pabrik di masa yang akan datang.

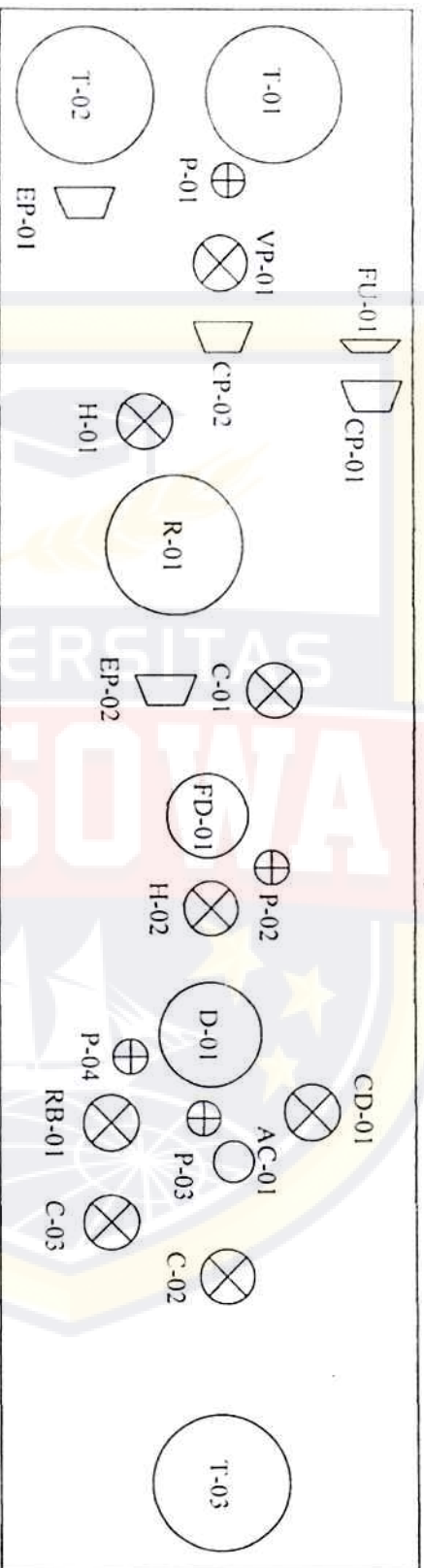
Luas lokasi pabrik yang dibutuhkan dapat dilihat pada tabel IX-1, gambar tata letak pabrik dapat dilihat pada gambar IX-1, sedangkan tata letak peralatan dalam ruang proses dapat dilihat dari gambar IX-2.

Tabel IX – 1. Luas Lokasi Pabrik Alil Asetat

No.	Lokasi	Ukuran (m)	Luas (m ²)	Luas(ft ²)
1.	Pos keamanan	4 x 8	32	344
2.	Jalan dan taman	3 x 200	600	6458
3.	Parkir angkutan	6 x 20	120	1292
4.	Parkir karyawan/tamu	5 x 75	375	4036
5.	Kantor	25 x 35	875	9418
6.	Perpustakaan	10 x 10	100	1076
7.	Mushallah	25 x 25	625	6727
8.	Kantin	4 x 10	40	431
9.	Poliklinik	10 x 10	100	1076
10.	Daerah proses	75 x 100	7500	80729
11.	Laboratorium	15 x 15	225	2422
12.	Bengkel	15 x 20	300	3229
13.	Daerah bahan baku	20 x 30	600	6458
14.	Daerah produk	10 x 15	150	1615
15.	Daerah utilitas	25 x 35	875	9418
16.	Toilet	6 x 5	30	323
17.	Ruang kontrol	5 x 10	50	538
18.	PMK	10 x 5	50	538
19.	Halaman pabrik	15 x 20	300	3229
20.	Gudang	15 x 15	225	2422
21.	Areal Perluasan	50 x 100	5000	68889
Total			18172	210668



Gambar IX-1. Tata Letak Pabrik Alil Asetat



Keterangan Gambar :

- | | | |
|-------------------------------------|--------------------------------------|--|
| 1. T - 01 : Tangki BB Asam Asetat | 9. H - 01 : Heater I | 17. CD - 01 : Condensor Distilasi |
| 2. T - 02 : Tangki BB Propilen | 10. R - 01 : Reaktor | 18. AC - 01 : Accumulator Distilasi |
| 3. EP - 01 : Expander Propilen | 11. EP - 01 : Expander Gas | 19. P - 03 : Pompa ReFluks Distilasi |
| 4. P - 01 : Pompa Asam Asetat | 12. C - 01 : Cooler I | 20. RB - 01 : Reboiler Distilasi |
| 5. VP - 01 : Vaporizer | 13. FD - 01 : Flash Drum | 21. P - 04 : Pompa Bottom Distilasi |
| 6. FU - 01 : Filter Udara | 14. P - 02 : Pompa Bottom Flash Drum | 22. C - 02 : Cooler II |
| 7. CP - 02 : Compressor Udara | 15. H - 02 : Heater II | 23. C - 03 : Cooler III |
| 8. CP - 01 : Compressor Asam Asetat | 16. D - 01 : Distilasi | 24. T - 03 : Tangki Produk Alil Asetat |

Gambar IX-2. Tata Letak Peralatan pada Ruang Proses Pabrik Alil Asetat

BAB X

BENTUK ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN



Skripsi by Indy n Irey

X. BENTUK ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN

Berdasarkan rencana produksi dari pabrik dengan kapasitas produksi 7.500 ton/tahun perusahaan ini cukup besar. Oleh karena itu perlu suatu sistem organisasi yang akan mengatur mekanisme kerja di dalam perusahaan/pabrik serta memecahkan masalah-masalah yang muncul di dalam perusahaan atau dengan kata lain suatu bentuk perusahaan harus memiliki sifat yang dinamis, yang berarti perusahaan itu harus dapat menyesuaikan diri terhadap segala perubahan untuk mencapai tujuan yang maksimum.

1. Bentuk Perusahaan

Pabrik ini merupakan perusahaan swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dan bergerak dalam industri kimia, yang sahamnya dipegang oleh negara dan masyarakat. Kekuasaan tertinggi dipegang oleh Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), dan Dewan Komisaris sebagai pengawas perusahaan. Pertimbangan yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan adalah :

- a. Kebutuhan modal yang besar yang dari modal sendiri (pemegang saham) dan selebihnya didapatkan dari pihak bank.
- b. Kedudukan antara pemimpin perusahaan dan pemegang saham terpisah.
- c. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh terhentinya pemegang saham, direksi dan karyawan.
- d. Kelayakan perseroan terpisah dari kekayaan setiap pemegang saham.

2. Sistem Organisasi Perusahaan

Dalam menjalankan tugas dan tanggung jawab setiap bagian mempunyai tugas dan tanggung jawab yang harus dipertanggungjawabkan kepada masing-masing atasan. Uraian tugas dan tanggung jawab masing-masing bagian diuraikan sebagai berikut :

a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Mereka merupakan pemilik perusahaan yang mana melalui rapat pemegang saham mereka menetapkan :

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengesahkan hasil-hasil usaha neraca perhitungan laba dan rugi tahunan.

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris ini bertindak sebagai wakil dari pemegang saham dan semua keputusan dipegang dan ditentukan oleh rapat persero :

1. Menentukan dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai direktur dan menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
2. Menyetujui dan menolak rencana yang diajukan oleh direktur.
3. Mengadakan evaluasi tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
4. Memberi nasehat kepada direktur bila ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

c. Direktur**1. Direktur Utama**

Direktur utama adalah pimpinan perusahaan yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris dan membawahi :

- a. Direktur Teknik dan Produksi
- b. Direktur Administrasi dan Keuangan
- c. Direktur Pemasaran

Ketiga direktur tersebut bertanggung jawab terhadap Direktur Utama.

Tugas dan wewenang direktur utama :

- a. Bertanggung jawab kepada dewan komisaris.
- b. Menetapkan kebijaksanaan peraturan dan tata tertib baik keluar maupun ke dalam perusahaan.
- c. Mengkoordinasi kerja sama antara Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Administrasi dan Keuangan dan Direktur Pemasaran.
- d. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- e. Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan

2. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur Teknik dan Produksi bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal :

- a. Pengawasan produksi
- b. Pengawasan peralatan pabrik
- c. Perbaikan dan pemeliharaan alat produksi dan utilitas
- d. Perencanaan jadwal produksi dan penyediaan sarana produksi

3. Direktur Keuangan dan Administrasi

Direktur Keuangan dan Administrasi bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal :

- a. Biaya- biaya produksi
- b. Laba rugi perusahaan
- c. Neraca keuangan
- d. Administrasi perusahaan

4. Direktur Pemasaran

Direktur Pemasaran bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam hal :

- a. Pemasaran produk
- b. Kelancaran distribusi produk

5. Sekretaris Perus

Sekretaris bertugas membantu direktur utama dalam melaksanakan tugas-tugasnya yang berhubungan dengan administrasi perusahaan.

6. Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Litbang mempunyai tugas :

- a. Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.
- b. Melaksanakan penelitian dan pengembangan terhadap produksi.
- c. Mengadakan evaluasi dibidang teknik dan ekonomi.
- d. Melaksanakan penelitian dan pencarian obyek-obyek pengembangan perusahaan.

d. Pembagian Departemen dan Tugasnya

1. Kepala Departemen Produksi

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam mutu dan kelancaran produksi dan membawahi :

a. Bagian proses

Tugas bagian proses adalah :

1. Mempersiapkan segala kebutuhan bahan, barang dan peralatan yang dibutuhkan untuk proses,
2. Mengatur dan mengawasi pelaksanaan jalannya proses produksi yang terjadi serta realisasi rencana dan bertanggung jawab atas jalannya masing-masing proses

b. Bagian laboratorium

Tugas bagian laboratorium :

1. Mengawasi dan menganalisa mutu produksi, bahan baku dan bahan pembantu.

Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan limbah kimia.

c. Bagian Utilitas

Bertugas mengawasi dan mengatur pelaksanaan penyediaan air pendingin, steam, air umpan boiler, bahan bakar dan listrik serta bertanggung jawab atas peralatan yang digunakan, misalnya boiler.

d. Bagian *Quality Control*

Bertugas mengawasi mutu bahan baku, bahan bakar dan produk, supaya diperoleh kualitas produk yang diharapkan.

2. Kepala Departemen Teknik

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam hal mengatur dan mengawasi segala masalah yang berhubungan dengan peralatan teknik, proses dan utilitas.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

a. Bagian Perawatan (*Maintenance*)

Melaksanakan pemeliharaan gudang, taman dan peralatan proses termasuk utilitas, dan melaksanakan perbaikan terhadap peralatan-peralatan yang mengalami kerusakan.

b. Bagian Teknik

Membuat rancangan peralatan proses untuk peningkatan dan efisiensi peralatan proses dalam rangka peningkatan produksi pabrik.

3. Kepala Departemen Kepegawaian

Bertanggung jawab terhadap Direktur Administrasi dan Keuangan dalam bidang pendidikan dan latihan, tenaga kerja, kesehatan serta keselamatan kerja.

Kepala Departemen Kepegawaian membawahi :

a. Bagian Pendidikan dan Pelatihan

Bertugas melaksanakan segala sesuatu yang berhubungan dengan tenaga kerja antara lain mengadakan pendidikan dan latihan kerja bagi karyawan.

b. Bagian Personalia

Bertugas melaksanakan segala sesuatu yang berhubungan dengan tenaga kerja antara lain penerimaan dan pemberhentian karyawan, mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang.

c. Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Bertugas melaksanakan segala sesuatu yang berhubungan dengan tenaga kerja antara lain penyediaan tenaga kesehatan dan menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi bahaya yang ada.



4. Kepala Departemen Administrasi dan Keuangan

Bertanggung jawab kepada direktur administrasi dan keuangan dalam hal anggaran dan keuangan perusahaan serta administrasi laporan keuangan dibidangnya.

Kepala Departemen Administrasi dan Keuangan membawahi :

a. Bagian Anggaran dan Keuangan

Tugas bagian anggaran dan keuangan adalah mengadakan perhitungan anggaran tentang gaji dan insentif karyawan, menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan keuangan dan membuat ramalan keuangan dimasa mendatang.

b. Bagian Administrasi

Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah perpajakan.

5. Kepala Departemen Pemasaran dan Pembelian

Bertanggung jawab kepada direktur pemasaran dalam hal pemasaran dan penanganan bahan baku serta pergudangan.

Kepala Departemen Pemasaran membawahi :

a. Bagian Pemasaran

Tugas bagian pemasaran adalah menangani hasil produksi dan mengurus segala keperluan konsumen seperti pembayaran komisi.

b. Bagian Gudang dan Pembelian

Tugas bagian gudang adalah mengatur keluar masuknya bahan baku dan hasil produksi serta peralatan gudang.

6. Kepala Departemen Umum dan Distribusi

Bertanggung jawab kepada direktur pemasaran dalam hal transportasi, keamanan dan distribusi hasil produksi.

Kepala Departemen Umum dan Distribusi membawahi :

a. Bagian Distribusi

Tugas bagian distribusi adalah menangani pendistribusian hasil produksi ke konsumen.

b. Bagian Transportasi

Bagian transportasi bertugas menjaga kelancaran pengangkutan bahan baku dan hasil produksi yang akan didistribusikan ke konsumen.

c. Bagian Keamanan

Bagian Keamanan bertugas menjaga dan memelihara keamanan di daerah sekitar pabrik, menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas

perusahaan dilingkungannya, mengawasi keluar masuknya orang selain karyawan di lingkungan pabrik.

3. Status Karyawan dan Upah

Pada perusahaan ini sistem upah karyawan berbeda-beda. Hal ini tergantung dari status karyawan dan tingkat pendidikan serta tinggi rendahnya kedudukan dan tanggung jawab serta keahliannya.

Adapun status karyawan dapat digolongkan sebagai berikut :

1. Karyawan tetap adalah karyawan yang menerima gaji bulanan yang besarnya tergantung dari kedudukan, keahlian, pendidikan dan masa kerja.
2. Karyawan harian adalah karyawan yang menerima upah harian yang dibayar pada akhir pekan.
3. Karyawan borongan adalah karyawan yang menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan misalnya : bongkar muat, *shut down*, dan lain-lain.

4. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik alil asetat direncanakan beroperasi selama 330 hari/tahun, 24 jam/hari, sedangkan sisa waktu yang ada selama setahun digunakan untuk *shut down (off all)*, pemeliharaan dan perbaikan peralatan pabrik.

Waktu kerja karyawan dibagi menjadi dua golongan, yaitu :

a. *Karyawan Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi dan langsung mengatur bagian-bagian tertentu di pabrik yang ada hubungannya dengan keamanan dan kelancaran produksi.

Tenaga karyawan tersebut bekerja secara bergantian sehari semalam dan biasanya juga masuk pada hari libur.

Karyawan *shift* ini antara lain : operator produksi, sebagian dari bagian teknik, karyawan produksi dan karyawan bagian gudang serta karyawan *security*.

Kelompok kerja ini dibagi menjadi empat shift, yaitu tiga shift kerja dan satu shift istirahat. Masing-masing shift bekerja selama 8 jam sehari dan lima hari dalam seminggu, dengan pengaturan waktu sebagai berikut :

Shift I, jam 08.00 – 16.00 WITA

Shift II, jam 16.00 – 24.00 WITA

Shift III, jam 24.00 – 08.00 WITA

Tiap *shift* mendapat dua kali libur setiap lima hari kerja. Setiap siklus (20 hari) tiap *shift* mendapat libur delapan hari.

Tabel X – 1. Jadwal Kerja Karyawan Pabrik Alil asetat

Kelompok	Hari ke						
	1	2	3	4	5	6	7
A	I	I	I	I	I	-	II
B	-	II	II	II	II	II	-
C	II	-	-	III	III	III	III
D	III	III	III	-	-	I	I

Keterangan :

A, B, C, D = Kelompok kerja *shift*

1, 2, 3, 4 = Hari kerja

I, II, III = Jam kerja *shift*

Waktu siklus = 20 hari

b. Karyawan Non Shift

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak langsung menangani pabrik yaitu direktur, kepala bagian, seksi-seksi dan bawahan yang ada di kantor atau dengan kata lain bekerja untuk pabrik yang pekerjaannya tidak kontinyu.

Pembagian jam kerja karyawan *non shift* adalah :

1. Hari Senin-Kamis : Pukul 08.00 – 12.00 WITA
: Pukul 13.00 – 16.00 WITA
2. Hari Jum'at : Pukul 08.00 – 11.00 WITA
: Pukul 13.30 – 16.00 WITA
3. Hari Sabtu : Pukul 08.00 – 12.00 WITA
: Pukul 13.00 – 15.00 WITA

Hari Minggu dan hari libur resmi lainnya.

5. Jaminan Sosial dan Kesejahteraan Karyawan

Untuk membuat suasana dan kepuasan kerja yang tinggi, maka harus diperhatikan mengenai jaminan sosial dan kesejahteraan karyawannya.

Hal ini berupa :

1. Tunjangan

Para karyawan tetap dan bulanan disamping menerima gaji pokok juga mendapatkan tunjangan berdasarkan jumlah keluarga karyawan. Selain itu setiap tahun semua karyawan mendapat Tunjangan Hari Raya (THR) berdasarkan tingkatan gaji karyawan dan juga bagi karyawan berprestasi diberikan bonus yang didasarkan pada tingkat prestasi dan ketentuan yang telah ditetapkan oleh perusahaan.

2. Fasilitas

Disediakan kendaraan antar jemput untuk karyawan dengan rute yang telah ditentukan oleh perusahaan. Juga disediakan fasilitas kendaraan dinas berupa kendaraan roda empat atau roda dua.

Fasilitas-fasilitas lain yang perlu diberikan adalah :

a. Klinik Kesehatan Tenaga Kerja

Hal ini sangat perlu diperhatikan perusahaan dengan cara menyediakan Balai Pengobatan di lokasi pabrik.

b. Perumahan

Dalam hal ini diatur sesuai dengan ketentuan yang berlaku dan petunjuk dari Dinas Tenaga Kerja berdasarkan Undang-Undang Pemerintah serta untuk mewujudkan Sistem Perburuhan Pancasila, maka perusahaan perlu mewujudkan perumahan sebagai sarana tempat tinggal bagi para karyawan yang disesuaikan dengan aturan dan kebijakan perusahaan.

3. Asuransi Tenaga Kerja

Seluruh karyawan perusahaan tanpa kecuali diikutsertakan dalam Aspek sesuai dengan Peraturan Pemerintah dan Dinas Tenaga Kerja. Di samping itu segala macam kecelakaan dan pengobatan yang diakibatkan oleh pekerja ditanggung oleh perusahaan.

Demikian pula biaya pengangkutan dari tempat terjadinya kecelakaan ke rumah korban atau rumah sakit ditanggung perusahaan sesuai dengan Undang-Undang Perburuhan.

Untuk jumlah karyawan pabrik alil asetat dapat dilihat pada tabel X - 2. Penentuan jumlah karyawan pabrik didasarkan pada kebutuhan manajemen perusahaan dan unit-unit produksi yang ada di dalam pabrik berdasarkan besar kecilnya volume pekerjaan.

Sedangkan struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar X-1. Bentuk struktur organisasi perusahaan dimaksudkan untuk mengatur mekanisme kerja di dalam perusahaan/pabrik guna meningkatkan produktivitas dan efektivitas kerja para karyawan dan kemudahan di dalam memberikan tanggung jawab dan koordinasi setiap bidang pekerjaan yang ada di dalam perusahaan.



Tabel X – 2. Jumlah Karyawan Pabrik Alil asetat

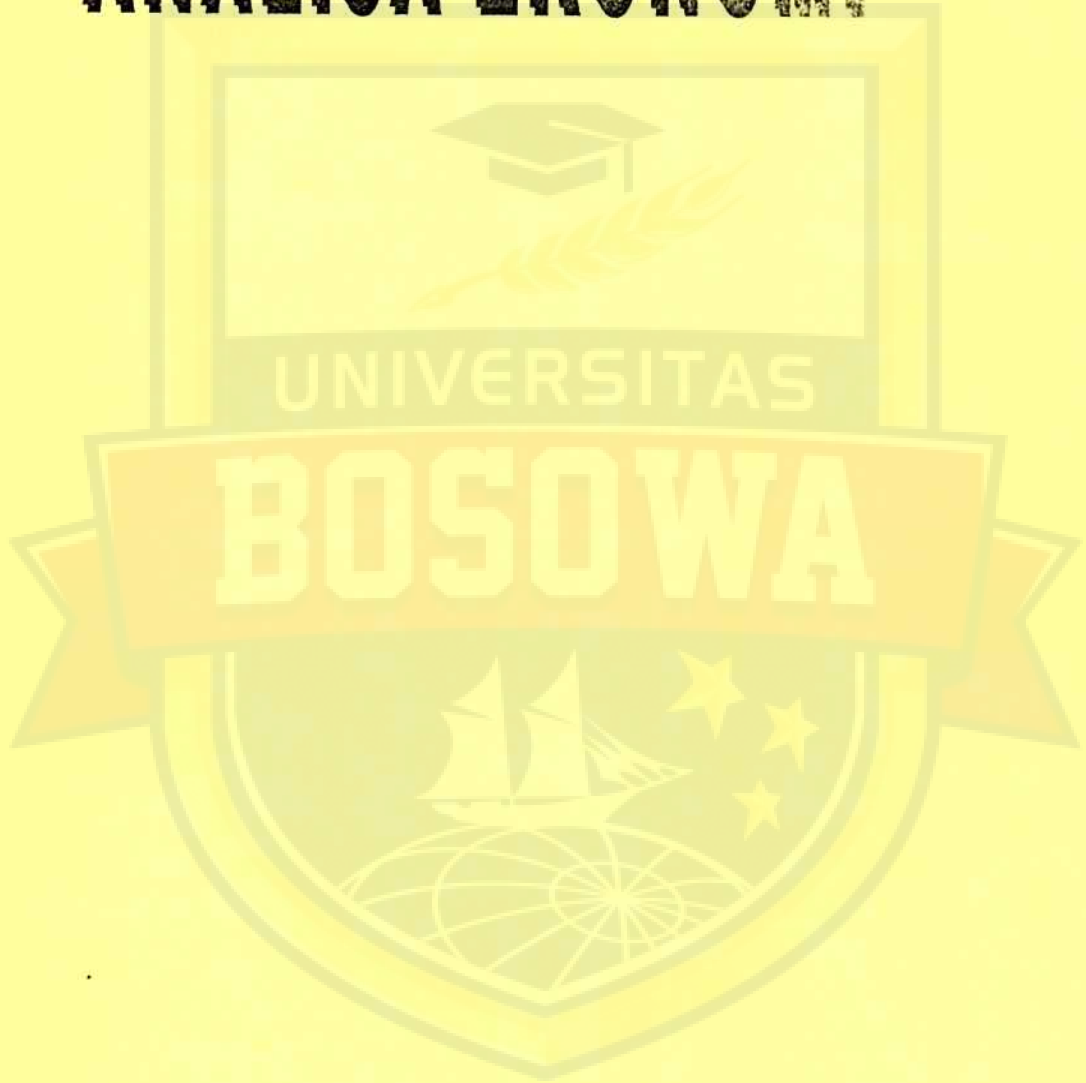
No	Jabatan	Gol.	Jumlah
1	Direktur Utama	V	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	IV/V	1
3	Direktur Administrasi dan Keuangan	IV/V	1
4	Direktur Pemasaran	IV	1
5	Kepala Litbang	IV	1
6	Staf Litbang	IV	4
7	Sekretaris	IV	1
8	Staf Sekretaris	IV	3
9	Kepala Departemen Teknik	IV	1
10	Kepala Departemen Produksi	IV	1
11	Kepala Departemen Kepegawaian	IV	1
12	Kepala Departemen Administrasi dan Keuangan	IV	1
13	Kepala Departemen Pemasaran dan Pembelian	IV	1
14	Kepala Departemen Umum dan Distribusi	IV	1
15	Kepala Bagian Maintenance	IV	1
16	Kepala Bagian Teknik	IV	1
17	Kepala Bagian Proses	IV	1
18	Kepala Bagian Laboratorium	IV	1
19	Kepala Bagian Utilitas	IV	1
20	Kepala Bagian Quality Control	IV	1
21	Kepala Bagian Diklat	IV	1
22	Kepala Bagian Personalia	IV	1
23	Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja	IV	1
24	Kepala Bagian Anggaran dan Keuangan	IV	1
25	Kepala Bagian Administrasi	IV	1
26	Kepala Bagian Pemasaran	IV	1
27	Kepala Bagian Gudang dan Pembelian	IV	1
28	Kepala Bagian Distribusi	IV	1
29	Kepala Bagian Transportasi	IV	1
30	Kepala Bagian Keamanan	III	1
31	Staf Departemen Teknik	III	6
32	Staf Departemen Produksi	II/III	6
33	Staf Departemen Kepegawaian	II/III	6
34	Staf Departemen Administrasi dan Keuangan	II/III	6
34	Staf Departemen Pemasaran dan Pembelian	II/III	6
36	Staf Departemen Umum dan Distribusi	II/III	6
37	Karyawan Proses dan Produksi	II/III	75
38	Perawat dan K3	II/III	9
39	Karyawan Quality Control	III	8
40	Karyawan Laboratorium	ii/III	8
41	Petugas Keamanan	II/III	12
42	Sopir	II	5
43	Petugas Kebersihan	II	9
Jumlah Tenaga Kerja			197

Keterangan :

- Gol. V : Tingkat Pendidikan Sarjana atau minimal (S1)
- Gol. IV : Tingkat Pendidikan Sarjana (S1)
- Gol. III : Tingkat Pendidikan DIII
- Gol. II : Tingkat Pendidikan SMU

BAB VI

ANALISA EKONOMI



Skripsi by Indy 'n Trey

XI. ANALISA EKONOMI

Perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah suatu pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak.

Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik alil asetat adalah :

1. Laju pengembalian modal (*rate of return*).
2. Waktu pengembalian modal (*pay out time*).
3. Titik impas (*break event point*).
4. *Shut down point* (SDP)
5. *Interest rate of return* (IRR).

Untuk menentukan faktor-faktor di atas terlebih dahulu perlu diketahui :

1. *Total capital investment* (TCI)
2. *Total production cost* (TPC)

1. Total Capital Investment

Total capital investment diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal sampai pabrik selesai dibangun dan siap beroperasi.

Total capital investment dibagi atas dua bagian, yaitu :

1. *Fixed Capital Investment* (FCI), yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik. Meliputi pembelian peralatan, pemasangan alat dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat beroperasi. Hasil perhitungan didapatkan nilai FCI sebesar Rp. 85.448.418.237.

2. *Working Capital Investment (WCI)*, yaitu modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu. Hasil perhitungan analisa ekonomi diperoleh nilai WCI sebesar Rp. 15.079.132.630.

Karena keterbatasan data yang dibutuhkan untuk membuat analisa ekonomi secara terinci (*detail estimation*), maka dalam perancangan ini digunakan metode *study estimate*, yaitu metode dimana semua investasi pabrik dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik.

2. Total Production Cost (TPC)

Total production cost (total biaya produksi) terdiri dari :

1. *Manufacturing Cost* (Biaya Produksi)

Manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik yang berhubungan dengan operasi produksi dan peralatan proses yang terdiri dari :

- a. *Direct Production Cost* (biaya produksi langsung), yaitu meliputi biaya transportasi bahan baku, upah buruh, biaya supervisi langsung, perawatan dan perbaikan, power, utilitas dan *royalties*.

Hasil perhitungan analisa ekonomi diketahui biaya produksi langsung sebesar Rp. 195.151.440.802.

- b. *Fixed Charges* (biaya tetap), yaitu biaya yang tetap dari tahun ke tahun dan tidak berubah dengan adanya perubahan laju produksi. Biaya tersebut adalah meliputi pajak, depresiasi, asuransi dan bunga bank.

Hasil perhitungan analisa ekonomi diketahui biaya tetap sebesar Rp. 11.535.536.462.

- c. *Plant Overhead Cost* (biaya tambahan pabrik), terdiri dari pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan, perawatan pabrik secara umum, keamanan sosial, asuransi jiwa, pengepakan, fasilitas rekreasi, laboratorium dan fasilitas penyimpanan.

Hasil perhitungan analisa ekonomi diketahui biaya tambahan pabrik sebesar Rp. 13.068.725.605.

2. *General Expenses* (Biaya Umum)

Yaitu biaya-biaya umum yang dikeluarkan untuk menunjang operasi pabrik, yang meliputi biaya administrasi, biaya pemasaran dan distribusi, biaya penelitian dan pengembangan (*research* dan *development*) serta pajak pendapatan.

Hasil perhitungan analisa ekonomi diketahui biaya umum sebesar Rp. 41.618.809.238.

3. Analisa Profitability

Dalam analisa ini digunakan beberapa asumsi, yaitu umur pabrik 15 tahun dengan kapasitas produksi masing-masing adalah :

1. tahun pertama 80%,
2. tahun kedua 90%,
3. tahun ketiga sampai ke limabelas 100%,
4. pajak pendapatan 35% dari laba kotor.

a. *Break Event Point*

Break event point merupakan kondisi dimana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi atau disebut titik impas.

b. *Cash Flow*

Pembuatan *cash flow* dimaksudkan untuk mengetahui sampai berapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanam. *Cash flow* dari pabrik yang direncanakan dapat dilihat pada Tabel XI-1.

c. *Interest Rate of Return (IRR)*

Didefinisikan sebagai beban *discount* yang mampu ditanggung oleh sebuah perusahaan sedemikian rupa sehingga *commulative present value*.

d. *Shut Down Point (SDP)*

Merupakan suatu kondisi dimana pabrik beroperasi dengan kapasitas produksi tertentu mengalami penyusutan peralatan operasi sehingga pabrik harus dihentikan dan dikeluarkan biaya untuk pemeliharaan dan perbaikan.

e. *Return on Investment (ROI)*

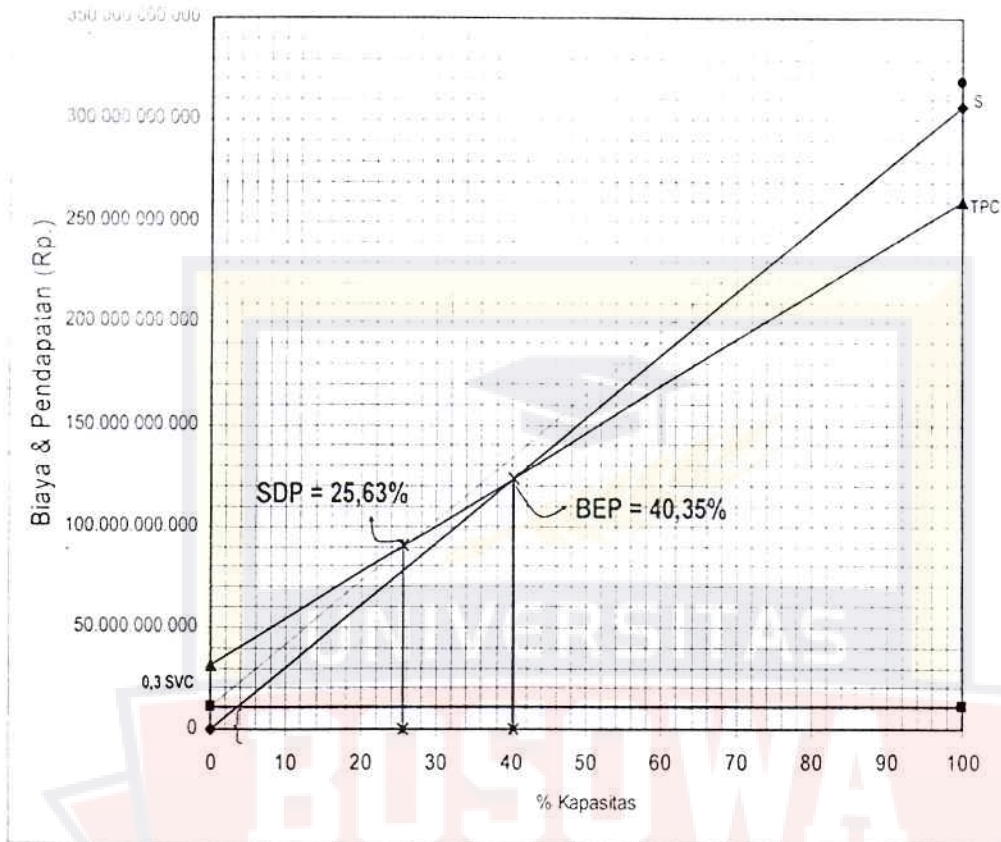
Return on investment atau laju pengembalian modal adalah perbandingan antara uang yang diperoleh setiap tahun terhadap total investasi.

Hasil-hasil perhitungan analisa ekonomi yang diperoleh pada Lampiran-D adalah sebagai berikut :

1. Total modal investasi (*total capital investement*) Rp. 100.527.550.867.
2. Total biaya produksi (*total production cost*) Rp. 261.374.512.107.
3. Laba sebelum pajak Rp. 45.375.487.893 dan sesudah pajak Rp. 29.494.067.130.
4. *Return on investment* sebelum dan sesudah pajak masing-masing 45,14% dan 29,34%.

5. *Pay out time* sebelum dan sesudah pajak masing-masing 1.6 tahun dan 2.3 tahun.
6. *Break even point* sebesar 40,35%
7. *Shut Down Point* sebesar 25,63%
8. *Interest rate of return* sebesar 31,37%





Gambar XI-1. Grafik Break Event Point Pabrik Alil Asetat

Keterangan :

S : *Total Sales* (Total Harga Penjualan)

TPC : *Total Product Cost* (Total Biaya Produksi)

FC : *Fixed Cost* (Biaya Tetap)

SVC : *Semi Variable Cost* (Biaya Semi Variabel)

BEP : *Break Even Point* (Titik Impas)

SDP : *Shut Down Point* (Titik Pabrik Berhenti Beroperasi)

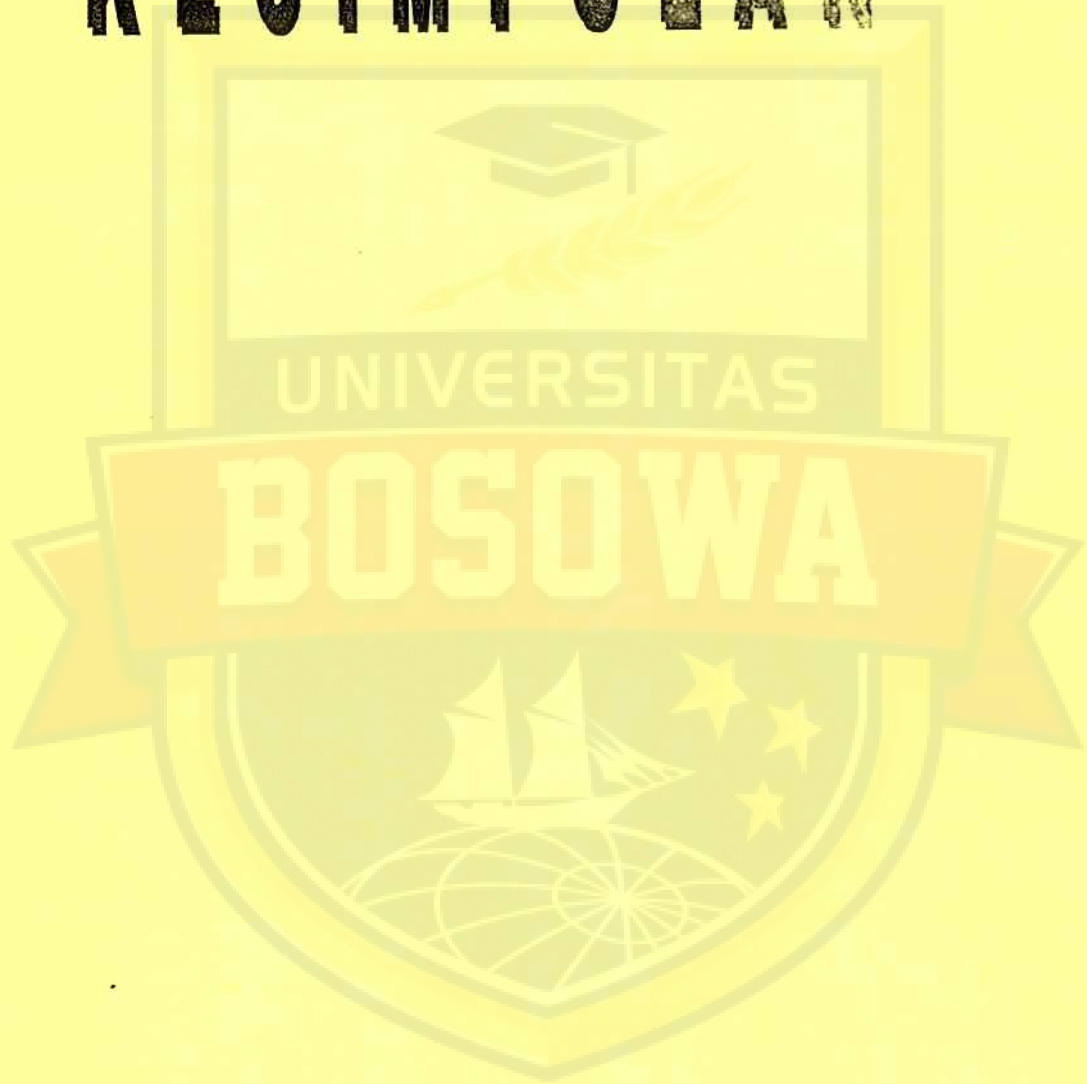
Tabel XI - 1. Perhitungan *Cash Flow* Pabrik Aali Asetat

Tahun ke-n	Kapasitas (%)	INVESTASI				Penjualan (Rp.)
		Modal Sendiri (Rp.)	Modal Pinjaman (Rp.)	Bunga Pinjaman (Rp.)	Jumlah (Rp.)	
1	2	3	4	5	6	7
-1		40.211.020,347				
0			20.105.510,173	3.015.826,526	63.332.357,046	
			40.211.020,347	9.499,853,557	49.710.873,904	
			60,316,530,520	12,515,680,083	113,043,230,950	
1	80					245.400.000,000
2	90					276.075.000,000
3	100					306.750.000,000
4	100					306.750.000,000
5	100					306.750.000,000
6	100					306.750.000,000
7	100					306.750.000,000
8	100					306.750.000,000
9	100					306.750.000,000
10	100					306.750.000,000
11	100					306.750.000,000
12	100					306.750.000,000
13	100					306.750.000,000
14	100					306.750.000,000
15	100					306.750.000,000

<i>Cash Flow</i> (Rp.)	Pengembalian Pinjaman (Rp.)	<i>Net Cash Flow</i> (Rp.)	<i>Discounted</i> <i>Cash Flow</i> (Rp.)	<i>Discounted</i> <i>Net Cash Flow</i> (Rp.)	<i>Present Value</i> 0.31367759
14	15	16	17	18	19
32.140.095,528	19.768.742,878	12.371.352,650	27.947.909,155	10.757.697,956	24.465.740,897
35.089.502,241	18.208.052,651	16.881.449,590	26,532,704,908	12,764,801,202	20,332,914,068
38.038,908,954	16,647,362,424	21,391,546,530	25,011,200,101	14,065,289,081	16,778,830,169
38.038,908,954	15,086,672,196	22,952,236,758	21,748,869,653	13,123,015,860	12,772,411,056
38.038,908,954	13,525,981,969	24,512,926,985	18,912,060,568	12,187,257,011	9,722,637,546
38.038,908,954	11,965,291,742	26,073,617,212	16,445,270,059	11,272,344,246	7,401,083,511
38.038,908,954	10,404,601,515	27,634,307,439	14,300,234,834	10,388,759,739	5,633,866,003
38.038,908,954	0	38,038,908,954	12,434,986,812	12,434,986,812	4,288,621,537
38.038,908,954	0	38,038,908,954	10,813,032,011	10,813,032,011	3,264,592,143
38.038,908,954	0	38,038,908,954	9,402,636,531	9,402,636,531	2,485,078,659
38.038,908,954	0	38,038,908,954	8,176,205,679	8,176,205,679	1,891,696,014
38.038,908,954	0	38,038,908,954	7,109,744,069	7,109,744,069	1,440,000,217
38.038,908,954	0	38,038,908,954	6,182,386,147	6,182,386,147	1,096,159,536
38.038,908,954	0	38,038,908,954	5,375,987,954	5,375,987,954	834,420,519
38.038,908,954	0	38,038,908,954	4,674,772,134	4,674,772,134	635,179,077
					113,043,230,950

BAB XII

KESIMPULAN



Skripsi by Indy 'n Irey

XII. KESIMPULAN

Prarancangan pabrik alil asetat dari propilen dan asam asetat dengan kapasitas 7.500 ton pertahun diharapkan akan mencapai hasil produksi yang maksimal sesuai dengan yang diharapkan, sehingga hasil produksi tersebut akan dapat memenuhi kebutuhan para konsumen. Pabrik ini rencananya akan didirikan di Kawasan Industri Bontang Propinsi Kalimantan Timur. Dari hasil analisa prarancangan pabrik alil asetat ini cukup menguntungkan, maka dapat ditarik beberapa kesimpulan sebagai berikut :

- Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.
- Membuka lapangan kerja baru, sehingga akan dapat membantu mengurangi jumlah pengangguran.
- Karena tersedianya bahan baku.

DAFTAR PUSTAKA



Skripsi by Indy 'n Irey

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1945. *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc. Graw Hill Book Co., New York.
- Bhatt, B.I. and Vora, S.M., 1984. *Stoichiometry*, Second Edition, Tata McGraw-Hill Publishing Company Limited, New Delhi.
- Biro Pusat Statistik Makassar, 2006
- Brown, G.G., 1950. *Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1950. *Proses Equipment Design*, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Coulson J.M. and Richardson, J.F., 1983. *Chemical Engineering (An Introduction to Chemical Engineering Design)*, Volume 6, Pergamon Press, Oxford, New York, Toronto, Sydney, Paris, Frankfurt.
- Faith, Keyes and Clarck, 1961. *Industrial Chemical*, 4th edition, John Wiley and Sons Inc., New York.
- Foust, A. S, Leonard, A and Wenzel, *Priciple of Unit Operation*, John Wiley and Sons Inc.
- Groggins, P.H., 1958. *Unit Process In Organic Synthesis*, Fitfth Edition, McGraw-Hill Book Company, New York, Toronto London.
- Hesse, C. Herman, 1945. *Process Equipment Design*, D. Van Nostrand Company, Inc., Princeton, New Jersey.
- James G. Speight, 2002. *Chemical And Process Design Handbook*, First Edition, McGraw-Hill Companies, Inc., New York.
- Kern, D. Q, 1950. *Process Heat Transfer*, International Edition, McGraw-Hill, Kokagusha, Tokyo.
- Levenspiel, O., 1972. *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiley & Sons, Inc., Canada.
- Perry, R. H, and Chilton Cecil, H. 1984. *Chemical Engineering Hand Book*, 6th edition, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peter, M. S and Klous, T. D, 1980. *Plant Design and Economic For Chemical Engineering*, 3rd Edition McGraw-Hill Kogakusha, Tokyo.

Prausnitz, J.M., Sherwood, T.K., Reid, R.C., 1991. *Sifat Gas dan Zat Cair*, Edisi Ketiga, PT Gramedia Pustaka Utama, Jakarta.

Rase, H. F and Borrow, M. H. 1983. *Project Engineers of Proses Plant*, Edition, John Wiley and Sons, New York.

Richard Greene, "*Process Technology and Flowsheets Volume IP*", Mc. Graw Hill Co. New York, N.Y. 1983.

Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 1984. *Introduction To Chemical Engineering Thermodynamics*, Third Edition, McGraw-Hill International Book Company, Singapore.

Smith, J.M., 1981. *Chemical Engineering Kinetics*, Third Edition, McGraw-Hill Book Co., Singapore.

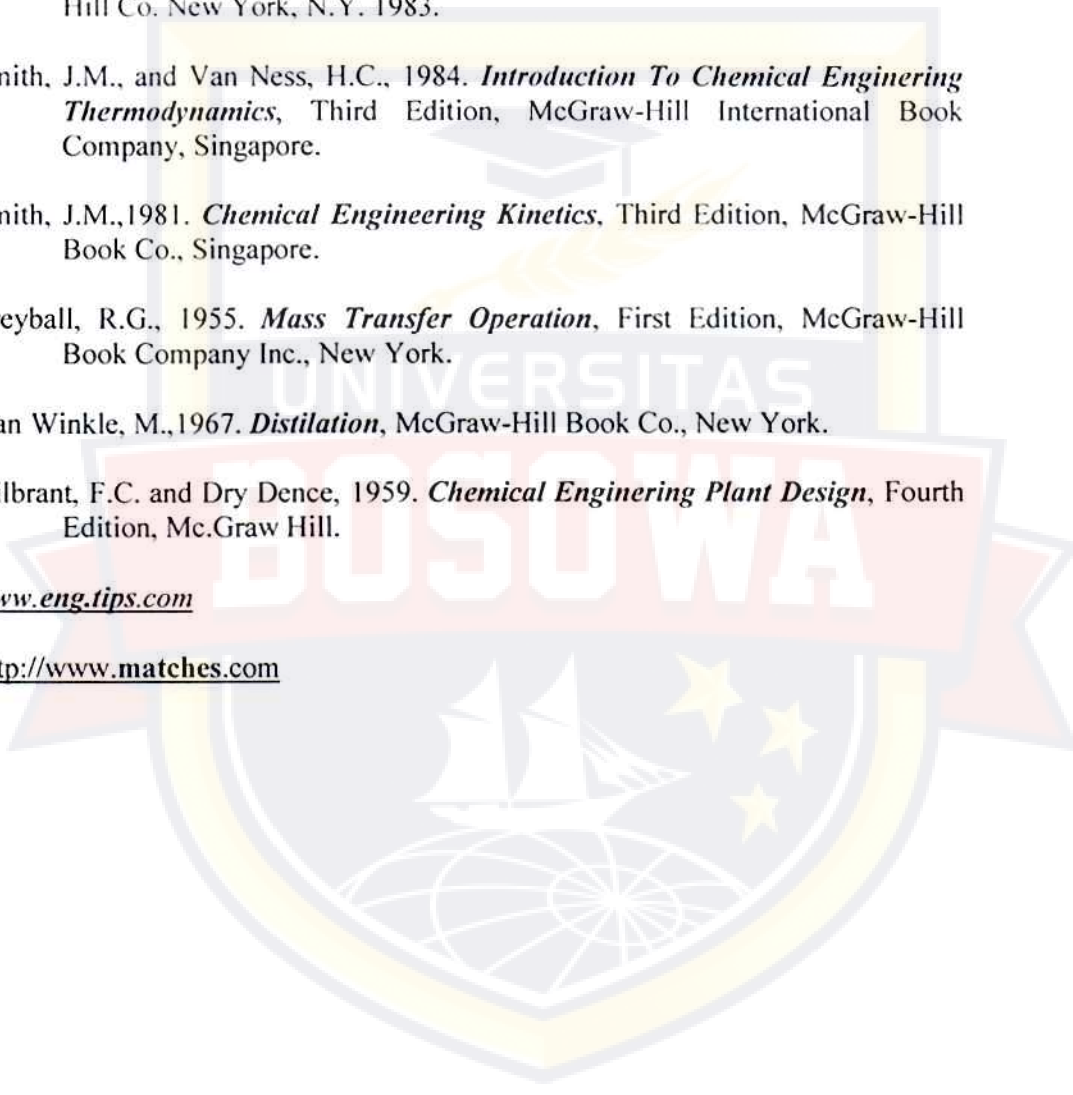
Treyball, R.G., 1955. *Mass Transfer Operation*, First Edition, McGraw-Hill Book Company Inc., New York.

Van Winkle, M., 1967. *Distillation*, McGraw-Hill Book Co., New York.

Vilbrant, F.C. and Dry Dence, 1959. *Chemical Engineering Plant Design*, Fourth Edition, Mc.Graw Hill.

www.eng.tips.com

<http://www.matches.com>



LAMPIRAN A



Skripsi by Indy 'n Irey

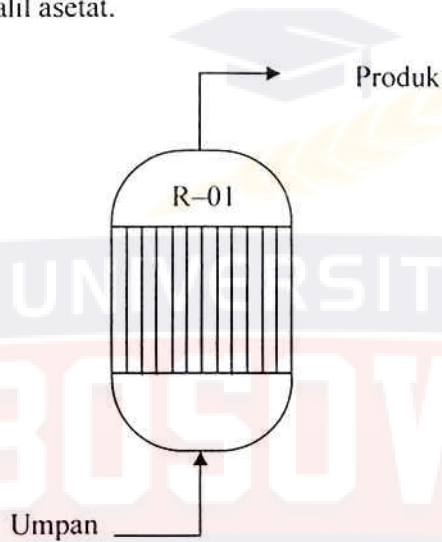
LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Basis operasi 1 jam

1. Reaktor (R – 01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi katalitik fase gas propilen asam asetat membentuk alil asetat.



Kondisi operasi Reaktor (R – 01) : (James G. Speight 2002, 2.40)

- Suhu : 180 °C
- Tekanan : 4,75 atm (70 Psi)
- Fase : Gas
- Katalis : Palladium (Pd)
- Konversi : 98 %
- Tipe reaktor : Fixed Bed Reaktor

Komposisi bahan baku

a. Asam Asetat

CH_3COOH : 99,4 %

H_2O : 0,6 %

b. Propilen

C_3H_6 : 99 %

C_3H_8 : 1 %

c. Udara

O_2 : 21 %

N_2 : 79 %

Perhitungan :

Basis 100 kg umpan asam asetat dan campurannya masuk reaktor , komposisi asam asetat masuk reaktor adalah :

$$\begin{aligned}\text{CH}_3\text{COOH} &= \frac{99,4}{100} \times 100 \text{ kg} \\ &= \frac{99,4}{60 \text{ kg/kgmol}} \\ &= 1,6567 \text{ kgmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} &= \frac{0,6}{100} \times 100 \text{ kg} \\ &= 0,6 \text{ kg}\end{aligned}$$

Perbandingan mol umpan propilen dan asam asetat masuk reaktor sebesar 1:1

Maka komposisi propilen masuk reaktor :

$$\text{C}_3\text{H}_6 = 1/1 \times \text{kgmol CH}_3\text{COOH}_{\text{masuk}}$$

$$= 1/1 \times 1,6567 \text{ kgmol}$$

$$= 69,5814 \text{ kg}$$

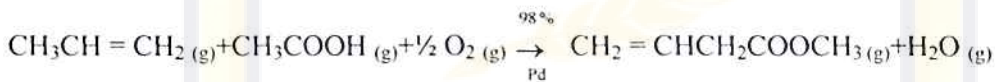
C_3H_8 terikut dalam C_3H_6 adalah :

$$= \frac{1\%}{99\%} \times 69,5814 \text{ kg}$$

$$= 0,7028 \text{ kg}$$

Reaksi pada Reaktor :

Reaksi Utama



Propilen

Asam Asetat

Alil Asetat

Dik : BM C_3H_6 = 42 kg/kgmol

BM CH_3COOH = 60 kg/kgmol

BM O_2 = 32 kg/kgmol

BM $C_3H_8O_2$ = 100 kg/kgmol

BM H_2O = 18 kg/kgmol

$$CH_3COOH_{\text{mula-mula}} = \frac{99,4}{60} \text{ kg/kgmol}$$

$$= 1,6567 \text{ kgmol}$$

$$CH_3COOH_{\text{bereaksi}} = 0,98 \times \text{kgmol } CH_3COOH_{\text{mula-mula}}$$

$$= 0,98 \times 1,6567 \text{ kgmol}$$

$$= 1,6235 \text{ kgmol} \times 60 \text{ kg/kgmol}$$

$$= 97,4120 \text{ kg}$$

$$CH_3COOH_{\text{sisa}} = CH_3COOH_{\text{mula-mula}} - CH_3COOH_{\text{bereaksi}}$$

$$= 99,4 - 97,4120$$

$$= 1,9880 \text{ kg}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6 \text{ bereaksi} = 1/1 \text{ kgmol CH}_3\text{COOH} \text{ bereaksi}$$

$$= 1/1 \times 1,6235 \text{ kgmol}$$

$$= 1,6235 \text{ kgmol} \times 42 \text{ kg/kgmol}$$

$$= 68,1884 \text{ kg}$$

$$\text{C}_3\text{H}_6 \text{ sisa} = \text{C}_3\text{H}_6 \text{ mula-mula} - \text{C}_3\text{H}_6 \text{ bereaksi}$$

$$= (69,5814 - 68,1884 \text{ kg})$$

$$= 1,3930 \text{ kg}$$

$$\text{O}_2 \text{ bereaksi} = \frac{1}{2} \times \text{kgmol CH}_3\text{COOH} \text{ bereaksi}$$

$$= \frac{1}{2} \times 1,6235 \text{ kgmol}$$

$$= 0,8118 \text{ kgmol} \times 32 \text{ kg/kgmol}$$

$$= 25,9765 \text{ kg}$$

$$\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2 \text{ terbentuk} = 1/1 \times \text{kgmol CH}_3\text{COOH} \text{ bereaksi}$$

$$= 1/1 \times 1,6235 \text{ kgmol} \times 100 \text{ kg/kgmol}$$

$$= 162,3533 \text{ kg}$$

$$\text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk} = 1/1 \times \text{kgmol CH}_3\text{COOH} \text{ bereaksi}$$

$$= 1/1 \times 1,6235 \text{ kgmol} \times 18 \text{ kg/kgmol}$$

$$= 29,2230 \text{ kg}$$

Reaksi Samping



$$\text{C}_3\text{H}_8 \text{ bereaksi} = \frac{0,7028 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}}$$

$$= 0,0159 \text{ kgmol}$$

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 \text{ terbentuk} &= 5/1 \times \text{kgmol C}_3\text{H}_8 \text{ bereaksi} \\
 &= 5/1 \times 0,0159 \text{ kgmol} \\
 &= 0,0789 \text{ kgmol} \times 32 \text{ kg/kgmol} \\
 &= 2,5556 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= 3/1 \times \text{kgmol C}_3\text{H}_8 \text{ bereaksi} \\
 &= 3/1 \times 0,0159 \text{ kgmol} \\
 &= 0,0789 \text{ kgmol} \times 44 \text{ kg/kgmol} \\
 &= 2,1084 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} \text{ terbentuk} &= 4/1 \times \text{kgmol C}_3\text{H}_8 \text{ bereaksi} \\
 &= 4/1 \times 0,0159 \text{ kgmol} \\
 &= 0,0639 \text{ kgmol} \times 18 \text{ kg/kgmol} \\
 &= 1,1500 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan yang digunakan adalah O₂ dari udara sebanyak 10 % berlebih. Maka komposisi udara masuk reaktor adalah :

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 &= 1,10 \times \text{kg O}_2 \text{ bereaksi} \\
 &= 1,10 \times 28,5321 \\
 &= \frac{31,3853 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kgmol}} \\
 &= 0,9808 \text{ kgmol}
 \end{aligned}$$

N₂ dalam O₂ masuk adalah :

$$\begin{aligned}
 &= \frac{79\%}{21\%} \times 0,9808 \text{ kgmol} \\
 &= 3,6897 \text{ kgmol} \times 28 \text{ kg/kgmol} \\
 &= 103,3116 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{O}_2 \text{ sisa keluar} &= \text{O}_2 \text{ masuk} - \text{O}_2 \text{ bereaksi} \\
 &= 31,3853 - 28,5321 \\
 &= 2,8532 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Maka komposisi produk keluar reaktor :

- CH_3COOH = 1,9880 kg
- C_3H_6 = 1,3930 kg
- $\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2$ = 162,3533 kg
- H_2O = H_2O terkait CH_3COOH masuk + H_2O dari reaksi (1) + H_2O dari reaksi (2)
 = $0,6 + 29,2236 + 1,1500$
 = 30,9736 kg
- CO_2 = CO_2 dari reaksi (2) = 2,1084 kg
- N_2 = 103,3116 kg
- O_2 = 2,8532 kg

Neraca Massa Total Reaktor (R - 01)

Masuk :

Umpan segar :

CH_3COOH	=	99,4 kg
H_2O	=	0,6 kg
C_3H_6	=	69,5814 kg
C_3H_8	=	0,7028 kg
N_2	=	103,3116 kg
O_2	=	31,3853 kg
Total	=	304,9811 kg

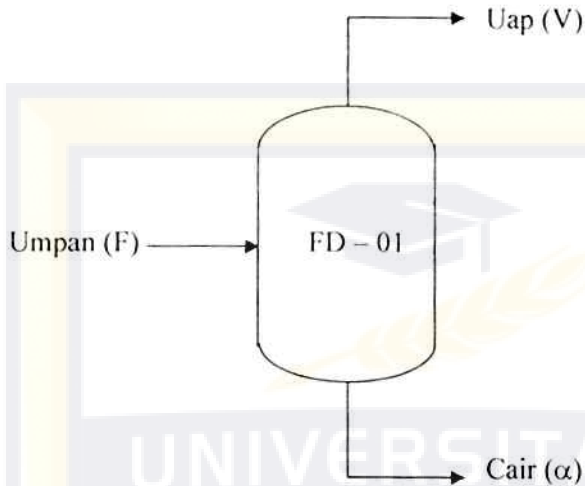
Keluar :

Campuran gas :

CH_3COOH	=	1,9880 kg
H_2O	=	30,9736 kg
C_3H_6	=	1,3930 kg
$\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2$	=	162,3533 kg
CO_2	=	2,1084 kg
N_2	=	103,3116 kg
O_2	=	2,8532 kg
Total	=	304,9811 kg

2. Flash Drum (FD - 01)

Fungsi : Memisahkan komponen O_2 , N_2 , CO_2 dan C_3H_8 kedalam fase uap dan komponen H_2O , $C_5H_8O_2$ dan CH_3COOH kedalam fase cair.



Komposisi gas produk reaktor (R - 01) masuk flash drum (FD - 01) :

Komponen	Kg	BM; Kg/Kgmol	Kgmol
O_2	2,8532	32	0,0892
N_2	103,3116	28	3,6897
CO_2	2,1084	44	0,0479
C_3H_6	1,3930	42	0,0332
$C_5H_8O_2$	162,3533	100	1,6235
H_2O	30,9736	18	1,7207
CH_3COOH	1,9880	60	0,0331
Total	304,9811		7,2372

Komposisi uap-cairan keluar flash drum (FD - 01) dalam kondisi kesetimbangan. Untuk mendapatkan kondisi tersebut dilakukan perhitungan suhu (T) dan tekanan (P) operasi dengan metode Trial - Error.

Neraca massa flash drum (FD - 01) :

$$F = V + \alpha$$

$$F \cdot X_F = V \cdot Y_i + \alpha \cdot X_i \quad \longrightarrow \quad (Y_i = X_i \cdot K_i)$$

$$F \cdot X_F = V \cdot X_i \cdot K_i + \alpha \cdot X_i \quad \longrightarrow \quad (Y_i = X_i \cdot K_i)$$

$$F_i = X_i (V \cdot K_i + \alpha) \longrightarrow (X_i = \alpha_i / \alpha)$$

$$F_i = \frac{\alpha_i}{\alpha} (V \cdot K_i + \alpha)$$

$$\alpha_i = \frac{F_i \cdot \alpha}{(V \cdot K_i + \alpha)} \quad (\text{dibagi } \alpha)$$

$$\alpha_i = \frac{F_i \cdot \alpha}{\frac{V}{\alpha} \cdot K_i + 1}$$

Dimana : F_i = Kgmol komponen i dalam umpan

α_i = Kgmol komponen i fase cair keluar

α = Total kgmol komponen dalam fase cair keluar

V = Total kgmol komponen dalam fase uap keluar

K_i = Konstanta kesetimbangan uap-cair komponen i

K_i dihitung dengan persamaan :

$$K_i = \frac{P_i}{P} \longrightarrow (\text{Persamaan 2.61 hal. 73, Van Winkle})$$

Dimana : P_i = Tekanan uap murni komponen i

P = Tekanan total (operasi)

P_i komponen dihitung dengan persamaan :

$$\ln P_i = A \cdot \frac{B}{C+T} \longrightarrow (\text{Pers. 6.31 hal. 181, Sherwood and Prausnitz})$$

Dimana : P_i = Tekanan uap murni komponen; mmHg

A, B, C = Konstanta Antoine

T = Suhu; °K

Diketahui data konstanta Antoine untuk setiap komponen yaitu :

Komponen	Antoine		
	A	B	C
O ₂	15,4075	734,55	-6,54
N ₂	14,9542	588,72	-6,6
CO ₂	22,5898	3103,39	-0,16
C ₃ H ₆	15,7027	1807,53	-26,15
C ₅ H ₈ O ₂	16,1003	2744,68	-56,15
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13
CH ₃ COOH	16,8080	3405,57	56,34

Persamaan $\alpha_i = \frac{F_i}{\frac{V}{\alpha} \cdot K_i + 1}$ digunakan dalam perhitungan kondisi

kesetimbangan pemisahan uap-cairan keluar flash drum (FD - 01).

Trial kondisi operasi kesetimbangan pada :

$$T = 40 \text{ }^\circ\text{C} (313 \text{ }^\circ\text{K})$$

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

$$V/\alpha = 1,747165$$

Komponen	F _i ; Kgmol	P _i ; mmHg	K _i = P _i /P	α _i ; Kgmol
O ₂	0,0892	447448,4745	588,7480	0,00009
N ₂	3,6897	457160,6219	601,5271	0,00351
CO ₂	0,0479	317980,3985	418,3953	0,00007
C ₃ H ₆	0,0332	12105,2279	15,9279	0,00115
C ₅ H ₈ O ₂	1,6235	224,6120	0,2955	1,07066
H ₂ O	1,7207	54,7542	0,0720	1,52832
CH ₃ COOH	0,0331	34,4394	0,0453	0,03067
Total	7,2373			2,63447

Trial kondisi kesetimbangan memenuhi karena :

$$\begin{aligned} \frac{V}{\alpha} &= \frac{\sum F_i \sum \alpha_i}{\sum \alpha_i} \\ &= \frac{7,2373 \cdot 2,63447}{2,63447} = 1,747165 \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan trial-error kondisi kesetimbangan uap-cair ditetapkan komponen O_2 , N_2 , CO_2 dan C_3H_6 semuanya terdistribusi ke dalam fase uap dan komponen $C_5H_8O_2$, H_2O dan CH_3COOH semuanya terdistribusi ke dalam fase cair keluar flash drum (FD - 01).

Maka komposisi hasil pemisahan :

Komponen	Fase Uap (V)	Komponen	fase cair (α)
O_2	= 2,8532 kg	$C_5H_8O_2$	= 162,3533 kg
N_2	= 103,3116 kg	H_2O	= 30,9736 kg
CO_2	= 2,1084 kg	CH_3COOH	= 1,9880 kg
C_3H_6	= 1,3930 kg	Total	= 195,3149 kg
Total	= 109,6662 kg		

BOSOWA

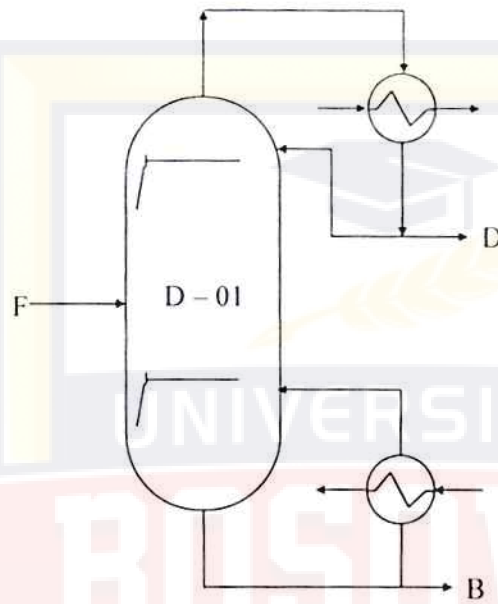


Neraca Massa Total Flash Drum (R – 01)

Masuk :		Keluar :	
Umpan :		Uap (V) :	
O ₂	= 2,8532 kg	O ₂	= 2,8532 kg
N ₂	= 103,3116 kg	N ₂	= 103,3116 kg
CO ₂	= 2,1084 kg	CO ₂	= 2,1084 kg
C ₃ H ₆	= 1,3930 kg	C ₃ H ₆	= 1,3930 kg
C ₅ H ₈ O ₂	= 162,3533 kg		<hr/>
H ₂ O	= 30,9736 kg		= 109,6662 kg
CH ₃ COOH	= 1,9880 kg	Cair (α) :	
	<hr/>	C ₅ H ₈ O ₂	= 162,3533 kg
Total	= 304,9811 kg	H ₂ O	= 30,9736 kg
		CH ₃ COOH	= 1,9880 kg
			<hr/>
			= 195,3149 kg
		Total	= 304,9811 kg

3. DISTILASI (D - 01)

Fungsi : Memurnikan produk Alil Asetat dari campurannya ke dalam hasil atas kolom.



Umpan masuk kolom berasal dari cairan keluar bottom flash drum (FD - 01) :

Komponen	Kg	BM (Kg/Kgmol)	Kgmol	X ; Fraksimol
C ₅ H ₈ O ₂	162,3533	100	1,6235	0,4807
H ₂ O	30,9736	18	1,7208	0,5095
CH ₃ COOH	1,9880	60	0,0331	0,0098
Total	195,3149		3,3774	1,0000

a. Kondisi Umpan Kolom

Umpan masuk kolom dirancang pada kondisi titik didihnya (bubble point).

Bubble point umpan dihitung dengan metode trial and error.

Dimana menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$Y_i = X_i \cdot K_i \quad \text{dan} \quad \sum Y_i = 1.0$$

$$K_i = \frac{P_i^s}{P}$$

Dimana : Y_i = fraksimol komponen i dalam fase uap

X_i = fraksimol komponen i dalam fase cair

P_i = tekanan uap murni komponen i

P_t = tekanan total (operasi)

P_i komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine, yaitu :

$$\ln P_i = A - \frac{B}{C + T} \quad (\text{Pers. 6.31 hal. 181, Sherwood and Prausnitz})$$

Dimana : P_i = tekanan uap, mmHg

T = suhu, °K

A, B, C = konstanta Antoine

Diketahui data konstanta Antoine untuk komponen sebagai berikut :

Komponen	Antoine		
	A	B	C
C ₅ H ₈ O ₂	16,1003	2744,68	-56,15
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13
CH ₃ COOH	16,8080	3405,57	56,34

Trial kondisi operasi umpan :

T bubble point = 85,277 °C (358,277 °K) \approx 85 °C (358 °K)

P operasi (P_t) = 1 atm (760 mmHg)

Komponen	X_i ; Fraksimol	P_i ; mmHg	$K_i = P_i/P$	Y_i ; $X_i \cdot K_i$
C ₅ H ₈ O ₂	0,4807	1114,0708	1,4659	0,7046
H ₂ O	0,5095	435,7990	0,5734	0,2922
CH ₃ COOH	0,0098	251,8731	0,3314	0,0032
Total	1,0000			1,0000

b. Penentuan komposisi produk atas dan bawah

Dalam perhitungan komposisi produk atas dan bawah, maka ditetapkan :
komponen kunci ringan (*light key*); L_K adalah $C_5H_8O_2$, dan komponen
kunci berat (*heavy key*); H_K adalah H_2O .

Pada proses pemurnian berlangsung komponen $C_5H_8O_2$ yang ada dalam
umpan terdistribusi ke produk atas sebanyak 99% dengan komposisi
produk atas yang dihasilkan, adalah = $C_5H_8O_2 = 99\%$ berat dan $H_2O = 1\%$
berat. Pendistribusian komponen CH_3COOH ke dalam produk atas atau
bawah dihitung dengan metode "Short-Cut". Perhitungan metode *short-cut*
dilakukan dengan membuat plot antara $\log (D/B)$ versus $\log \alpha$ untuk
komponen L_K dan H_K yang menghasilkan persamaan linear :

$$\log (D/B) = m \cdot \log \alpha + C \longrightarrow \text{(Van Winkle hal. 291)}$$

Penentuan kunci ringan ($C_5H_8O_2$) :

$$\begin{aligned} (C_5H_8O_2)_D &= 0,99 \times (C_5H_8O_2)_F \\ &= 0,99 \times 1,6235 \text{ kgmol} \\ &= 1,6072 \text{ kgmol} \times 100 \text{ kg/kgmol} \\ &= 160,7298 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (C_5H_8O_2)_B &= (C_5H_8O_2)_F - (C_5H_8O_2)_D \\ &= 1,6235 - 1,6072 \\ &= 0,0162 \text{ kgmol} \\ &= 1,6235 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\log \frac{(C_5H_8O_2)_D}{(C_5H_8O_2)_B} = \log \frac{(1,6073)_D}{(0,0162)_B}$$

Komponen kunci berat (H_2O) :

$$\begin{aligned} (H_2O)_D &= \frac{1}{99} \times \text{kg } (C_5H_8O_2)_D \\ &= \frac{1}{99} \times 160,7298 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$= 1,6235 \text{ Kg}$$

$$= 0,0902 \text{ Kgmol}$$

$$\begin{aligned} (H_2O)_B &= (H_2O)_F - (H_2O)_D \\ &= 30,9736 - 1,6235 \\ &= 29,3501 \text{ Kg} \\ &= 1,6306 \text{ Kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \log \frac{(H_2O)_D}{(H_2O)_B} &= \log \frac{(0,0902)_D}{(1,6306)_B} \\ &= -1,2571 \end{aligned}$$

Dari perhitungan trial *bubble point* umpan distilasi (D – 01) dapat dihitung nilai α (derajat volatilitas) komponen yang didasarkan pada komponen *heavy key* (H_2O).

$$\begin{aligned} \alpha (C_5H_8O_2) &= \frac{K_i C_5H_8O_2}{K_i H_2O} \\ &= \frac{1,4659}{0,5734} \\ &= 2,5565 \end{aligned}$$

$$\text{Log } \alpha = 0,4076$$

$$\alpha (C_5H_8O_2) = \frac{K_i H_2O}{K_i H_2O}$$

$$= \frac{0,5734}{0,5734}$$

$$= 1,0$$

$$\text{Log } \alpha = 0$$

$$\alpha (\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2) = \frac{K_1 \text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2}{K_1 \text{H}_2\text{O}}$$

$$= \frac{0,3314}{0,5734}$$

$$= 0,5780$$

$$\text{Log } \alpha = -0,2381$$

Dengan memasukkan nilai log (D/B) versus log α untuk komponen kunci ringan dan komponen kunci berat ke persamaan sebagai berikut :

Log (D/B) = m . log α + C, maka didapat :

$$\text{Log } \frac{(\text{H}_2\text{O})_D}{(\text{H}_2\text{O})_B} = m . \log \alpha \text{H}_2\text{O} + C$$

$$-1,2571 = (m \times 0) + C$$

$$C = -1,2571$$

$$\text{Log } \frac{(\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2)_D}{(\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2)_B} = m . \log \alpha \text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2 + C$$

$$1,9966 = (m \times 0,4076) + (-1,2571)$$

$$0,4076 = 3,2537$$

$$m = \frac{3,2537}{0,4076}$$

$$= 7,9826$$

Pengecekan pendistribusian komponen CH_3COOH sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \log \frac{(\text{CH}_3\text{COOH})_D}{(\text{CH}_3\text{COOH})_B} &= m \cdot \log \alpha \text{CH}_3\text{COOH} \\ &= [7,9826 \times (-0,2381) + (1,2571)] \\ &= 3,1578 \end{aligned}$$

$$\frac{(\text{CH}_3\text{COOH})_D}{(\text{CH}_3\text{COOH})_B} = 6,9534 \times 10^{-4}$$

Neraca massa komponen CH_3COOH :

$$(\text{CH}_3\text{COOH})_F = (\text{CH}_3\text{COOH})_D + (\text{CH}_3\text{COOH})_B$$

$$\frac{(\text{CH}_3\text{COOH})_D}{(\text{CH}_3\text{COOH})_B} = \frac{(\text{CH}_3\text{COOH})_D}{(\text{CH}_3\text{COOH})_B} + 1$$

$$= 6,9534 \times 10^{-4} + 1$$

$$= 1,00069534$$

$$(\text{CH}_3\text{COOH})_F = \frac{(\text{CH}_3\text{COOH})_F}{1,00069534}$$

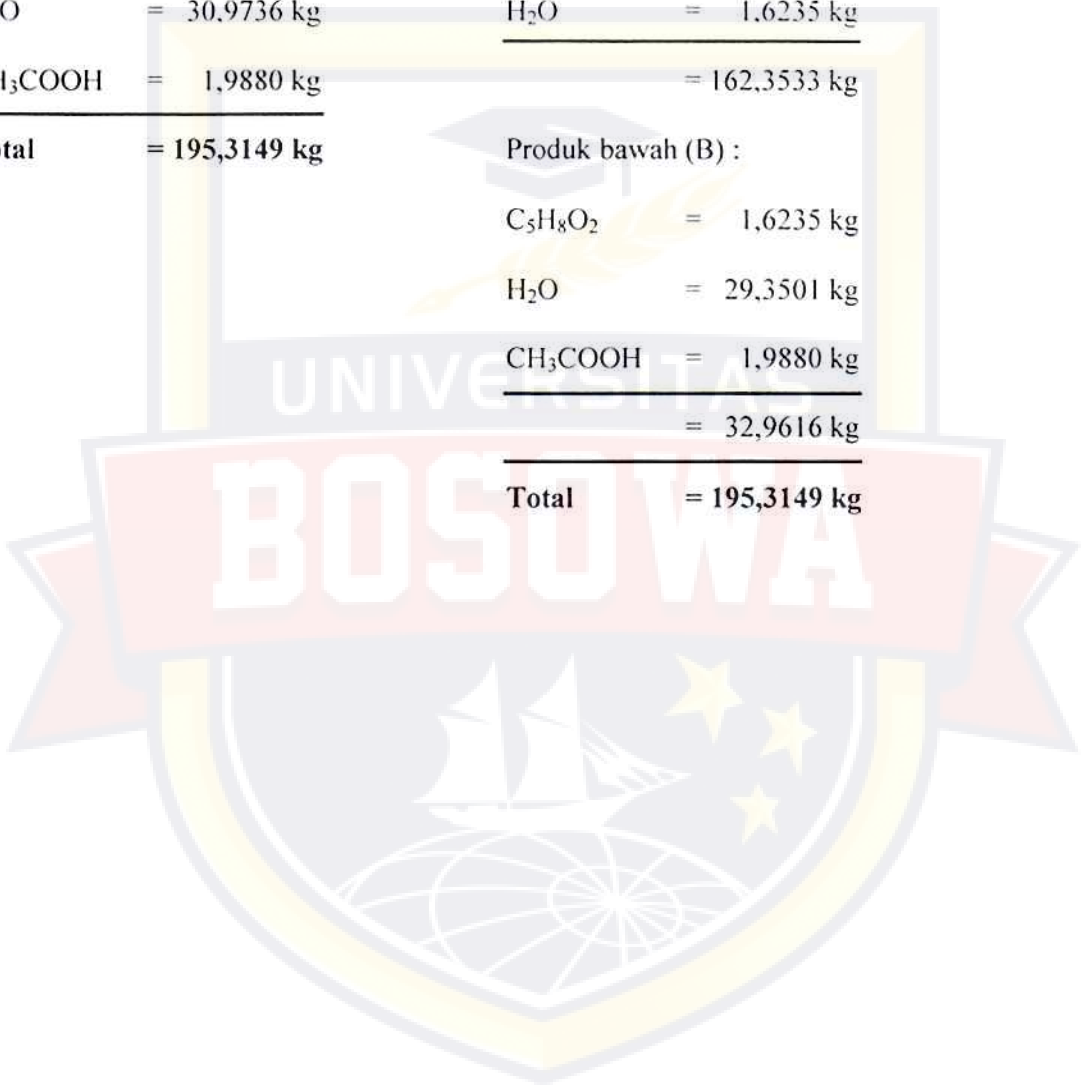
$$= \frac{0,0331}{1,00069534}$$

$$= 0,0331 \text{ Kgmol}$$

Jadi komponen CH_3COOH semuanya terdistribusi ke produk bawah.

Neraca Massa Total Distilasi (D – 01)

Masuk :		Keluar :	
Umpan (F) :		Produk atas (D) :	
$C_5H_8O_2$	= 162,3533 kg	$C_5H_8O_2$	= 160,7298 kg
H_2O	= 30,9736 kg	H_2O	= 1,6235 kg
CH_3COOH	= 1,9880 kg		= 162,3533 kg
Total	= 195,3149 kg	Produk bawah (B) :	
		$C_5H_8O_2$	= 1,6235 kg
		H_2O	= 29,3501 kg
		CH_3COOH	= 1,9880 kg
			= 32,9616 kg
		Total	= 195,3149 kg



UNIVERSITAS
BOSOWA

FAKTOR PENGALI MASSA

Kapasitas produksi = 7500 ton/tahun

Waktu operasi = 330 hari/tahun

Laju produksi untuk setiap jam oprasi :

$$= \frac{7500 \text{ ton/tahun}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$$

$$= 946,9697 \text{ Kg/jam}$$

Hasil perhitungan untuk basis 100 Kg/jam umpan asam asetat yang masuk reaktor di dapat produk alil asetat (hasil atas D-01), yaitu sebanyak = 162,3533 Kg/jam.

Maka factor pengali massa :

$$= \frac{946,9697 \text{ Kg/jam}}{162,3533 \text{ Kg/jam}}$$

$$= 5,832771493$$

Hasil perhitungan nilai neraca massa sebenarnya untuk penyesuaian kapasitas produksi dapat dilihat pada tabel perhitungan sebagai berikut :

1. Reaktor (R - 01)

Komponen	Masuk; Kg	Keluar; Kg
C ₃ H ₆	405,8524	8,1250
C ₃ H ₈	4,0992	-
CH ₃ COOH	579,7774	11,5955
H ₂ O	3,4996	180,6619
O ₂	183,0633	16,6420
N ₂	602,5929	602,5929
C ₅ H ₈ O ₂	-	946,9697
CO ₂	-	12,2978
Total	1778,8848	1778,8848

2. Flash Drum (FD – 01)

Komponen	Masuk; Kg	Keluar; Kg	
		Produk Atas	Produk Bawah
O ₂	16,6420	16,6420	–
N ₂	602,5929	602,5929	–
CO ₂	12,2978	12,2978	–
C ₃ H ₆	8,1250	8,1250	–
C ₅ H ₈ O ₂	946,9697	–	946,9697
H ₂ O	180,6619	–	180,6619
CH ₃ COOH	11,5955	–	11,5955
Total	1778,8848	639,6577	1139,2271
		1778,8848	

3. Distilasi (D – 01)

Komponen	Masuk; Kg		Keluar; Kg
	Umpan (F)	Produk atas (D)	Produk bawah (B)
C ₅ H ₈ O ₂	946,9697	937,5002	9,4695
H ₂ O	180,6619	9,4695	171,1924
CH ₃ COOH	11,5955	–	11,5955
Total	1139,2271		1139,2271

LAMPIRAN B



Skripsi by Indy 'n Irey

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Basis operasi : 1 Jam

Suhu standar : 25 °C (298 °K)

Nilai pada komponen dihitung dengan persamaan :

$$Q = \int_{T_1}^{T_2} C_p dT; \text{ kkal} \longrightarrow \text{(Pers. 5.10 Bl. Bhatt and SM. Vora)}$$

Dimana : Q = Panas komponen; Kkal

m = Massa komponen; Kg

C_p = Kapasitas panas komponen; Kkal/Kg.°K

T₁ = Suhu standar (298 °K)

T₂ = Suhu komponen terhitung (°K)

Data kapasitas panas dihitung dengan persamaan :

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (\text{T dalam satuan } ^\circ\text{K})$$

Diketahui data kapasitas panas komponen sebagai berikut :

a. Fase gas

Komponen	A	B	C	d	Satuan
O ₂	6,713	-0.000789x10 ⁻³	4,170x10 ⁻⁶	2,544x10 ⁻⁹	Kkal/Kgmol.°K
N ₂	7,440	-3,24x10 ⁻³	6,4x10 ⁻⁶	2,79x10 ⁻⁹	Kkal/Kgmol.°K
C ₃ H ₆	0,886	56,02x10 ⁻³	27,71x10 ⁻⁶	5,266x10 ⁻⁹	Kkal/Kgmol.°K
C ₃ H ₈	-1,009	73,15x10 ⁻³	37,89x10 ⁻⁶	7,678x10 ⁻⁹	Kkal/Kgmol.°K
CH ₃ COOH	1,156	60,87x10 ⁻³	41,87x10 ⁻⁶	11,82x10 ⁻⁹	Kkal/Kgmol.°K
H ₂ O	7,70i	0,4595x10 ⁻³	-2,521x10 ⁻⁶	0,859x10 ⁻⁹	Kkal/Kgmol.°K
C ₅ H ₈ O ₂	4,0155	88,127x10 ⁻³	-33,0x10 ⁻⁶	8,846x10 ⁻⁹	Kkal/Kgmol.°K
CO ₂	4,728	17,54x10 ⁻³	-13,38x10 ⁻⁶	4,097x10 ⁻⁹	Kkal/Kgmol.°K

Keterangan :

1. Lampiran A Sifat Gas dan Zat Cair, Robert C. Reid, Jhon M. Prausnitz, Thomas K. Sherwood, hal. 614.
2. Sifat Gas dan Zat Cair Robert C. Reid, Jhon M. Prausnitz, Thomas K. Sherwood, Tabel 7.3 hal. 230 – 233.

b. Fase cair

Komponen	A	b	c	d	Satuan
CH ₃ COOH	0,468	0,000929	-	-	Kkal/Kg. ^o C
H ₂ O	0,6741	2,825x10 ⁻³	-8,371x10 ⁻⁶	8,604x10 ⁻⁹	Kkal/Kg. ^o K
C ₅ H ₈ O ₂	0,4086	-	-	-	Kkal/Kg. ^o C

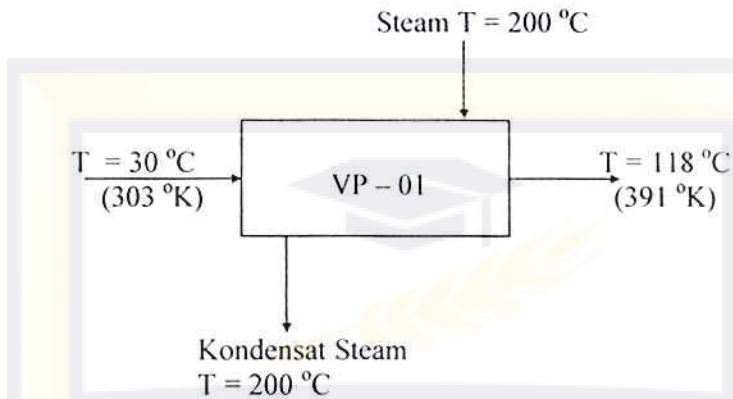
Keterangan :

1. Tabel 23 hal. 270, Chemical Engineering Process Principles; DA. Hougen, KM. Watson and RA. Baga. Z
2. Tabel 5.3 hal. 198–199; Stoichiometry; BI. Bhatt and SM. Vora
3. Tabel 5.13 hal. 150; Sifat Gas dan Zat Cair; Robert C. Reid, Jhon M. Prausnitz, Thomas K. Sherwood, hal. 614.



1. Vaporizer Asam Asetat (V – 01)

Fungsi : Menguapkan larutan asam asetat dari tangki bahan baku (T – 01) sebelum diumpankan ke Reaktor (R – 01).



1. Penentuan kondisi operasi vaporizer metanol (VP – 01)

Diketahui komposisi larutan masuk vaporizer :

Komponen	Kg	BM ; Kg/Kgmol	Kgmol	Fraksi,mol
CH ₃ COOH	579,7774	60	9,6629	0,9803
H ₂ O	3,4996	18	0,1944	0,0197
Total	583,2770		9,8573	1,0000

Larutan masuk vaporizer diuapkan sampai kondisi uap jenuh (*dew point*) keluar vaporizer. *Dew point* vaporizer dihitung dengan persamaan :

$$X_i = \frac{y_i}{K_i} \quad \text{dan} \quad \sum X_i = 1 \quad (\text{Pers. 20.8 OTK Jilid 2. McCabe hal. 109})$$

$$K_i = \frac{P_i^s}{P_t}$$

Dimana : x_i = fraksimol komponen i dalam fase cair

y_i = fraksimol komponen i dalam fase uap

P_i^s = tekanan uap murni komponen

P_t = tekanan total (operasi) vaporizer

K_i = konstanta kesetimbangan uap-cairan

P_i komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine :

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

Dimana : P_i = Tekanan uap murni komponen; mmHg

A, B, C = Konstanta Antoine

T = Suhu; °K

Diketahui data konstanta Antoine untuk setiap komponen yaitu :

Komponen	Antoine		
	A	B	C
CH ₃ COOH	16,8080	3405,57	-56,34
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13

(Sumber : Lamp. A Sifat Gas dan Zat Cair, Sherwood and Prausnitz, hal. 624).

Trial kondisi *dew point* vaporizer dicoba pada :

Tekanan operasi, P_i = 1 atm (760 mmHg)

Suhu operasi, T = 117,755 °C (390,755 °K) \approx 118 °C (391 °K)

Komponen	y_i ; Fraksimol	P_i ; mmHg	$K_i = P_i/P_i$	$X_i = y_i/K_i$
CH ₃ COOH	0,9803	753,2039	0,99106	0,9891
H ₂ O	0,0197	1379,4193	1,81503	0,0100
Total	1,0000			1,0000

Trial *dew point* vaporizer dinyatakan memenuhi karena diperoleh $\Sigma x = 1,0$

2. Perhitungan neraca panas vaporizer (VP - 01)

a. Panas larutan masuk vaporizer

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{303^{\circ}\text{K}} C_p dT$$

$$Q \text{ CH}_3\text{COOH} = 579,7774 \text{ kg} \int_{25^{\circ}\text{K}}^{30^{\circ}\text{K}} (0,468 + 0,000929 T) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{C}$$

$$= 1430,7370 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 3,4996 \text{ Kg} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{303^{\circ}\text{K}} (0,6741 + 2,825 \times 10^{-3} T - 8,371 \times 10^{-6} T^2 + 8,604 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 17,5067 \text{ Kkal}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } Q_1 &= Q_{CH_3COOH} + Q_{H_2O} \\ &= 1430,7370 + 17,5067 \\ &= 1448,2437 \text{ kkal} \end{aligned}$$

b. Panas laten penguapan pada vaporizer (VP - 01)

$$Q = n \cdot \Delta H_v$$

Dimana : n = Kgmol komponen teruapkan

ΔH_v = Entalpi penguapan komponen

Entalpi kondensasi komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Watson (Persamaan 6.16 hal. 206. Sifat Gas dan Zat Cair; Sherwood & Prausnitz), yaitu :

$$\Delta H_v = \Delta H_{v1} \left(\frac{1 - Tr_2}{1 - Tr_1} \right)$$

Dimana : Tr_1 = Suhu reduce komponen pada titik didih normal

Tr_2 = Suhu reduce komponen pada suhu yang dihitung

ΔH_{v1} = Entalpi kondensasi komponen pada titik didih normal
(Kkal/Kgmol)

ΔH_{v2} = Entalpi kondensasi komponen pada suhu yang terhitung
(Kkal/Kgmol)



T_c = Suhu kritis komponen

Data perhitungan :

Komponen	T_1 ; °K	T_c ; °K	ΔH_{v1}
CH ₃ COOH	391,1	594,4	5660
H ₂ O	373,2	647,3	9711

(Sumber : Lamp. A Sifat Gas & Zat Cair; Sherwood&Prausnitz; hal.622-624)

Maka panas laten penguapan komponen pada suhu 118 °C (391 °K), sbb :

1. CH₃COOH

$$Tr_1 = \frac{T_1}{T_c} = \frac{391,1 \text{ °K}}{594,4 \text{ °K}} = 0,6580$$

$$Tr_2 = \frac{T_2}{T_c} = \frac{391 \text{ °K}}{594,4 \text{ °K}} = 0,6578$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{v2} &= \Delta H_{v1} \left(\frac{1 - Tr_2}{1 - Tr_1} \right)^{0,38} \\ &= 5660 \left(\frac{1 - 0,6578}{1 - 0,6580} \right)^{0,38} \\ &= 5661,2575 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ CH}_3\text{COOH} &= \frac{579,7774 \text{ kg}}{60 \text{ kg/kgmol}} \times 5661,2575 \text{ kkal/kgmol} \\ &= 54704,4203 \text{ kkal} \end{aligned}$$

2. H₂O

$$Tr_1 = \frac{T_1}{T_c} = \frac{373,2 \text{ °K}}{647,3 \text{ °K}} = 0,5765$$

$$Tr_2 = \frac{T_2}{T_c} = \frac{391 \text{ °K}}{647,3 \text{ °K}} = 0,6040$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{V2} &= \Delta H_{V1} \left(\frac{1 - Tr_2}{1 - Tr_1} \right)^{0,38} \\ &= 5660 \left(\frac{1 - 0,6040}{1 - 0,5765} \right)^{0,38} \\ &= 9472,2265 \text{ kkal/kgmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{H_2O} &= \frac{3,4996 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \times 9472,2265 \text{ kkal/kgmol} \\ &= 1841,6113 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_2 &= Q_{CH_3COOH} + Q_{H_2O} \\ &= 54704,4293 + 1841,6113 \\ &= 56546,0406 \text{ Kkal}\end{aligned}$$

c. Panas uap keluar vaporizer (VP - 01); Q_3 :

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{391^{\circ}\text{K}} (C_p dT); \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}Q_{CH_3COOH} &= \frac{579,7774 \text{ kg}}{60 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{391^{\circ}\text{K}} (1,156 + 60,87 \times 10^{-3} T - 41,87 \times 10^{-6} T^2 \\ &\quad + 11,82 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol. } ^{\circ}\text{K} \\ &= 15832,9044 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{H_2O} &= \frac{3,4996 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{391^{\circ}\text{K}} (7,701 + 0,4595 \times 10^{-3} T - 2,521 \times 10^{-6} T^2 \\ &\quad + 0,859 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol. } ^{\circ}\text{K} \\ &= 146,9021 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka } Q_3 &= Q_{CH_3COOH} + Q_{H_2O} \\ &= 15832,9044 + 146,9021\end{aligned}$$

$$= 15979,8065 \text{ kkal}$$

d. Panas yang dibutuhkan dari pemanas; Q_4 :

Neraca panas total vaporizer (VP – 01)

$$Q_1 + Q_4 = Q_2 + Q_3$$

$$\text{Atau } Q_4 = (Q_2 + Q_3) - Q_1$$

$$= (56546,0406 + 15979,8065) - 1448,2437$$

$$= 71077,6034 \text{ kkal}$$

Sebagai pemanas pada vaporizer (VP – 01) digunakan saturated steam (uap jenuh) pada kondisi suhu 200°C dan tekanan $16,0 \text{ kgf/cm}^2$. Dari tabel steam (Appendix III Stoichiometry) didapat λ_{steam} yaitu $463,1 \text{ kkal/kg}$. Maka jumlah pemanas yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_4}{\lambda_{\text{steam}}} \\ &= \frac{71077,6034 \text{ kkal}}{463,1 \text{ kkal/kg}} \\ &= 153,4822 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total Vaporizer (VP – 01)

Masuk :

$$Q \text{ CH}_3\text{COOH} = 1430,7370 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 17,5067 \text{ kkal}$$

$$= 1448,2437 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ steam} = 71077,6043 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 72525,8471 \text{ kkal}$$

Keluar :

$$Q \text{ CH}_3\text{COOH} = 15832,9044 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 146,9021 \text{ kkal}$$

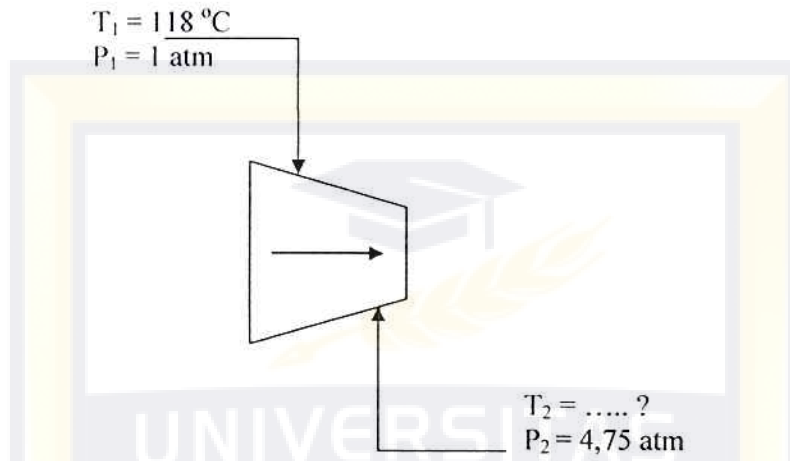
$$= 15979,8065 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ penguapan} = 56546,0406 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 72525,8471 \text{ kkal}$$

2. Compressor Asam Asetat (CP – 01)

Fungsi : Menaikkan tekanan asam asetat keluar dari vaporizer (VP – 01) sebelum masuk reaktor.



Data-data yang diketahui :

Tekanan gas masuk; $P_1 = 1 \text{ atm}$

Tekanan gas keluar; $P_2 = 4,75 \text{ atm}$

Suhu gas masuk; $T_1 = 118 \text{ °C}$

Ratio spesifik panas; $\gamma = 1,15$ (Tabel 3-185 Perry's edisi 6)

Laju alir massa gas masuk compressor :

Komponen	Kg	BM	Kgmol	X; Fraksimol	BM . X
CH ₃ COOH	579,7774	60	9,6629	0,9803	58,8180
H ₂ O	3,4996	18	0,1944	0,0197	0,3564
Total	583,2770		9,8573	1,0000	59,1726

$$\text{BM campuran gas} = \sum \text{BM}_i \cdot X_i$$

$$= 59,1726 \text{ kg/kgmol}$$

Digunakan single stage centrifugal adiabatic compressor.

Suhu gas keluar compressor; T_2 :

$$T_2 = T_1 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad (\text{Pers. 3-19 Smith, Van Ness, hal. 70})$$

$$T_2 = 391 \text{ } ^\circ\text{K} \cdot \left(\frac{4,75}{1} \right)^{\frac{1,15-1}{1,15}}$$

$$= 479 \text{ } ^\circ\text{K} = 206 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Tenaga yang dibutuhkan compressor :

$$-W_s = \frac{\gamma}{\gamma-1} \left(\frac{R \cdot T_1}{BM} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]$$

$$= \frac{1,15}{1,15-1} \left(\frac{8,314 \times 391}{59,1726} \right) \left[\left(\frac{4,75}{1} \right)^{\frac{1,15-1}{1,15}} - 1 \right]$$

$$= 94,9190 \text{ kJoule/kg}$$

Diambil efisiensi compressor; $\eta = 90 \%$. Maka power compressor adalah :

$$P = \frac{-W_s \times m}{\eta}$$

$$= \frac{94,9190 \text{ kJoule/kg} \times 583,2764 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ detik}}{0,90}$$

$$= 17,0877 \text{ Kw} \times 1 \text{ Hp}/0,745 \text{ W}$$

$$= 23 \text{ Hp}$$

Digunakan motor dengan efisiensi; $\eta = 90 \%$ (fig. 14.38 hal.521 Peters). Sehingga

power motor compressor; BHP adalah :

$$\text{BHP} = \frac{P}{\eta} = \frac{23 \text{ Hp}}{0,90}$$

$$= 25,6 \text{ Hp}$$

Maka power motor yang digunakan untuk compressor adalah sebesar 26 Hp

Perhitungan neraca panas compressor asam asetat (CP-01) :

a. Panas gas masuk compressor: Q_1 = panas gas keluar dari vaporizer (VP-01)

$$Q_1 = 15979,8065 \text{ kkal.}$$

b. Panas gas keluar compressor (CP-01)

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{479^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} = \frac{579,7774 \text{ kg}}{60 \text{ kg/gmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{479^{\circ}\text{K}} (1,156 + 60,87 \times 10^{-3} T - 41,87 \times 10^{-6} T^2 + 11,82 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 33407,2679 \text{ Kkal}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{3,4996 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{479^{\circ}\text{K}} (7,701 + 0,4595 \times 10^{-3} T - 2,521 \times 10^{-6} T^2 + 0,859 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 289,0469 \text{ kkal}$$

$$\text{Maka, } Q_2 = Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} + Q_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$= 33407,2679 + 289,0469$$

$$= 33696,3148 \text{ kkal}$$

c. Panas komposisi gas: Q_3

$$Q_3 = Q_2 - Q_1$$

$$= 33696,3148 - 15979,8065$$

$$= 17716,5083 \text{ kkal}$$

Neraca Panas Total Panas Compressor (CP – 01)

Masuk :

Keluar :

$$Q \text{ CH}_3\text{COOH} = 15832,9044 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ CH}_3\text{COOH} = 33407,2678 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 146,9021 \text{ kkal}$$

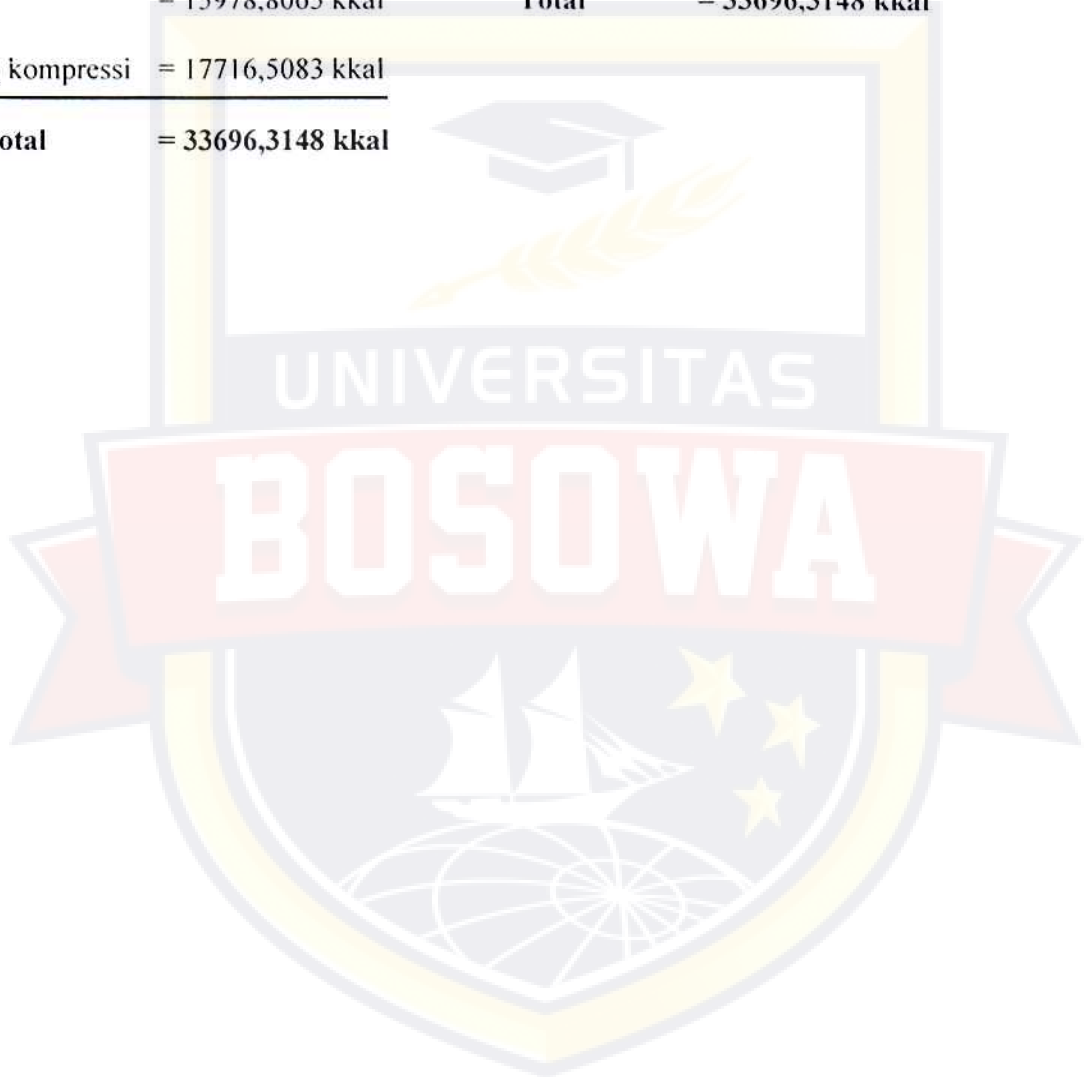
$$Q \text{ H}_2\text{O} = 289,0469 \text{ kkal}$$

$$= 15978,8065 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 33696,3148 \text{ kkal}$$

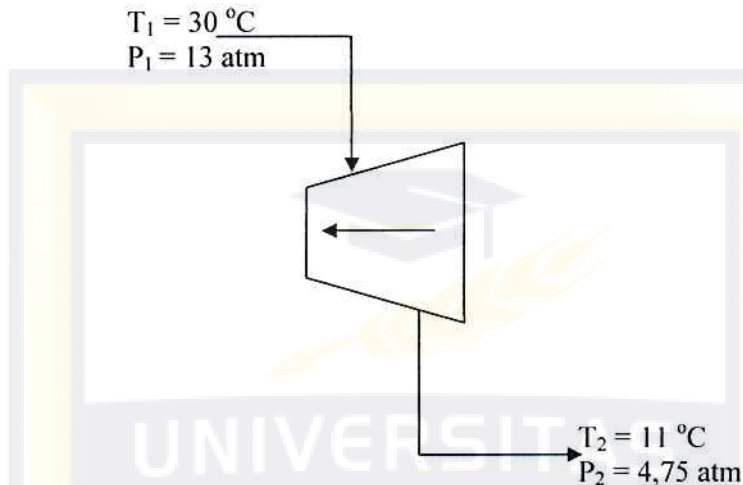
$$Q \text{ kompressi} = 17716,5083 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 33696,3148 \text{ kkal}$$



3. Expander Gas Propilen (EP – 01)

Fungsi : Menurunkan tekanan gas propilen yang keluar dari tangki bahan baku (T-01) sebelum masuk reaktor



Komposisi gas propilen masuk expander (EP-01) :

Komponen	Kg	BM	Kgmol	X; Fraksimol	BM _i . X
C ₃ H ₆	405,8524	42	9,6631	0,9904	41,5968
C ₃ H ₈	4,0992	44	0,0932	0,0096	0,4224
Total	409,9516		9,7563	1,0000	42,0192

BM rata-rata gas, $BM = \sum BM_i \cdot X_i$

$$= 42,0192 \text{ Kg/Kgmol}$$

Densitas campuran gas pada kondisi gas masuk expander adalah :

$$\rho_G = \frac{BM}{V} \times \frac{T_o}{T_1} \times \frac{P_1}{P_o}$$

Dimana : V = Volume spesifik gas pada kondisi standar [$T_o = 0 \text{ } ^\circ\text{C}$ ($273 \text{ } ^\circ\text{K}$) dan

$$P_o = 1 \text{ atm}] \text{ sebesar } 22,4 \text{ m}^3/\text{Kgmol}$$

$$T_1 = \text{Suhu gas masuk expander} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (} 303 \text{ } ^\circ\text{K)}$$

$P_1 = \text{Tekanan gas masuk expander} = 13 \text{ atm}$

Maka :

$$\rho_G = \frac{42,0192}{22,4 \text{ m}^3/\text{kgmol}} \times \frac{273 \text{ }^\circ\text{K}}{303 \text{ }^\circ\text{K}} \times \frac{13 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

$$= 21,9717 \text{ kg/m}^3$$

Tenaga minimum yang dilepaskan expander :

$$-W_S = \int_{P_1}^{P_2} V dP \quad (\text{Persamaan 10-22, Smith Van Ness})$$

$$W_S = V (P_2 - P_1) \longrightarrow V = m/\rho$$

$$= \frac{m(P_2 - P_1)}{\rho}$$

Maka :

$$W_S = \frac{0,1139 \text{ kg/detik} \times (4,90675 - 13,4920) \text{ bar} \times (10)^5 \text{ joule/bar.m}^3}{21,9717 \text{ kg/m}^3}$$

$$= -4417,8843 \text{ joule/detik}$$

$$-W_S = 4417,8843 \text{ joule/detik}$$

Suhu gas keluar expander dihitung dengan persamaan neraca energi untuk sistem adiabatis, yaitu :

$$m (H_1 - H_2) = -W_S = m \cdot C_p \cdot (t_1 - t_2)$$

$$\text{Atau } -W_S = m \cdot C_p \cdot (t_1 - t_2)$$

$$(t_1 - t_2) = \frac{W_S}{m \cdot C_p}$$

$$= \frac{4417,8843 \text{ joule/detik}}{0,1139 \text{ kg/detik} \times 0,4884 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \times (4,18 \cdot 10^3) \text{ joule/detik}}$$

$$= 18,99 \text{ }^\circ\text{C} \approx 19 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}\text{Atau } t_2 &= (t_1 - 19) \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 30 - 19 = 11 \text{ } ^\circ\text{C}\end{aligned}$$

Jadi suhu gas keluar expander adalah = 11 $^\circ\text{C}$ (248 $^\circ\text{K}$)

a. Panas gas masuk expander (EP-01); Q_1 :

$$Q = m \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{303 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p dT ; \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}Q_{\text{C}_3\text{H}_6} &= \frac{405,8524 \text{ kg}}{42 \text{ kg/kgmol}} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{303 \text{ } ^\circ\text{K}} (0,886 + 56,02 \times 10^{-3} T - 27,71 \times 10^{-6} T^2 + \\ &\quad 5,266 \times 10^{-9} T^3) dT ; \text{ kkal/kgmol} \cdot \text{ } ^\circ\text{K} \\ &= 742,1599 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{\text{C}_3\text{H}_8} &= \frac{4,0992 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{303 \text{ } ^\circ\text{K}} (-1,009 + 73,15 \times 10^{-3} T - 37,89 \times 10^{-6} T^2 + \\ &\quad 7,678 \times 10^{-9} T^3) dT ; \text{ kkal/kgmol} \cdot \text{ } ^\circ\text{K} \\ &= 8,2726 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maka } Q_1 &= Q_{\text{C}_3\text{H}_6} + Q_{\text{C}_3\text{H}_8} \\ &= 742,1599 + 8,2726 \\ &= 750,4325 \text{ kkal}\end{aligned}$$

b. Panas gas keluar expander (EP-01); Q_2 :

$$Q = m \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{284 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p dT ; \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}Q_{\text{C}_3\text{H}_6} &= \frac{405,8524 \text{ kg}}{42 \text{ kg/kgmol}} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{284 \text{ } ^\circ\text{K}} (0,886 + 56,02 \times 10^{-3} T - 27,71 \times 10^{-6} T^2 + \\ &\quad 5,266 \times 10^{-9} T^3) dT ; \text{ kkal/kgmol} \cdot \text{ } ^\circ\text{K} \\ &= -2025,2954 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$Q_{C_3H_8} = \frac{4,0992 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{284^{\circ}\text{K}} (-1,009 + 73,15 \times 10^{-3} T - 37,89 \times 10^{-6} T^2 + 7,678 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= -22,5092 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } Q_2 &= Q_{C_3H_6} + Q_{C_3H_8} \\ &= (-2025,2954) + (-22,5092) \\ &= -2047,8046 \text{ kkal} \end{aligned}$$

c. Panas ekspansi gas; Q_3 :

$$\begin{aligned} Q_3 &= Q_1 - Q_2 \\ &= 750,4325 - (-2047,8046) \\ &= 2798,2371 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total Panas Expander Gas (EP – 01)

Masuk :

$$Q_{C_3H_6} = 742,1599 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_3H_8} = 8,2726 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 750,4325 \text{ kkal}$$

Keluar :

$$Q_{C_3H_6} = (-2025,2954) \text{ kkal}$$

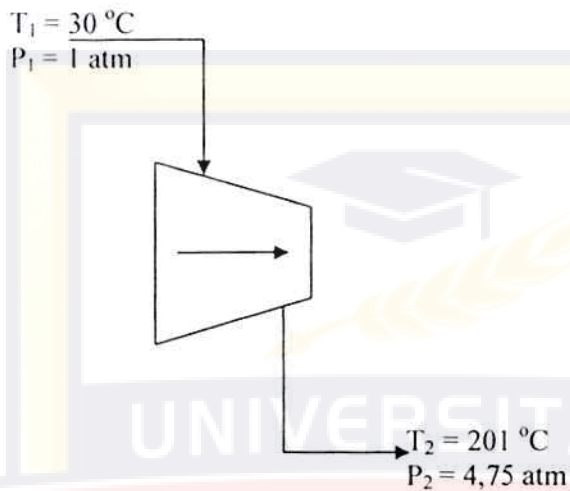
$$Q_{C_3H_8} = (-22,5092) \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{ekspansi}} = 2789,2371 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 750,4325 \text{ kkal}$$

4. Compressor Udara (CP – 02)

Fungsi : Menaikkan tekanan udara pengoksidasi sebelum diumpankan ke Reaktor (R-01)



Data-data yang diketahui :

Tekanan udara masuk; $P_1 = 1\text{ atm}$

Tekanan udara keluar; $P_2 = 4,75\text{ atm}$

Suhu udara masuk; $T_1 = 30\text{ }^\circ\text{C}$

Ratio spesifik panas; $\gamma = 1,4024$ (Tabel 3-185 Perry's edisi 6)

Laju alir massa gas masuk compressor :

Komponen	Kg	BM	Kgmol	X; Fraksimol	BM . X
O ₂	183,0633	32	5,7207	0,21	6,72
N ₂	602,5929	28	21,5212	0,79	22,12
Total	785,6562		27,2419	1,0000	28,84

$$\text{BM campuran gas} = \sum \text{BM}_i \cdot X_i$$

$$= 28,48\text{ kg/kgmol}$$

Digunakan single stage centrifugal adiabatic compressor.

Suhu gas keluar compressor; T_2 :

$$T_2 = T_1 \cdot \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad (\text{Pers. 3-19 Smith, Van Ness, hal. 70})$$

$$T_2 = 303 \text{ } ^\circ\text{K} \cdot \left(\frac{4,75}{1} \right)^{\frac{1,4024-1}{1,4024}}$$

$$= 474 \text{ } ^\circ\text{K} = 201 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Tenaga yang dibutuhkan compressor :

$$-W_s = \frac{\gamma}{\gamma-1} \left(\frac{R \cdot T_1}{BM} \right) \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]$$

$$= \frac{1,4024}{1,4024-1} \left(\frac{8,314 \times 391}{59,1726} \right) \left[\left(\frac{4,75}{1} \right)^{\frac{1,15-1}{1,15}} - 1 \right]$$

$$= 171,6170 \text{ kjoule/kg}$$

Diambil efisiensi compressor; $\eta = 90 \%$. Maka power compressor adalah :

$$P = \frac{-W_s \times m}{\eta}$$

$$= \frac{171,6170 \text{ Kjoule/kg} \times 785,6552 \text{ Kg/jam} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ detik}}{0,90}$$

$$= 41,6147 \text{ Kw} \times 1 \text{ Hp}/0,745 \text{ W}$$

$$= 56 \text{ Hp}$$

Digunakan motor dengan efisiensi; $\eta = 90 \%$ (fig. 14.38 hal.521 Peters). Sehingga

power motor compressor; BHP adalah :

$$\text{BHP} = \frac{P}{\eta}$$

$$= \frac{56 \text{ Hp}}{0,90}$$

$$= 62 \text{ Hp}$$

Maka power motor yang digunakan untuk compressor adalah sebesar 62 Hp

Perhitungan neraca panas compressor udara (CP-02) :

a. Panas udara masuk compressor: Q_1

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{303^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal}$$

$$Q_{O_2} = \frac{183,0633 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{303^{\circ}\text{K}} (6,713 - 0,000879 \times 10^{-3} T + 4,170 \times 10^{-6} T^2 - 2,544 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 200,8047 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{602,5929 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{303^{\circ}\text{K}} (7,440 - 3,24 \times 10^{-3} T + 6,4 \times 10^{-6} T^2 - 2,79 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 749,8617 \text{ kkal}$$

$$\text{Maka, } Q_1 = Q_{O_2} + Q_{N_2}$$

$$= 200,8047 + 749,8617$$

$$= 950,6664 \text{ kkal}$$

b. Panas gas keluar compressor (CP-01)

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{474^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal}$$

$$Q_{O_2} = \frac{183,0633 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{474^{\circ}\text{K}} (6,713 - 0,000879 \times 10^{-3} T + 4,170 \times 10^{-6} T^2 - 2,79 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 7240,0540 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{602,5929 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{474^{\circ}\text{K}} (7,440 - 3,24 \times 10^{-3} T + 6,4 \times 10^{-6} T^2 - 2,79 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 26478,6619 \text{ kkal}$$

Maka, $Q_2 = Q_{O_2} + Q_{N_2}$

$$= 7240,0540 + 26478,6619$$

$$= 33718,7159 \text{ kkal}$$

c. Panas kompresi gas; Q_3

$$Q_3 = Q_2 - Q_1$$

$$= 33718,7159 - 950,6664$$

$$= 32768,0495 \text{ kkal}$$

Neraca Panas Total Panas Compressor Udara (CP - 02)

Masuk :

$$Q_{O_2} = 200,8047 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = 749,8617 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{kompresi}} = 32768,0495 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 33718,7159 \text{ kkal}$$

Keluar :

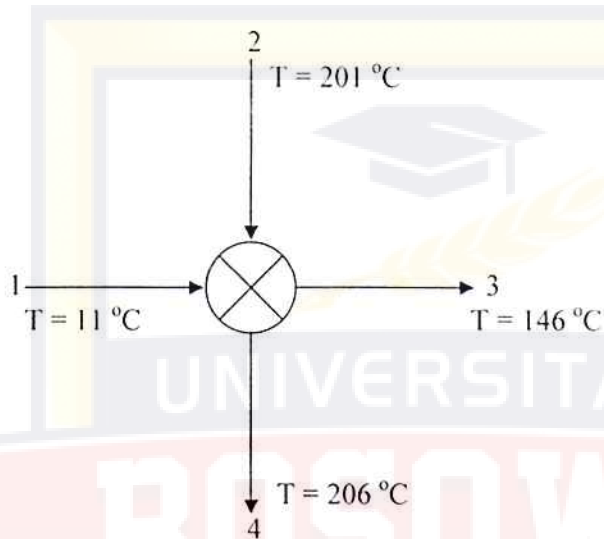
$$Q_{O_2} = 7240,0540 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = 26478,6619 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 33718,7159 \text{ kkal}$$

5. Mix Point Umpan Reaktor (MP-01)

Fungsi : Mencampur umpan gas propilen dari expander (EP-01), asam asetat dari compressor I (CP-01) dan udara dari compressor II (CP-02) sebelum masuk reaktor (R-01).



Keterangan :

1. Aliran propilen dari EP-01
2. Aliran udara dari CP-02
3. Aliran asam asetat dari CP-01
4. Aliran campuran umpan gas
 - a. Panas yang dibawa propilen pada aliran 1; Q_1 : panas gas propilen keluar dari expander. $Q_1 = -2047,8046$ kkal.
 - b. Panas yang dibawa udara pada aliran 2; Q_2 : panas udara yang keluar dari compressor (CP -02). $Q_2 = 33178,7159$ kkal
 - c. Panas yang dibawa asam asetat pada aliran 3; Q_3 : panas asam asetat keluar dari compressor I (CP-01). $Q_3 = 33696,3148$ kkal.

d. Panas campuran gas pada aliran 4; Q_4 :

$$\begin{aligned} Q_4 &= Q_1 + Q_2 + Q_3 \\ &= (-2047,8046) + 33178,7159 + 33696,3148 \\ &= 65367,2261 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Suhu campuran gas keluar pada aliran *mix point* 1 (MP-01) dihitung dengan cara trial and error. Perhitungan nilai T memenuhi jika pada suhu yang di trial yaitu : Q

$$Q_{C_3H_6} + Q_{C_3H_8} + Q_{O_2} + Q_{N_2} + Q_{CH_3COOH} + Q_{H_2O} = Q_4$$

Metode perhitungan :

Trial T = °C = °K

$$\begin{aligned} Q_{C_3H_6} &= \frac{405,8524 \text{ kg}}{42 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{T^{\circ}K} (0,886 + 56,020 \times 10^{-3} T - 27,71 \times 10^{-6} T^2 \\ &\quad + 5,266 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}K \\ &= 20626,5129 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{C_3H_8} &= \frac{4,0992 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{T^{\circ}K} (-1,009 + 73,15 \times 10^{-3} T - 37,89 \times 10^{-6} T^2 + \\ &\quad 7,678 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}K \\ &= 233,1643 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{O_2} &= \frac{183,0633 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{T^{\circ}K} (6,713 - 0,000879 \times 10^{-3} T + 4,170 \times 10^{-6} T^2 \\ &\quad - 2,544 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}K \\ &= 4942,0186 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{N_2} &= \frac{602,5929 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{T^{\circ}K} (7,440 - 3,24 \times 10^{-3} T + 6,4 \times 10^{-6} T^2 - \\ &\quad 2,79 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}K \end{aligned}$$



$$= 18183,4379 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} = \frac{579,7774 \text{ kg}}{60 \text{ kg/kgmol}} \int_{298 \text{ K}}^{\text{K}} (1,156 + 60,87 \times 10^{-3} T - 41,87 \times 10^{-6} T^2 + 11,82 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^\circ\text{K}$$

$$= 21190,1430 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{3,4996 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \int_{298 \text{ K}}^{\text{K}} (7,701 + 0,4595 \times 10^{-3} T - 2,521 \times 10^{-6} T^2 + 0,859 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^\circ\text{K}$$

$$= 191,9494 \text{ kkal}$$

Maka didapat Q_{trial} yaitu :

$$\begin{aligned} Q_{\text{trial}} &= Q_{\text{C}_3\text{H}_6} + Q_{\text{C}_3\text{H}_8} + Q_{\text{O}_2} + Q_{\text{N}_2} + Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} + Q_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= 20626,5129 + 233,1643 + 4942,0186 + 18183,4379 + \\ &\quad 21190,1430 + 191,9494 \\ &= 65367,2261 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Hasil perhitungan *trial and error* nilai suhu (T) didapat pada $T = 146,10592190$

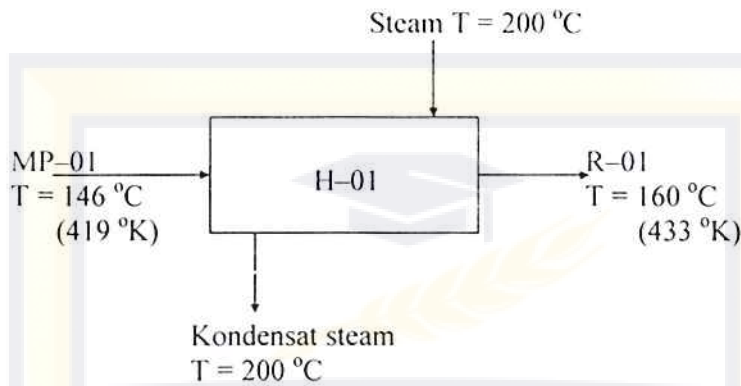
$^\circ\text{C} = (419,10592190 \text{ } ^\circ\text{K})$, dan hasil perhitungan memenuhi karena $Q_{\text{trial}} = Q_4$

Neraca Panas Total Panas Mix Point (MP – 01)

Masuk :		Keluar :	
Aliran 1 :		Aliran 4 :	
Q C ₃ H ₆	= (-2025,2954) kkal	Q C ₃ H ₆	= 20626,5129 kkal
Q C ₃ H ₈	= (-22,5092) kkal	Q C ₃ H ₈	= 233,1643 kkal
<hr/>		Q O ₂	= 4942,0186 kkal
	= (-2047,8046) kkal	Q N ₂	= 18183,4379 kkal
Aliran 2		Q CH ₃ COOH	= 21190,1430 kkal
Q O ₂	= 7240,0540 kkal	Q H ₂ O	= 289,0469 kkal
Q N ₂	= 26478,6619 kkal	<hr/>	
<hr/>		Total	= 65367,2261 kkal
	= 33718,7159 kkal		
Aliran 3 :			
Q CH ₃ COOH	= 33407,2679 kkal		
Q H ₂ O	= 289,0469 kkal		
<hr/>			
	= 33696,3148 kkal		
<hr/>			
Total	= 65367,2261 kkal		

6. Heater 1

Fungsi : Menaikkan suhu gas umpan reaktor dari *mix point* (MP-01) sebelum masuk reaktor (R-01).



a. Panas gas masuk *heater* 1 (H-01); Q_1 : panas gas keluar dari aliran *Mix Point*

(MP-01). $Q_1 = 65367,2261$ kkal

b. Panas gas keluar *heater* 1 (H-01); Q_2 :

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{O}_2} = \frac{183,0633 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (6,713 - 0,000879 \times 10^{-3} T + 4,170 \times 10^{-6} T^2 - 2,544 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 5520,0936 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{N}_2} = \frac{602,5929 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (7,440 - 3,24 \times 10^{-3} T + 6,4 \times 10^{-6} T^2 - 2,79 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 20278,2274 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_6} &= \frac{405,8524 \text{ Kg}}{42 \text{ Kg/Kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (0,886 + 56,020 \times 10^{-3} T - 27,71 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad + 5,266 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 23329,2369 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_8} &= \frac{4,0992 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (-1,009 + 73,15 \times 10^{-3} T - 37,89 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad + 7,678 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 264,0652 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{CH_3COOH} &= \frac{579,7774 \text{ kg}}{60 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (1,156 + 60,87 \times 10^{-3} T - 41,87 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad + 11,82 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 23929,4377 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= \frac{3,4996 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (7,701 + 0,4595 \times 10^{-3} T - 2,521 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad + 0,859 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 214,3378 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, } Q_2 &= Q_{O_2} + Q_{N_2} + Q_{C_3H_6} + Q_{C_3H_8} + Q_{CH_3COOH} + Q_{H_2O} \\
 &= 5520,0936 + 20278,2274 + 22329,2369 + 264,0652 + \\
 &\quad 23929,4377 + 214,3378 \\
 &= 73535,3986 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

c. Panas yang dibutuhkan dari pemanas; Q_3 :

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= Q_2 - Q_1 \\
 &= 73535,3986 - 65367,2261 \\
 &= 8168,1725 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Sebagai pemanas pada *heater* 1 (H-01) digunakan *saturated steam* (uap jenuh) pada kondisi suhu $T = 200\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan $P = 160,0\text{ kg/cm}^2$. Dari tabel steam (appendix III Stoichiometry) didapat λ_{steam} yaitu 463,1 kkal/kg..

Maka jumlah steam pemanas yang dibutuhkan; m adalah :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q_3}{\lambda_{\text{steam}}} \\
 &= \frac{8168,1725\text{ kkal}}{463,1\text{ kkal/kg}} \\
 &= 17,6380\text{ kg}
 \end{aligned}$$

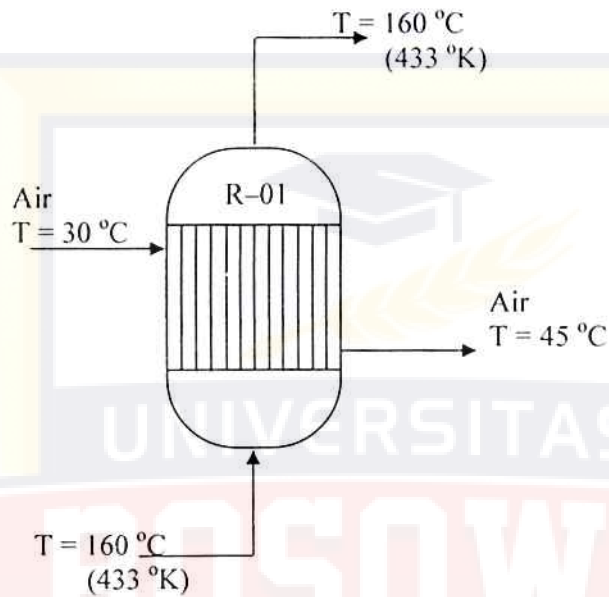


Neraca Panas Total Heater I (H - 01)

Masuk :		Keluar :	
Q O ₂	= 4942,0186 kkal	Q O ₂	= 5520,0936 kkal
Q N ₂	= 18183,4379 kkal	Q N ₂	= 20278,2274 kkal
Q C ₃ H ₆	= 20626,5129 kkal	Q C ₃ H ₆	= 23329,2369 kkal
Q C ₃ H ₈	= 233,1643 kkal	Q C ₃ H ₈	= 264,0652 kkal
Q CH ₃ COOH	= 21190,1430 kkal	Q CH ₃ COOH	= 21190,1430 kkal
Q H ₂ O	= 191,9494 kkal	Q H ₂ O	= 214,3378 kkal
Q steam	= 65367,1725 kkal	Total	= 73535,3980 kkal
Total	= 73535,3986 kkal		

7. Reaktor (R – 01)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara asam asetat, propilen dan oksigen membentuk alil asetat.



Reaktor dioperasikan pada kondisi *isothermal* pada suhu 160 °C dan tekanan 4,75 atm.

a. Panas gas reaktan masuk reaktor; Q_{reaktan} :

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{O}_2} = \frac{183,0633 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (6,713 - 0,000879 \times 10^{-3} T + 4,170 \times 10^{-6} T^2 - 2,544 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol.}^{\circ}\text{K}$$

$$= 5520,0936 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{N_2} &= \frac{602,5929 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (7,440 - 3,24 \times 10^{-3} T + 6,4 \times 10^{-6} T^2 - \\
 &\quad 2,79 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 20278,2274 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_6} &= \frac{405,8524 \text{ kg}}{42 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (0,886 + 56,020 \times 10^{-3} T - 27,71 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 5,266 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 23329,2369 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_8} &= \frac{4,0992 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (-1,009 + 73,15 \times 10^{-3} T - 37,89 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 7,678 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 264,0652 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

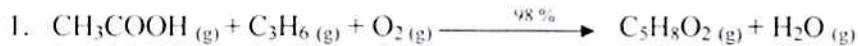
$$\begin{aligned}
 Q_{CH_3COOH} &= \frac{579,7774 \text{ kg}}{60 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (1,156 + 60,87 \times 10^{-3} T - 41,87 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 11,82 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 23929,4377 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= \frac{3,4996 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (7,701 + 0,4595 \times 10^{-3} T - 2,521 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 0,859 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 214,3378 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka } Q_{\text{reaktan}} &= Q_{O_2} + Q_{N_2} + Q_{C_3H_6} + Q_{C_3H_8} + Q_{CH_3COOH} + Q_{H_2O} \\
 &= 5520,0936 + 20278,2274 + 23329,2369 + 264,0652 + \\
 &\quad 23929,4377 + 214,3378 \\
 &= 73535,3986 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

b. Panas reaksi standar; $Q^{\circ}R$

Reaksi pada reaktor :



Diketahui data entalpi pembentukan standar komponen ($\Delta H^{\circ}f$) pada suhu 25 °C (298 °K) adalah :

$$- \Delta H^{\circ}f \text{CH}_3\text{COOH} = -103930 \text{ kkal/kgmol}$$

$$- \Delta H^{\circ}f \text{C}_3\text{H}_6 = 4880 \text{ kkal/kgmol}$$

$$- \Delta H^{\circ}f \text{O}_2 = 0,0 \text{ kkal/kgmol}$$

$$- \Delta H^{\circ}f \text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2 = -79850 \text{ kkal/kgmol}$$

$$- \Delta H^{\circ}f \text{H}_2\text{O} = -57800 \text{ kkal/kgmol}$$

(Sumber : Lamp. A Sifat Gas dan Zat Cair; Sherwood and Prausnitz hal. 614)

Entalpi reaksi standar pada suhu 25 °C (298 °K)

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}f &= \Delta H^{\circ}f_{\text{produk}} - \Delta H^{\circ}f_{\text{reaktan}} \\ &= (\Delta H^{\circ}f \text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2 + \Delta H^{\circ}f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^{\circ}f \text{CH}_3\text{COOH} + \Delta H^{\circ}f \\ &\quad \text{C}_3\text{H}_6 + \Delta H^{\circ}f \text{O}_2) \\ &= [(-79850) + (-57800)] - [(-103930) + 4880 + (0,0)] \\ &= -38600 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

Panas reaksi standar pada suhu 25 °C; $Q^{\circ}R$:

$$\begin{aligned} Q^{\circ}R_1 &= \text{kgmol CH}_3\text{COOH}_{\text{bereaksi}} \times \Delta H^{\circ}R \\ &= 0,98 \times \frac{579,7774 \text{ kg}}{60 \text{ kg/kgmol}} \times (-38600 \text{ kkal/kgmol}) \\ &= -365529,9464 \text{ kkal} \end{aligned}$$



Diketahui data entalpi pembentukan standar komponen (ΔH°_f) pada suhu 25 °C (298 °K) adalah :

$$- \Delta H^\circ_f \text{C}_3\text{H}_8 = -24820 \text{ kkal/kgmol}$$

$$- \Delta H^\circ_f \text{O}_2 = 0.0 \text{ kkal/kgmol}$$

$$- \Delta H^\circ_f \text{CO}_2 = -94050 \text{ kkal/kgmol}$$

$$- \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O} = -57800 \text{ kkal/kgmol}$$

(Sumber : Lamp. A Sifat Gas dan Zat Cair; Sherwood and Prausnitz hal. 614)

Entalpi reaksi standar pada suhu 25 °C (298 °K) :

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_f &= \Delta H^\circ_f \text{produk} - \Delta H^\circ_f \text{reaktan} \\ &= (3 \Delta H^\circ_f \text{CO}_2 + 4 \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H^\circ_f \text{C}_3\text{H}_8 + 5 \Delta H^\circ_f \text{O}_2) \\ &= [3 (-94050) + 4 (-57800)] - [(-24820) + (0,0)] \\ &= -488530 \text{ kkal/kgmol} \end{aligned}$$

Panas reaksi standar pada suhu 25 °C; Q°_R :

$$\begin{aligned} Q^\circ_{R_2} &= \text{kgmol C}_3\text{H}_8 \text{ bereaksi} \times \Delta H^\circ_R \\ &= \frac{4,0092 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}} \times (-488530 \text{ kkal/kgmol}) \\ &= -45513,2313 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Maka total panas reaksi standar; Q°_R :

$$\begin{aligned} Q^\circ_R &= Q^\circ_{R_1} + Q^\circ_{R_2} \\ &= (-365529,9464) + (-45513,2313) \\ &= 411043,1778 \text{ kkal} \end{aligned}$$

c. Panas produk keluar reaktor: Q produk :

$$Q \text{ produk} = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal}; \text{ kkal}$$

$$Q \text{ O}_2 = \frac{16,6420 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (6,713 - 0,000879 \times 10^{-3} T + 4,170 \times 10^{-6} T^2 - 2,544 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 501,8239 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ N}_2 = \frac{602,5929 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (7,440 - 3,24 \times 10^{-3} T + 6,4 \times 10^{-6} T^2 - 2,79 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 20278,2274 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ CO}_2 = \frac{12,2978 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (4,728 + 17,54 \times 10^{-3} T - 13,38 \times 10^{-6} T^2 - 4,079 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 359,8860 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ C}_3\text{H}_6 = \frac{8,1250 \text{ kg}}{42 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (0,886 + 56,020 \times 10^{-3} T - 27,71 \times 10^{-6} T^2 + 5,266 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 467,0424 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = \frac{180,6619 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (7,701 + 0,4595 \times 10^{-3} T - 2,521 \times 10^{-6} T^2 + 0,859 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 11064,8751 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_5H_8O_2} &= \frac{946,9697 \text{ kg}}{100 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (4,0155 + 88,127 \times 10^{-3} T - 33,0 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 8,846 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 41182,5910 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{CH_3COOH} &= \frac{11,5955 \text{ kg}}{60 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (1,156 + 60,87 \times 10^{-3} T - 41,87 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 11,82 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 487,5873 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka } Q_{\text{produk}} &= Q_{O_2} + Q_{N_2} + Q_{CO_2} + Q_{C_3H_6} + Q_{H_2O} + Q_{CH_3COOH} + \\
 &\quad Q_{C_5H_8O_2} \\
 &= 501,8239 + 20278,2274 + 359,8860 + 467,0424 + \\
 &\quad 11064,8751 + 41182,5910 + 478,587 \\
 &= 74333,0331 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

d. Panas reaksi pada suhu 160 °C (433 °K); Q_R :

$$\begin{aligned}
 Q_R &= Q_{\text{produk}} + Q_R - Q_{\text{reaktan}} \\
 &= [74333,0331 + (-411043,1778)] - 73535,3986 \\
 &= -410245,5433 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

[$Q_R = (-)$, karena yang terjadi dalam reaktor bersifat eksotermis (melepaskan panas)].

e. Panas yang dilepaskan pada reaktor; Q_{lepas} :

Neraca panas total reaktor (R-01) :

$$Q_1 = Q_R + Q_2 + Q_{\text{lepas}}$$

$$\text{Atau } Q_{\text{lepas}} = Q_1 - (Q_R + Q_2)$$

$$= 73535,3986 - [(-410245,5433) + 74333,0331]$$

$$= 409447,9088 \text{ kkal}$$

Sebagai pendingin pada reaktor digunakan air, yaitu :

- Suhu air masuk reaktor; $t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$
- Suhu air keluar reaktor; $t_2 = 45 \text{ }^\circ\text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan, m adalah :

$$m = \frac{Q_{\text{lepas}}}{C_p(t_2 - t_1)} = \frac{409447,9088 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal/kg} \cdot \text{C}^2 \times (45 - 30) \text{ }^\circ\text{C}}$$

$$= 27296,5273 \text{ kg}$$

Neraca Panas Total Reaktor (R – 01)

Masuk :

Q O ₂	=	5520,0936 kkal
Q N ₂	=	20278,2274 kkal
Q C ₃ H ₆	=	23329,2369 kkal
Q C ₃ H ₈	=	264,0652 kkal
Q CH ₃ COOH	=	23929,4377 kkal
Q H ₂ O	=	214,3378 kkal
Total	=	73535,3986 kkal

Keluar :

Q O ₂	=	501,8239 kkal
Q N ₂	=	20278,2274 kkal
Q C ₃ H ₆	=	467,0424 kkal
Q CH ₃ COOH	=	478,5873 kkal
Q H ₂ O	=	11064,8751 kkal
Q C ₅ H ₈ O ₂	=	41182,5910 kkal
Q CO ₂	=	359,8860 kkal
		= 74333,0331 kkal
Q lepas	=	(-410245,5433) kkal
Q reaksi	=	409447,9088 kkal
		= -797,6345 kkal
Total	=	73535,3986 kkal

Dimana : V = Volume spesifik gas pada kondisi standar [$T_0 = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($273\text{ }^{\circ}\text{K}$) dan

$$P_0 = 1\text{ atm}] \text{ sebesar } 22,4\text{ m}^3/\text{Kgmol}$$

$$T_1 = \text{Suhu gas masuk expander} = 160\text{ }^{\circ}\text{C} (433\text{ }^{\circ}\text{K})$$

$$P_1 = \text{Suhu gas keluar expander} = 4,75\text{ atm}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \rho_G &= \frac{42,1380}{22,4\text{ m}^3/\text{kgmol}} \times \frac{273\text{ }^{\circ}\text{K}}{433\text{ }^{\circ}\text{K}} \times \frac{4,75\text{ atm}}{1\text{ atm}} \\ &= 5,6337\text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Tenaga minimum yang dilepaskan expander :

$$-W_S = \int_{P_1}^{P_2} V\text{ d}P \quad (\text{Persamaan 10-22, Smith Van Ness})$$

$$\begin{aligned} W_S &= V(P_2 - P_1) \longrightarrow V = m/\rho \\ &= \frac{m(P_2 - P_1)}{\rho} \end{aligned}$$

Dimana : m = Laju alir massa gas

$$= 1778,8827\text{ kg/jam} = 0,4941\text{ kg/detik}$$

$$P_1 = \text{Tekanan gas masuk} = 4,75\text{ atm} (4,90675\text{ bar})$$

$$P_2 = \text{Tekanan gas keluar} = 1\text{ atm} (1,033\text{ bar})$$

Maka :

$$\begin{aligned} W_S &= \frac{0,4941\text{ kg/detik} \times (1,033 - 4,90675)\text{ bar} \times (10)^5\text{ joule/bar.m}^3}{5,6337\text{ kg/m}^3} \\ &= -33974,4728\text{ joule/detik} \end{aligned}$$

$$-W_S = 33974,4728\text{ joule/detik}$$

Suhu gas keluar expander dihitung dengan persamaan neraca energi untuk sistem adiabatik, yaitu :

$$m (H_1 - H_2) = -W_S = m \cdot C_p \cdot (t_1 - t_2)$$

$$\text{Atau } -W_S = m \cdot C_p \cdot (t_1 - t_2)$$

$$\begin{aligned} (T_1 - T_2) &= \frac{-W_S}{m \cdot C_p} \\ &= \frac{33974,4728 \text{ joule/detik}}{0,4941 \text{ kg/detik} \times 0,3066 \text{ kkal/kg} \cdot ^\circ\text{C} \times (4,18 \cdot 10^3) \text{ joule/detik}} \\ &= 53,65 \text{ } ^\circ\text{C} \approx 53 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\text{Atau } T_2 = (T_1 - 54) \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 160 - 54$$

$$= 106 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Jadi suhu gas keluar expander adalah = 106 °C (379 °K)

- a. Panas gas masuk expander (EP- 02); Q_1 = panas gas keluar dari reaktor (R-01). $Q_1 = 74333,0331$ kkal
- b. Panas gas keluar expander (EP-02); Q_2 :

$$Q = m \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{379 \text{ } ^\circ\text{K}} C_p dT; \text{ kkal}$$

$$Q_{O_2} = \frac{16,6420 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kgmol}} \int_{298 \text{ } ^\circ\text{K}}^{379 \text{ } ^\circ\text{K}} (6,713 - 0,000879 \times 10^{-3} T + 4,170 \times 10^{-6} T^2 -$$

$$2,544 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^\circ\text{K}$$

$$= 298,7807 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{N_2} &= \frac{602,5929 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{379^{\circ}\text{K}} (7,440 - 3,24 \times 10^{-3} T + 6,4 \times 10^{-6} T^2 - \\
 &\quad 2,79 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 12150,7593 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{CO_2} &= \frac{12,2978 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{379^{\circ}\text{K}} (4,728 + 17,54 \times 10^{-3} T - 13,38 \times 10^{-6} T^2 - \\
 &\quad 4,079 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 210,2280 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_3H_6} &= \frac{8,1250 \text{ kg}}{42 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{379^{\circ}\text{K}} (0,886 + 56,020 \times 10^{-3} T - 27,71 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 5,266 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 264,2789 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= \frac{180,6619 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{379^{\circ}\text{K}} (7,701 + 0,4595 \times 10^{-3} T - 2,521 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 0,859 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 6595,6769 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_5H_8O_2} &= \frac{946,9697 \text{ kg}}{100 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{379^{\circ}\text{K}} (4,0155 + 88,127 \times 10^{-3} T - 33,0 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 8,846 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 23314,5056 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{CH_3COOH} &= \frac{11,5955 \text{ kg}}{60 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{379^{\circ}\text{K}} (1,156 + 60,87 \times 10^{-3} T - 41,87 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 11,82 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 272,4575 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, } Q_2 &= Q_{O_2} + Q_{N_2} + Q_{CO_2} + Q_{C_3H_6} + Q_{H_2O} + Q_{C_5H_8O_2} + \\
 &\quad Q_{CH_3COOH} \\
 &= 298,7807 + 12150,7593 + 210,2280 + 264,2789 + \\
 &\quad 6595,6769 + 23314,5056 + 272,4575 \\
 &= 43106,6878 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

c. Panas ekspansi gas; Q_3 :

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= Q_1 - Q_2 \\
 &= 74333,0331 - 43106,6878 \\
 &= 31226,3453 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

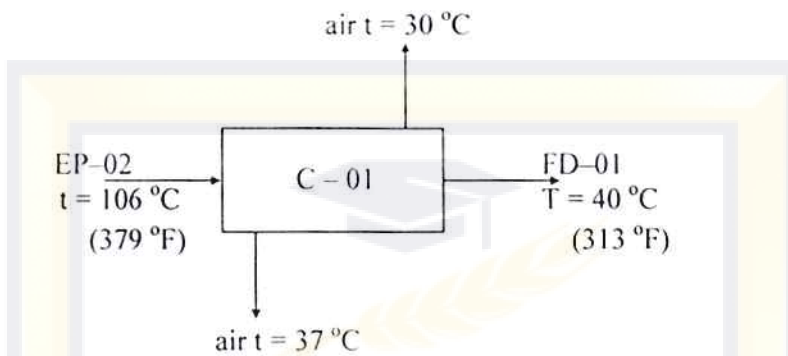
Neraca Panas Total Panas Expander Gas (EP – 02)

Masuk :		Keluar :	
Q O ₂	= 501,8239 kkal	Q O ₂	= 298,7807 kkal
Q N ₂	= 20278,2274 kkal	Q N ₂	= 12150,7593 kkal
Q CO ₂	= 359,8860 kkal	Q CO ₂	= 210,2280 kkal
Q C ₃ H ₆	= 467,0424 kkal	Q C ₃ H ₆	= 264,2798 kkal
Q H ₂ O	= 11064,8751 kkal	Q H ₂ O	= 6595,6769 kkal
Q C ₅ H ₈ O ₂	= 41182,5910 kkal	Q C ₅ H ₈ O ₂	= 23314,5056 kkal
Q CH ₃ COOH	= 478,5873 kkal	Q CH ₃ COOH	= 272,4575 kkal
Total	= 74333,0331 kkal		= 43106,6878 kkal
		Q pendingin	= 31226,3453 kkal
		Total	= 74333,0331 kkal

9. Cooler I (C - 01)

Fungsi : Menurunkan suhu gas produk keluar reaktor sebelum masuk Flash Drum

(FD-01)



- a. Panas gas masuk Cooler I (C-01); Q_1 = panas gas keluar expander (EP-02)

$$Q_1 = 43106,6878 \text{ kkal}$$

- b. Panas gas keluar Cooler I (C-01); Q_2 :

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{313^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{O}_2} = \frac{16,6420 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{313^{\circ}\text{K}} (6,713 - 0,000879 \times 10^{-3} T + 4,170 \times 10^{-6} T^2 - 2,544 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 54,8360 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{N}_2} = \frac{602,5929 \text{ kg}}{28 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{313^{\circ}\text{K}} (7,440 - 3,24 \times 10^{-3} T + 6,4 \times 10^{-6} T^2 - 2,79 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 2249,3958 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{CO}_2} &= \frac{12,2978 \text{ kg}}{44 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{313^{\circ}\text{K}} (4,728 + 17,54 \times 10^{-3} T - 13,38 \times 10^{-6} T^2 - \\
 &\quad 4,079 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 37,5405 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{C}_3\text{H}_6} &= \frac{8,1250 \text{ kg}}{42 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{313^{\circ}\text{K}} (0,886 + 56,020 \times 10^{-3} T - 27,71 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 5,266 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 45,1624 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{H}_2\text{O}} &= \frac{180,6619 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (7,701 + 0,4595 \times 10^{-3} T - 2,521 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 0,859 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 1212,2706 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2} &= \frac{946,9697 \text{ kg}}{100 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (4,0155 + 88,127 \times 10^{-3} T - 33,0 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 8,846 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 3992,9146 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} &= \frac{11,5955 \text{ kg}}{60 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{433^{\circ}\text{K}} (1,156 + 60,87 \times 10^{-3} T - 41,87 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 11,82 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 46,9052 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, } Q_2 &= Q_{\text{O}_2} + Q_{\text{N}_2} + Q_{\text{CO}_2} + Q_{\text{C}_3\text{H}_6} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2} + \\
 &\quad Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} \\
 &= 54,8360 + 2249,3958 + 37,5405 + 45,1624 + 1212,2706 + \\
 &\quad 3992,9146 + 46,9052
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, } Q_2 &= Q \text{ C}_5\text{H}_8\text{O}_2 + Q \text{ CH}_3\text{COOH} + Q \text{ H}_2\text{O} \\
 &= 23215,8797 + 10879,2700 + 361,1500 \\
 &= 34456,2997 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

c. Panas yang dibutuhkan dari pemanas; Q_3

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= Q_2 - Q_1 \\
 &= 34456,2997 - 5979,9732 \\
 &= 28476,3265 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Sebagai pemanas pada *Heater* II (H-02) digunakan *saturated steam* (uap jenuh) pada kondisi suhu $T = 200 \text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan $P = 160 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$. Dari tabel steam (appendix III Stoichiometry) didapat λ_{steam} yaitu 436,1 kkal/kg.. Maka jumlah steam pemanas yang dibutuhkan; m adalah :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q_3}{\lambda_{\text{steam}}} \\
 &= \frac{28476,3265 \text{ kkal}}{436,1 \text{ kkal/kg}} \\
 &= 61,4907 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total Heater II (H - 02)

Masuk

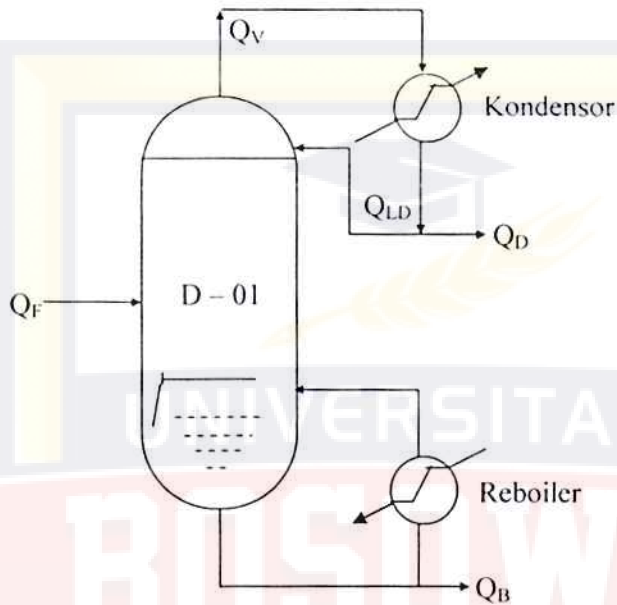
$$\begin{aligned}
 Q \text{ C}_5\text{H}_8\text{O}_2 &= 4034,6315 \text{ kkal} \\
 Q \text{ H}_2\text{O} &= 1885,3624 \text{ kkal} \\
 Q \text{ CH}_3\text{COOH} &= 59,9793 \text{ kkal} \\
 Q \text{ steam} &= 28476,3265 \text{ kkal} \\
 \hline
 \text{Total} &= 34456,2997 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Keluar :

$$\begin{aligned}
 Q \text{ C}_5\text{H}_8\text{O}_2 &= 23215,8797 \text{ kkal} \\
 Q \text{ H}_2\text{O} &= 10879,2700 \text{ kkal} \\
 Q \text{ CH}_3\text{COOH} &= 361,1500 \text{ kkal} \\
 \hline
 \text{Total} &= 34456,2997 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

12. Distilasi (D – 01)

Fungsi : Memurnikan produk alil asetat dari campurannya ke dalam produk atas kolom.



1. Menentukan kondisi operasi pada Distilasi II (D-02)

Dalam penentuan kondisi operasi pada proses distilasi ini, dilakukan *trial and error* terhadap suhu (T) operasi. Hasil *trial* suhu ini dinyatakan memenuhi jika jumlah komposisi cairan dan uapnya sama dengan satu.

a. Kondisi umpan menara

Umpan masuk kolom pada kondisi cairan jenuh (*bubble point*). Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa distilasi (D-01) diketahui *bubble point* umpan pada $T = 85\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan $P = 1\text{ atm}$.

b. Kondisi puncak kolom

Uap keluar puncak kolom pada kondisi uap jenuh (*dew point*) dan dikondensasikan pada condenser.

Komposisi produk atas kolom sebagai berikut :

Komponen	Kg	BM; Kg/Kgmol	Kgmol	Fraksimol
C ₅ H ₈ O ₂	937,5002	100	9,3750	0,9469
H ₂ O	9,4695	18	0,5261	0,0531
Total	946,9697		9,9011	1,0000

Trial kondisi *dew point* dicoba pada :

Tekanan operasi = 1 atm (760 mmHg)

Suhu operasi = 75,88 °C (348,88 °K) ≈ 76 °C (349 °K)

Komponen	y _i ; Kg	P _i ; mmHg	K _i ; P _i /P _t	X = y/K _i
C ₅ H ₈ O ₂	0,9469	832,2654	1,0951	0,8647
H ₂ O	0,0531	298,1771	0,3928	0,1353
Total	1,0000			1,0000

Trial *dew point* distilat dinyatakan memenuhi karena diperoleh $\Sigma X = 1,0000$

c. Komposisi dasar menara

Cairan keluar dasar kolom pada kondisi cairan jenuh (*bubble point*).

Komposisi produk bawah Distilasi II (D-02), sebagai berikut :

Komponen	Kg	BM; Kg/Kgmol	Kgmol	Fraksimol
C ₅ H ₈ O ₂	9,4695	100	0,0947	0,0097
H ₂ O	171,1924	18	9,5107	0,9706
CH ₃ COOH	11,5955	60	0,1933	0,0197
Total	192,2574		9,7987	1,0000

Trial *bubble point* dicoba pada :

Tekanan operasi = 1 atm (760 mmHg)

Suhu operasi = 100,055 °C (373,055 °K)

Komponen	X; Fraksimol	P _i ; mmHg	K _i ; P _i /P _t	y = X · K _i
C ₅ H ₈ O ₂	0,0097	1701,7424	2,2391	0,0271
H ₂ O	0,9706	757,3702	0,9965	0,9672
CH ₃ COOH	0,0197	426,3283	0,5610	0,0111
Total	1,0000			1,0000

Trial *bubble point* bottom dinyatakan memenuhi karena diperoleh $\Sigma X = 1,0000$

2. Penentuan refluks minimum

Perhitungan refluks (kolom cairan yang dikembalikan ke dalam kolom) dilakukan dengan menggunakan persamaan *Underwood*, yaitu :

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i \cdot X_i}{\alpha_i \cdot \theta} \quad , \text{ dan} \quad \alpha_i = \frac{K_i}{K_{KH}} \quad \dots \dots \dots (1)$$

Dimana : R_m = refluks minimum

α_i = derajat volatilitas komponen i

θ = konstanta *Underwood*

X_i = fraksi mol komponen i pada distilat

θ dihitung dengan persamaan :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i \cdot X_i}{\alpha_i \cdot \theta} \quad \dots \dots \dots (2)$$

Dimana : x_i = fraksimol komponen i dalam umpan

α_i = derajat volatilitas komponen i dalam umpan

q = jumlah mol cairan jenuh terbentuk pada *plate* umpan

(nilai $q = 1$, untuk umpan berupa cairan jenuh)

Dari persamaan (2) diatas, diperoleh :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot X_i}{\alpha_i \cdot \theta} = 1 - 1 = 0 \quad \dots \dots \dots (3)$$

Nilai θ dari persamaan (3) diatas dihitung dengan metode trial dan error.

Dimana trial nilai θ memenuhi jika diperoleh :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i \cdot \theta} = 0$$

Trial nilai θ didapat pada $\theta = 1,458048$

Komponen	X ; Fraksimol	$\alpha \cdot f$	$(\alpha \cdot f \cdot X_f) / (\alpha \cdot f - \theta)$
C ₅ H ₈ O ₂	0,4807	2,5565	1,118765
H ₂ O	0,5095	1,0	-1,112329
CH ₃ COOH	0,0098	0,5780	-0,006436
Total	1,0000		0,000000

Selanjutnya θ nilai yang diperoleh disubstitusikan kepersamaan (1) :

$$R_m + 1 = \frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i - \theta}$$

Komponen	X _D ; Fraksimol	$\alpha \cdot D$	$(\alpha \cdot D \cdot X_D) / (\alpha \cdot D - \theta)$
C ₅ H ₈ O ₂	0,9469	2,7915	1,9823
H ₂ O	0,0531	1,0	-0,1159
Total	1,0000		1,8664

$$\text{Maka : } R_m + 1 = \frac{\alpha_D \cdot X_D}{\alpha_D - \theta}$$

$$= 1,8664$$

$$R_m = 1,8664 - 1$$

$$= 0,8664$$

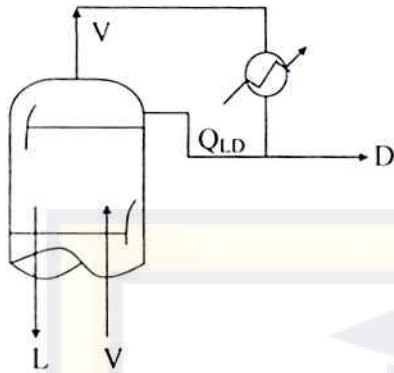
$$\text{Diambil } R_{\text{operasi}} / R_m = 1,3$$

$$\text{Sehingga } R_{\text{operasi}} = 1,3 \times R_m$$

$$= 1,3 \times 0,8664$$

$$= 1,1263$$

Neraca massa disekitar puncak kolom menara :



$$V = L_D + D$$

$$R = \frac{L_D}{D} = 1,1263$$

$$L_D = 1,1263 + D$$

$$V = 1,1263 + D$$

$$= 2,1263$$

Komposisi uap keluar puncak kolom ; V :

Komponen	Kg	Kgmol
C ₅ H ₈ O ₂	1993,4067	19,9341
H ₂ O	20,1350	1,1186
Total	2013,5417	21,0527

Sehingga komposisi aliran refluks L_a :

$$L_a = V - D$$

Komponen	Kg	Kgmol
C ₅ H ₈ O ₂	1055,9065	10,5591
H ₂ O	10,6655	0,5922
Total	1066,5720	11,1516

Perhitungan neraca panas Distilasi (D-01)

- a. Panas cairan umpan masuk distilasi, Q_f : panas larutan keluar dari Heater II (H-02).

$$Q_f = 34456,2997 \text{ kkal}$$

- b. Panas cairan produk keluar atas keluar distilasi ; Q_D :

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{349^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2} &= 937,5002 \text{ kg} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{349^{\circ}\text{K}} (0,4086) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K} \\ &= 19536,1917 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{O}} &= 9,4695 \text{ kg} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{349^{\circ}\text{K}} (0,6741 + 2,825 \times 10^{-3} T - 8,371 \times 10^{-6} T^2 + \\ &\quad 8,604 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K} \\ &= 484,4538 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } Q_D &= Q_{\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} \\ &= 19536,1917 + 484,4538 \\ &= 20020,6455 \text{ kkal} \end{aligned}$$

- c. Panas Cairan produk bawah keluar distilasi ; Q_B :

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{373^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2} &= 9,4695 \text{ kg} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{373^{\circ}\text{K}} (0,4086) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K} \\ &= 290,1561 \text{ kkal} \end{aligned}$$

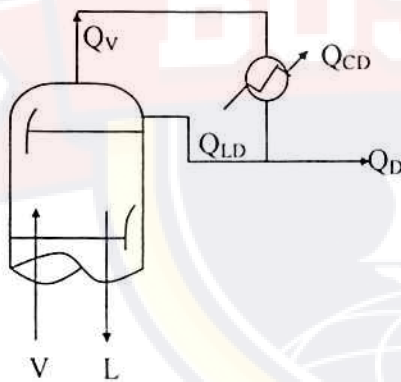
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{H}_2\text{O}} &= 171,1924 \text{ kg} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{373^{\circ}\text{K}} (0,6741 + 2,825 \times 10^{-3} T - 8,371 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 8,604 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 12898,3161 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} &= 11,5955 \text{ kg} \int_{25^{\circ}\text{K}}^{373^{\circ}\text{K}} (0,468 + 0,000929 T) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 457,4968 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, } Q_B &= Q_{\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} \\
 &= 290,1561 + 12898,3161 + 457,4968 \\
 &= 13645,9690 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

d. Panas yang dilepaskan pada condensor Distilasi; Q_{CD} :

Diagram neraca panas disekitar puncak kolom distilasi :



1. Panas uap keluar puncak kolom masuk condensor; Q_V :

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{349^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2} &= \frac{1993,4067 \text{ kg}}{100 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{349^{\circ}\text{K}} (4,0155 + 88,127 \times 10^{-3} T - 33,0 \times 10^{-6} T^2 + \\
 &\quad 8,846 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K} \\
 &= 29853,8116 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$Q_{H_2O} = \frac{20.1350 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{349^{\circ}\text{K}} (7.701 + 0.4595 \times 10^{-3} T - 2.521 \times 10^{-6} T^2 + 0.859 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kgmol} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 461,2289 \text{ kkal}$$

Maka, $Q_V = Q_{C_3H_8O_2} + Q_{H_2O}$

$$= 29853,8116 + 461,2289$$

$$= 30315,0405 \text{ kkal}$$

2. Panas laten kondensasi pada Condensor; Q_k :

$$Q_k = n \cdot \Delta H_V$$

Dimana :

n = Kgmol komponen terkondensasi

ΔH_C = Entalpi kondensasi komponen pada suhu 76°C (349°K)

Entalpi kondensasi komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Watson (pers. 6-16 hal.206, sifat gas dan zat cair ; Sherwood & Prauntnitz).

$$\Delta H_{V2} = \Delta H_{V1} \left(\frac{1 - Tr_2}{1 - Tr_1} \right)^{0.38}$$

Dimana : Tr_1 = Suhu reduce komponen pada titik didih normal

Tr_2 = Suhu reduce komponen pada suhu yang terhitung

ΔH_{V1} = Entalpi kondensasi pada titik didih normal; kkal/kgmol

ΔH_{V2} = Entalpi kondensasi komponen pada suhu yang dihitung;
(kkal/kgmol)

T_c = Suhu kritis komponen

Data perhitungan :

Komponen	T_1 ; °K	T_c ; °K	ΔH_{v1} ; Kkal/kgmol
$C_5H_8O_2$	373	552	7950
H_2O	373,2	647,2	9717

(Sumber = Lamp.A Sifat Gas & Zat Cair; Sherwood & Prausnitz, hal.614)

Maka panas laten kondensasi komponen pada suhu 76°C (346°K) sbb:

a. $C_5H_8O_2$

$$Tr_1 = \frac{T_1}{T_c} = \frac{373 \text{ }^\circ\text{K}}{552 \text{ }^\circ\text{K}}$$

$$= 0,6757$$

$$Tr_2 = \frac{T_2}{T_c} = \frac{349 \text{ }^\circ\text{K}}{552 \text{ }^\circ\text{K}}$$

$$= 0,6322$$

$$\Delta H_{v2} = \Delta H_{v1} \frac{1 - Tr_2^{0,38}}{1 - Tr_1^{0,38}}$$

$$= 7950 \frac{1 - 0,6322^{0,38}}{1 - 0,6757^{0,38}}$$

$$= 8339,4948 \text{ kkal/kgmol}$$

$$Q_{C_5H_8O_2} = \frac{1993,4067 \text{ kg}}{100 \text{ kg/kgmol}} \times 8339,4948 \text{ kkal/kgmol}$$

$$= 166240,0481 \text{ kkal}$$

b. H_2O

$$Tr_1 = \frac{T_1}{T_c} = \frac{373,2 \text{ }^\circ\text{K}}{647,3 \text{ }^\circ\text{K}}$$

$$= 0,5767$$

$$Tr_2 = \frac{T_s}{T_c} = \frac{349 \text{ }^\circ\text{K}}{647,3 \text{ }^\circ\text{K}}$$

$$= 0,5392$$

$$\Delta H_{v2} = \Delta H_{v1} \frac{1 - Tr_2^{0,38}}{1 - Tr_1^{0,38}}$$

$$= 9717 \frac{1 - 0,5392^{0,38}}{1 - 0,5765^{0,38}}$$

$$= 10033,7354 \text{ kkal/kgmol}$$

$$Q_{H_2O} = \frac{20,1350 \text{ kg}}{18 \text{ kg/kgmol}} \times 10033,7354 \text{ kkal/kgmol}$$

$$= 11223,8479 \text{ kkal}$$

Maka diperoleh Q_x , sebagai berikut :

$$Q_x = Q_{C_5H_8O_2} + Q_{H_2O}$$

$$= 166240,0481 + 11223,8479$$

$$= 177463,8960 \text{ kkal}$$

3. Panas cairan refluks, Q_{LD}

$$Q = \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{349 \text{ }^\circ\text{K}} C_p dT; \text{ kkal/kg} \cdot \text{ }^\circ\text{K}$$

$$Q_{C_5H_8O_2} = 1055,9065 \text{ kg} \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{349 \text{ }^\circ\text{K}} (0,4086) dT; \text{ kkal/kg} \cdot \text{ }^\circ\text{K}$$

$$= 22003,6132 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 10,6655 \text{ kg} \int_{298 \text{ }^\circ\text{K}}^{349 \text{ }^\circ\text{K}} (0,6471 + 2,825 \times 10^{-3} T - 8,371 \times 10^{-6} T^2 + 8,604 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kg} \cdot \text{ }^\circ\text{K}$$

$$= 546,6405 \text{ kkal}$$

$$\text{Maka } Q_{LD} = Q_{C_3H_8O_2} + Q_{H_2O}$$

$$= 22003,6132 + 546,6405$$

$$= 22549,2537 \text{ kkal}$$

3. Panas yang dilepaskan pada condensor distilasi, Q_{CD} :

$$Q_V + Q_\lambda = Q_{LD} + Q_D + Q_{CD}$$

$$Q_{CD} = (Q_V + Q_\lambda) - (Q_{LD} + Q_D)$$

$$= (30315,0405 + 177463,8960) - (22549,2537 + 20020,6455)$$

$$= 165209,0373 \text{ kkal}$$

Sebagai pendingin pada *Condensor Distilat* (CD-01) digunakan air yaitu :

- Suhu air masuk reaktor; $t_1 = 30^\circ\text{C}$
- Suhu air keluar reaktor; $t_2 = 45^\circ\text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan, m adalah :

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_{CD}}{C_p(t_2 - t_1)} \\ &= \frac{165209,0373 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal/kg} \cdot \text{C}^2 \times (45 - 30)^\circ\text{C}} \\ &= 11013,9358 \text{ kg} \end{aligned}$$

c. Panas yang dibutuhkan pada *Reboiler Distilasi* (RB-01); Q_{RB} :

Neraca panas total Distilasi (D-01) :

$$Q_F + Q_{RB} = Q_D + Q_B + Q_{CD}$$

$$Q_R = (Q_D + Q_B + Q_{CD}) - Q_F$$

$$= 20020,6455 + 13645,9690 + 165209,0373 - 34456,2997$$

$$= 164419,3521 \text{ kkal}$$

Sebagai pemanas pada *Reboiler Distilasi* (RB-01) digunakan *saturated steam* (uap jenuh) pada kondisi suhu, $T = 200 \text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan, $P = 16 \text{ kg/cm}^2$. Dari tabel steam (appendix III Stoichiometry) didapat λ steam yaitu $463,1 \text{ kkal/kg}$

Jumlah steam pemanas yang dibutuhkan, adalah :

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_{RB}}{\lambda_{\text{steam}}} \\ &= \frac{164419,3521 \text{ kkal}}{463,1 \text{ kkal/kg}} \\ &= 355,0407 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total Distilasi (D – 01)

Masuk :

Umpan

$$Q \text{ C}_5\text{H}_8\text{O}_2 = 23215,8797 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 10879,2700 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ CH}_3\text{COOH} = 361,1500 \text{ kkal}$$

$$= 32456,2997 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ reboiler} = 166419,3521 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 198875,6518 \text{ kkal}$$

Keluar :

Produk atas

$$Q \text{ C}_5\text{H}_8\text{O}_2 = 19536,1917 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 10879,2700 \text{ kkal}$$

$$= 20020,6455 \text{ kkal}$$

Produk bawah

$$Q \text{ C}_5\text{H}_8\text{O}_2 = 290,1561 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 12898,3161 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ CH}_3\text{COOH} = 457,4968 \text{ kkal}$$

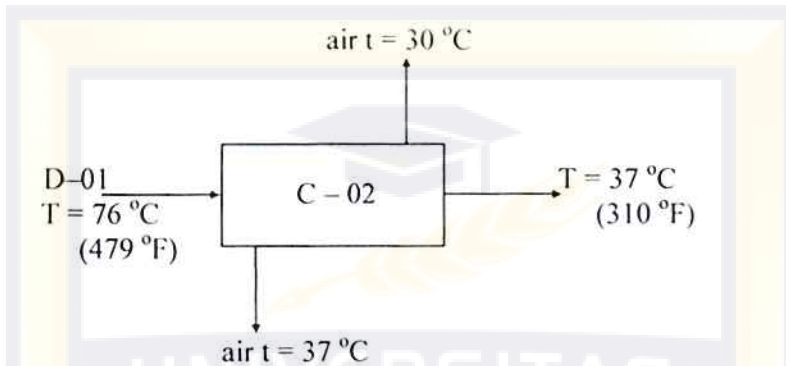
$$= 13645,9690 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ condensor} = 165209,0373 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 198875,0063 \text{ kkal}$$

13. Cooler II (C - 02)

Fungsi : Menurunkan suhu larutan produk alil asetat keluar dari produk atas distilasi (D-01) sebelum disimpan sementara pada tangki produk alil asetat (T-03).



- a. Panas larutan masuk Cooler II (C-02); Q_1 = panas larutan keluar dari produk atas Distilasi (D-01). $Q_1 = 13645,9690$ kkal
- b. Panas larutan keluar Cooler II (C-02); Q_2 :

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{310^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2} = 937,5002 \text{ kg} \int_{98^{\circ}\text{K}}^{10^{\circ}\text{K}} (0,4086) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 5745,9387 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 9,4695 \text{ kg} \int_{98^{\circ}\text{K}}^{13^{\circ}\text{K}} (0,6741 + 2,825 \times 10^{-3} T - 8,371 \times 10^{-6} T^2 + 8,604 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K}$$

$$= 142,1982 \text{ kkal}$$

Maka :

$$Q_2 = Q_{\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$= 5745,9387 + 142,1982$$

$$= 5888,1369 \text{ kkal}$$

c. Panas yang diserap dari pendingin; Q_3 :

$$Q_3 = Q_1 - Q_2$$

$$= 20020,6455 - 5888,1369$$

$$= 14132,5086 \text{ kkal}$$

Sebagai pendingin pada *Cooler* III (C-03) digunakan air, yaitu :

- Suhu air masuk reaktor; $t_1 = 30^\circ\text{C}$

- Suhu air keluar reaktor; $t_2 = 37^\circ\text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan, m adalah :

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_3}{C_p(t_2 - t_1)} \\ &= \frac{14132,5086 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal/kg.C}^\circ \times (37 - 30)^\circ\text{C}} \\ &= 2018,9298 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total Panas Cooler II (C - 02)

Masuk

$$Q \text{ C}_5\text{H}_8\text{O}_2 = 19536,1917 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 484,4538 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 20020,6455 \text{ kkal}$$

Keluar :

$$Q \text{ C}_5\text{H}_8\text{O}_2 = 5745,9387 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 142,1982 \text{ kkal}$$

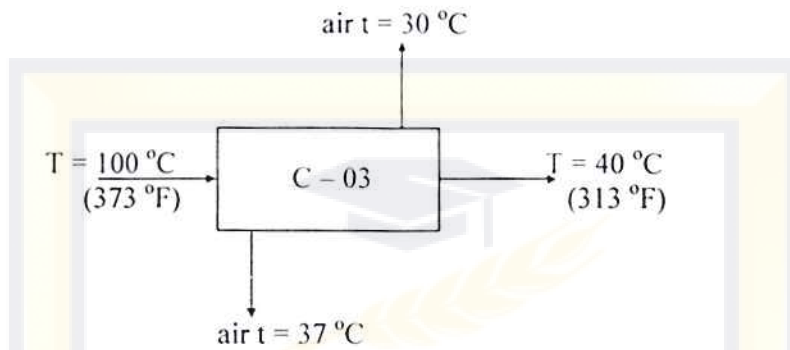
$$= 5888,1369 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ pendingin} = 14132,5086 \text{ kkal}$$

$$\text{Total} = 20020,6455 \text{ kkal}$$

14. Cooler III (C - 03)

Fungsi : Menurunkan suhu larutan buangan keluar dari produk bawah distilasi (D-01) sebelum ke Unit Pembuangan Cairan (UPL).



- a. Panas larutan masuk *Cooler* III (C- 03); Q_1 = panas larutan keluar dari produk bawah Distilasi (D-01).

$$Q_1 = 13645,9690 \text{ kkal}$$

- b. Panas larutan keluar *Cooler* III (C-03); Q_2 :

$$Q = m \int_{298^{\circ}\text{K}}^{313^{\circ}\text{K}} C_p dT; \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2} &= 9,4695 \text{ kg} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{313^{\circ}\text{K}} (0,4068) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K} \\ &= 58,0312 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{O}} &= 171,1924 \text{ kg} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{313^{\circ}\text{K}} (0,6741 + 2,825 \times 10^{-3} T - 8,371 \times 10^{-6} T^2 + \\ &\quad 8,604 \times 10^{-9} T^3) dT; \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{K} \\ &= 2570,6971 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} = 11,5955 \text{ kg} \int_{25^\circ\text{K}}^{40^\circ\text{K}} (0,0468 + 0,000929 t) dT; \text{ kkal/kg. } ^\circ\text{C}$$

$$= 86,6519 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, } Q_2 &= Q_{\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} \\ &= 58,0312 + 2570,6971 + 86,6519 \\ &= 2715,3802 \text{ kkal} \end{aligned}$$

c. Panas yang dibutuhkan dari pemanas; Q_3 :

$$\begin{aligned} Q_3 &= Q_1 - Q_2 \\ &= 13645,9690 - 2715,3802 \\ &= 10930,5888 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Sebagai pendingin pada *Cooler* III (C-03) digunakan air, yaitu :

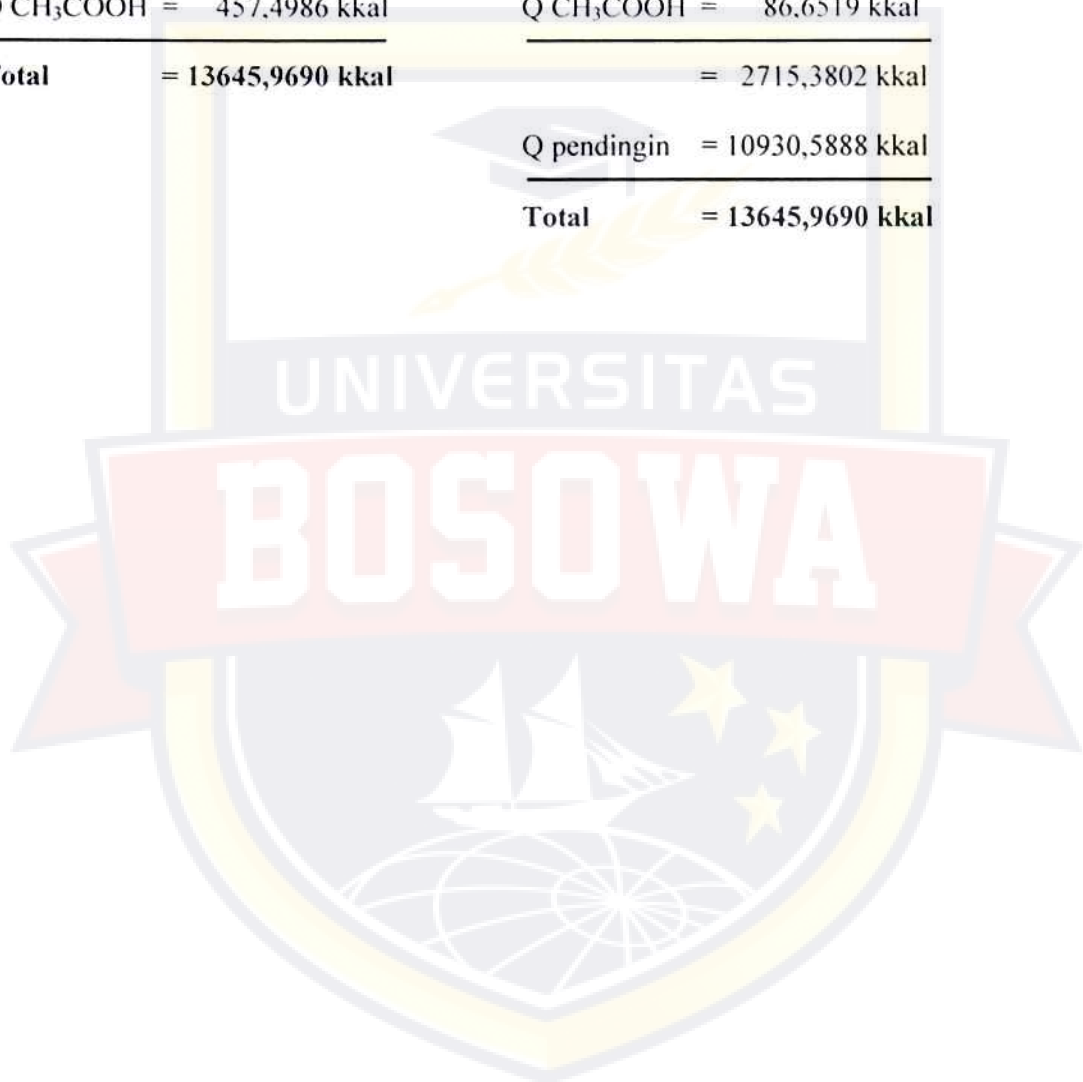
- Suhu air masuk reaktor; $t_1 = 30^\circ\text{C}$
- Suhu air keluar reaktor; $t_2 = 37^\circ\text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan, m adalah :

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_3}{C_p(t_2 - t_1)} \\ &= \frac{10930,5888 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal/kg.C}^2 \times (37 - 30) ^\circ\text{C}} \\ &= 1561,5127 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total Panas Cooler III (C – 03)

Masuk		Keluar :	
Q C ₅ H ₈ O ₂	= 290,1561 kkal	Q C ₅ H ₈ O ₂	= 58,0312 kkal
Q H ₂ O	= 12898,3161 kkal	Q H ₂ O	= 2570,6971 kkal
Q CH ₃ COOH	= 457,4986 kkal	Q CH ₃ COOH	= 86,6519 kkal
Total	= 13645,9690 kkal		= 2715,3802 kkal
		Q pendingin	= 10930,5888 kkal
		Total	= 13645,9690 kkal



LAMPIRAN C



Skripsi by Indy 'n Irey

LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

I. TANGKI BAHAN BAKU ASAM ASETAT

Kode Alat : T - 01

Fungsi : Menampung sementara bahan baku asam asetat untuk persediaan satu (1) bulan proses produksi.

Tipe : Silinder vertikal dengan tutup atas *dishead* dan tutup bawah plat datar

Kondisi penyimpanan bahan :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

1. Volume tangki; V_t :

Dari perhitungan neraca massa diketahui :

Laju alir massa, $m = 583,2770 \text{ kg/jam}$

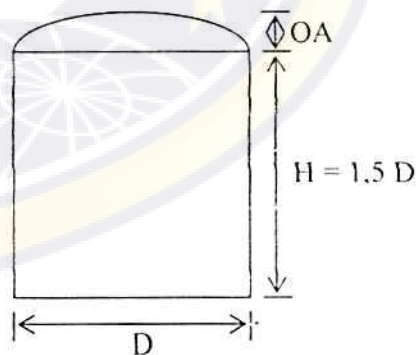
Densitas, $\rho = 1,0487 \text{ gr/cm}^3 = 1048,7 \text{ kg/m}^3$

Volume bahan untuk 1 bulan (720 jam) penyimpanan :

$$\begin{aligned} V &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{583,2770 \text{ kg/jam} \times 720 \text{ jam}}{1048,7 \text{ kg/m}^3} \\ &= 400,4568 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki dirancang dengan ketentuan :

- 90 % dari volume tangki terisi larutan
- Perbandingan tinggi (H) = 1,5 diameter (ID)



c. Digunakan tangki sebanyak 2 buah

Maka volume untuk 1 buah tangki :

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{V}{0,90 \times 2} \\ &= \frac{400,4568 \text{ m}^3}{0,90 \times 2} \\ &= 222,5 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Dimensi tangki

Volume tangki = volume silinder + volume tutup

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder, } V_s &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H \quad (H = 1,5 D) \\ &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot (1,5 D) \end{aligned}$$

$$= 0,375 \pi \cdot D^3$$

Volume tutup; $V_h = (0,000049 D^2)$ (Pers. 5.11 hal. 88 Brownell & Young)

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= 0,375 \pi D^3 + 0,084672 D^3 \\ &= 1,2622 D^3 \end{aligned}$$

Diameter tangki :

$$\begin{aligned} D &= \frac{V_t}{1,2622}^{1/3} \\ &= \frac{222,5}{1,2622}^{1/3} \\ &= 5,6 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi silinder adalah :

$$\begin{aligned} H &= 1,5 D \\ &= 1,5 \times 5,6 \text{ m} \\ &= 8,4 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Tebal dinding tangki; t_s :

Untuk internal pressure, tebal dinding (Shell) dihitung dengan menggunakan pers 13-1 Brownell & Young hal. 254 :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Dimana :

P = tekanan desain; atm

r = jari-jari tangki; cm
 $= \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} \times 5,6 = 2,8 = 280 \text{ cm}$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi diambil $\frac{1}{8}$ in (0,3175 cm)

Diambil faktor keamanan desain 20% :

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,20 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,20 \times 1 \text{ atm} \\ &= 1,20 \text{ atm} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi yang digunakan Carbon Steel SA-212 Grade B dengan nilai $f = 17500 \text{ Psi} = 1190,5 \text{ atm}$ (tabel 13.1 hal. 251 Brownell and Young) dan diambil pengelasan type double - welded butt joint $E = 80 \%$ (tabel 13.2 hal. 254 Brownell and Young).

Maka :

$$t_s = \frac{1,20 \text{ atm} \times 280 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,6 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,6705 \text{ cm}$$

Digunakan tebal plat standar = 5/16 in (0,79375 cm)

4. Tebal tutup atas

Tebal tutup atas (standar *dishead*) dihitung dengan persamaan (13.12)

Brownell & Young hal. 258 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

Dimana :

P = tekanan desain; atm

r_c = Crown radius; cm

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan = 80 %

C = faktor korosi (diambil 1/8 in = 0,3175 cm)

Diambil faktor keamanan desain 20 %

$$r_c = \text{OD shell} = \text{ID shell} + 2 \times t_s$$

$$= 560 + (2 \times 0,79735)$$

$$= 561,5875 \text{ cm}$$

Bahan konstruksi sama dengan Shell

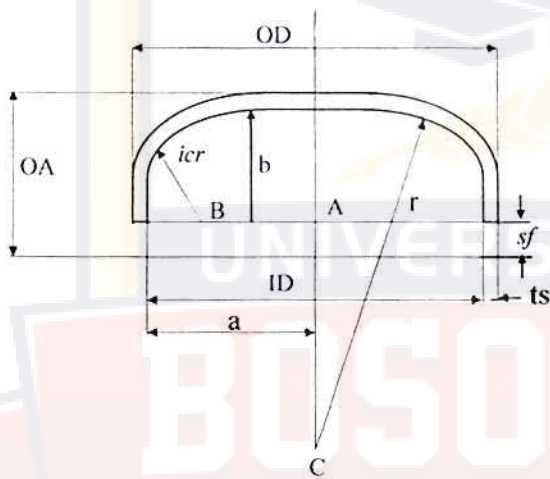
Maka :

$$t_h = \frac{0,885 \times 1,20 \text{ atm} \times 561,5875 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,1 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,9438 \text{ cm}$$

Digunakan tebal plat standar 3/8 in (0,9525 cm)

Gambar. Desain *dishead head* tangki



Dari tabel 5.6 Brownell & Young hal. 88 untuk *dishead head*, diketahui untuk tebal tutup; $t_h = 3/8$ in

sf = standar straight flange = $1\frac{1}{2} - 3$ in (diambil $sf = 2$ in = 5,08 cm)

icr = inside crown radius = $1\frac{1}{8}$ in = 2,8575 cm

Maka tinggi head

$$a = \frac{ID \text{ shell}}{2}$$

$$= \frac{560 \text{ cm}}{2}$$

$$= 280 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
 &= 280 - 2,8575 \\
 &= 277,1425 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r_c - icr \quad (r_c = \text{OD shell} = 561,5875 \text{ cm}) \\
 &= 561,5875 \text{ cm} - 2,8575 \\
 &= 558,73 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} \\
 &= (558,73^2 - 277,1425^2)^{\frac{1}{2}} \\
 &= 485,1507 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= 561,5875 - 485,1507 \\
 &= 76,4368 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= t_h + b + sf \\
 &= 0,9525 + 76,4368 + 5,08 \\
 &= 82,4693 \text{ cm} = 0,825 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Sehingga tinggi total tangki (H_T) :

$$\begin{aligned}
 H_T &= \text{tinggi shell (H)} + \text{tinggi tutup (OA)} \\
 &= 8,4 + 0,825 \\
 &= 9,225 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

5. Tebal tutup bawah

Tebal tutup bawah (plat datar) dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16

hal. 45 Brownell & Young :

$$t_p = \frac{P \cdot d}{2 \cdot f \cdot E} + C$$

Dimana :

P = tekanan desain; atm

d = diameter dalam shell; cm

= 560 cm

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan = 80 %

C = faktor korosi (diambil 1/8 in = 0,3175 cm)

Bahan konstruksi untuk plat tutup bawah sama dengan shell.

Maka :

$$t_s = \frac{1,20 \text{ atm} \times 560 \text{ cm}}{2 \times 1190,5 \text{ atm} \times 0,80 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,6703$$

Digunakan tebal plat standar 5/16 (0,79375 cm)

2. POMPA LARUTAN ASAM ASETAT

Kode Alat : P - 01

Fungsi : Mengalirkan larutan asam asetat umpan segar dari Tangki Bahan Baku Asam Asetat ke Vaporizer (VP - 01)

Type : Centrifugal Pump

Laju alir massa, $m = 583,2770 \text{ kg/jam} = 1285,5827 \text{ lb/jam}$

Densitas, $\rho = 1,0487 \text{ gr/cm}^3 = 1048,7 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas, $\mu = 7,7611 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$

Laju alir volumetrik (Q) :

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{1285,8827 \text{ lb/jam}}{65,4703 \text{ lb/ft}^3} = 19,6407 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0055 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers.15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen.

$$\begin{aligned} di &= 3,9 \cdot Qr^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0055^{0,45} \times 65,4703^{0,13} \\ &= 0,65 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi : (Tabel 13 Peters hal. 888) :

NPs = $\frac{1}{2}$ in

Schedule = 40

Diameter dalam, D = 0.622 in = 0,0518 ft

Luas penampang, A = 0.034 in = 0.0021

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \quad \rightarrow \quad v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,0055 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0021 \text{ ft}^2}$$

$$= 2,6190 \text{ ft/detik}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{65,4703 \text{ lb/ft}^3 \times 2,6190 \text{ ft/detik} \times 0,0518 \text{ ft}}{7,7611 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 11444,2230$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus (panjang; $L = 75 \text{ m} = 246,06 \text{ ft}$)
- 1 Buah elbow 90° , 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- Tinggi pemompaan $Z = 5 \text{ m} = 16,40 \text{ ft}$

Panjang ekivalen pipa sebagai berikut :

- | | |
|---------------------------------|---|
| 1. Elbow 90° | $Le = 1 \times 30 \times 0,0518 \text{ ft} = 1,5440 \text{ ft}$ |
| 2. <i>Gate valve full open</i> | $Le = 1 \times 13 \times 0,0518 \text{ ft} = 0,6734 \text{ ft}$ |
| 3. <i>Globe valve full open</i> | $Le = 1 \times 450 \times 0,0518 \text{ ft} = 23,31 \text{ ft}$ |
| Total | $Le = 25,5374 \text{ ft}$ |

Panjang pipa total; $\Sigma L = L + Le$

$$= 246,06 + 25,5374$$

$$= 271,5974 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan Foust})$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\text{Maka } \epsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,0518 \text{ ft}} = 0,0029$$

Dari fig. 14-1 Peters hal 482 untuk $\epsilon/D = 0,0029$ dan $N_{Re} = 11444,2230$ diperoleh faktor friksi $f = 0,0315$

Maka :

$$\begin{aligned} F &= \frac{0,0315 \times 271,5974 \text{ ft} \times 2,6190 \text{ ft/detik}}{2 \times 32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_r \cdot \text{detik}^2 \times 0,0518 \text{ ft}} \\ &= 6,7221 \text{ ft} \cdot \text{lb}_r / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

$$\text{Atau : } -w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0$$

($v_1 = v_2$; karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran)

$$\begin{aligned}\Delta z \frac{g}{g_c} &= 16,40 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{detik}^2} \\ &= 16,4133 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m\end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}-w_f &= 0 + 0 + 16,4133 + 6,7221 \\ &= 23,1354 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m\end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP)

$$\begin{aligned}\text{WHP} &= \frac{w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= \frac{23,1354 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0,0055 \text{ ft}^3 / \text{detik} \times 65,4703 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= 0,015 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Dari fig. 14-37 Peters hal. 520 diperoleh efisiensi untuk kapasitas minimal = 0,2 – 0,4. (Dipilih $\eta = 0,20$), maka :

$$\begin{aligned}\text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,015 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 0,075 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 0,075 Hp dari fig. 14-30 Peters hal. 512 dipilih $\eta_{\text{motor}} = 80\%$. Maka :

$$\begin{aligned}\text{BHP} &= \frac{0,075 \text{ Hp}}{0,80} \\ &= 0,090 \text{ Hp}\end{aligned}$$

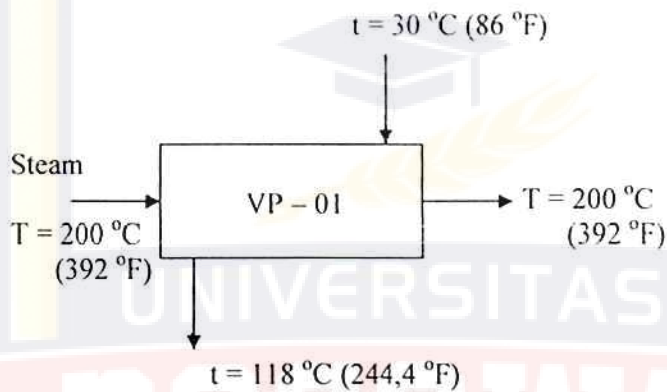
Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 1 Hp

3. VAPORIZER

Kode Alat : VP - 01

Fungsi : Menguapkan larutan asam asetat sebelum masuk Compressor
Asam Asetat (CP - 01)

Type : Shell and Tube



Aliran bahan :

Shell = Bahan (fluida dingin) = 583,2770 kg/jam = 1285,8827 lb/jam

Tube = steam (fluida panas) = 162,9846 kg/jam = 359,3135 lb/jam

Beban panas Vaporizer :

a. Preheating (Q_p) = 14531,5628 kkal/jam = 57664,9318 Btu/jam

b. Vaporizing (Q_v) = 56546,0406 kkal/jam = 224389,0500 Btu/jam

Maka :

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_p + Q_v \\
 &= 57664,9318 + 224389,0500 \\
 &= 282053,9818 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

1. Δt a. Δt Preheating

Fluida panas		Fluida dingin	Beda suhu
392 °F	Suhu tinggi	244,4 °F	147,6 °F
392 °F	Suhu rendah	86 °F	306 °F
0	Beda	158,4 °F	158,4 °F

$$\Delta t_{(p)} = \text{LMTD} = \frac{158,4 \text{ °F}}{\ln(306/147,6)}$$

$$= 217 \text{ °F}$$

b. Δt Vaporizing

$$\Delta t_{(v)} = 392 - 244,4 = 147,6 \text{ °F}$$

$$\frac{Q_p}{(\Delta t)_p} = \frac{57664,9318 \text{ Btu/jam}}{217 \text{ °F}}$$

$$= 265,7370 \text{ Btu/jam.°F}$$

$$\frac{Q_v}{(\Delta t)_v} = \frac{224389,0500 \text{ Btu/jam}}{147,6 \text{ °F}}$$

$$= 1520,2510 \text{ Btu/jam.°F}$$

$$\sum \frac{Q_p}{(\Delta t)_p} = 265,7370 + 1520,2510$$

$$= 1785,9880 \text{ Btu/jam.°F}$$

$$\Delta t = \frac{Q}{\sum(Q/\Delta t)}$$

$$= \frac{282053,9818 \text{ Btu/jam}}{1785,9880 \text{ Btu/jam.°F}} = 158 \text{ °F}$$

2. UD dan A

Sesuai tabel 8 Kern hal. 840 fluida panas sistem dan fluida dingin (gas)

didapat :

$$UD = 5 - 50 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\text{Trial UD} = 40 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{282053,9818 \text{ Btu/jam}}{40 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 158 \text{ °F}} \\ &= 47,6443 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi :

- OD = $\frac{3}{4}$ in
- BWG = 16
- ID = 0,62 in (0,0517 ft)
- a't = 0,1963 ft²/ft
- at' = 0,32 in²
- Pitch triangular = 1 in
- L = 8 ft

Jumlah tube :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{a_o \times L} \\ &= \frac{47,6443 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} = 30,3 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati $N_t = 30,3$ buah untuk

OD $\frac{3}{4}$ in dan Pitch triangular $P_T = 1$ in

$$N_t = 30 \text{ buah}$$

$$ID_{shell} = 8 \text{ in}$$

$$Passes (n) = 2$$

$$A_{terkoreksi} = N_t \times L \times a_o$$

$$= 30 \times 8 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 47,1120 \text{ ft}^2$$

$$UD_{terkontraksi} = \frac{Q}{A_{terkoreksi} \times \Delta t}$$

$$= \frac{282053,9818 \text{ Btu/jam}}{47,1120 \text{ ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$= 40,4159 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

($UD = 40 \text{ Btu/Jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$, maka trial U_D dinyatakan memenuhi)

3. Tube Side (fluida panas); steam :

a. Luas aliran, a_t

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n}$$

$$= \frac{30 \times 0,302}{144 \times 2}$$

$$= 0,0315 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa, G_t

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{359,3135 \text{ lb/jam}}{0,0315 \text{ ft}^2}$$

$$= 11406,7778 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold, NRc

$$\text{Ret} = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

Pada Tc = 392 °F didapat viskositas steam $\mu = 0,0392 \text{ lb/jam.ft}$

$$\text{Ret} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 11406,7778 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0392 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 15034,4435$$

d. Koefisien Heat transfer inside, hi

Untuk steam terkondensi hi = hio = 1500 Btu/jam.ft.°F (Kern hal. 164)

4. *Shell Side* (fluida panas); steam

Preheating

a. Luas aliran : a_s

$$a_s = \frac{\text{ID} \times C^1 \times D}{144 \times P_T}$$

$$\text{Dimana : } C^1 = P_T - \text{OD}$$

$$= 1 - \frac{3}{4}$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$$B = \text{ID shell} / 5 \text{ (baffle maksimum)}$$

$$= 8/5$$

$$= 1,6 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{8 \times 0,25 \times 1,6}{144 \times 1} = 0,0222 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa : G_s :

$$G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{1285,8827 \text{ lb/jam}}{0,0222 \text{ Ft}^2}$$

$$= 57922,6441 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold : Res :

$$R_{es} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu} \quad (D_e = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ Ft}; \text{ Kern hal. 838})$$

Pada $t_c = \frac{86 + 244,4}{2} = 165,2 \text{ }^\circ\text{F}$, diperoleh sifat-sifat fisik campuran fluida

dingin, yaitu :

- Viskositas, $\mu = 1,1616 \text{ lb/jam.ft}$
- Konduktivitas panas, $k = 0,12 \text{ Btu/jam.ft}^2$
- Kapasitas panas, $c = 0,375 \text{ Btu/jam.}^\circ\text{F}$

$$R_{es} = \frac{0,0608 \text{ ft} \times 57922,6441 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,1616 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 3031,7637$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar; h_o :

$$h_o = JH \left(\frac{K}{D_e} \right) \left(\frac{C \cdot U}{K} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu \cdot w} \right)^{0,04}$$

Untuk $Res = 3031,7637$ (dari fig.28 Kern didapat $JH = 30$)

$$h_o = 30 \left(\frac{0,12}{0,0608} \right) \left(\frac{0,375 \times 1,1616}{0,12} \right)^{1/3} (1)$$

$$= 90,9985 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

e. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih untuk Preheating; U_p

$$U_p = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_p = \frac{1500 \times 90,9985}{1500 + 90,9985}$$

$$= 85,7938 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

f. Luas permukaan Preheating; A_p :

$$A_p = \frac{Q_p}{U_p \times (\Delta t)_p}$$

$$= \frac{57664,9318 \text{ Btu/jam}}{85,7938 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 217 \text{ °F}}$$

$$= 3,0974 \text{ ft}^2$$

Vaporizing

a. Bilangan Reynold

$$R_{es} = \frac{D_e \cdot G_c}{\mu} \quad (D_e = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ Ft; Kern hal. 838})$$

Pada $t_c = 244,4$ diperoleh sifat-sifat fisik campuran fluida dingin, yaitu :

- Viskositas, $\mu = 0,0484 \text{ lb/jam.ft}$
- Konduktivitas panas, $k = 0,017 \text{ Btu/jam.ft}^2$
- Kapasitas panas, $c = 0,230 \text{ Btu/jam.°F}$

$$R_{es} = \frac{0,0608 \text{ ft} \times 57922,6441 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0484 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 72762,3298$$

- b. Koefisien perpindahan panas bagian luar: h_o :

$$h_o = JH \left(\frac{K}{De} \right) \left(\frac{C \cdot U}{K} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu \cdot w} \right)^{0.04}$$

Untuk Res = 72762,3298 (dari fig.28 Kern didapat JH = 170)

$$h_o = 170 \left(\frac{0,017}{0,0608} \right) \left(\frac{0,23 \times 0,0484}{0,017} \right)^{1/3} (1)$$

$$= 41,2765 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- c. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih untuk Vaporizing; U_v

$$U_v = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_v = \frac{1500 \times 41,2765}{1500 + 41,2765}$$

$$= 40,1710 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- d. Luas permukaan Vaporizing; A_v :

$$A_v = \frac{Q_v}{U_v \times (\Delta t)_v}$$

$$= \frac{57664,9318 \text{ Btu/jam}}{40,1710 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 147,6 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 37,8445 \text{ ft}^2$$

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih : U_c :

$$U_c = \frac{Q}{A_c \times (\Delta t)}$$

Dimana : $A_c = A_p + A_v$

$$= 3,0974 + 37,8445$$

$$= 40,9418 \text{ ft}^2$$

$$U_c = \frac{282053,9818 \text{ Btu/jam}}{40,9418 \text{ ft}^2}$$

$$= 46,5482 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

6. Faktor pengotor; R_d :

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{46,5482 - 40,4519}{46,5482 \times 40,4519}$$

$$= 0,0032$$

R_d desain $>$ R_d minimum = 0,0030, maka perancangan alat vaporizer memenuhi syarat untuk digunakan.

7. Pressure Drop

a. Tube Side; P_T

Dari fig. 29 Kern untuk $Re_t = 15034,4435$ didapat faktor friksi, $f = 0,00024 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

L = panjang tube = 8 ft

D = diameter dalam tube = 0,0517 ft

s = spesifik gravity = 0,0078

n = jumlah passes = 2

Sehingga :

$$\Delta P_T = \frac{1}{2} \left(\frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot s} \right)$$

$$\Delta P_T = \frac{1}{2} \left(\frac{0,00024 \times 11406,7778^2 \times 6 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0517 \times 0,0078} \right)$$

$$= 0,012 \text{ Psi}$$

ΔP_T hitung $<$ ΔP_T maksimum = 2 Psi (aliran gas) maka desain

Vaporizer memenuhi syarat untuk digunakan.

b. Shell Side

1. Preheating

Dari fig. 29 Kern untuk $Re_s = 3031,7637$ didapat faktor fraksi $f = 0,0027 \text{ ft}^2/\text{in}^2$.

$$\Delta P_s = \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (n+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s} \right)$$

$$D_s = \text{diameter dalam shell} = 8 \text{ in} = 0,6667 \text{ Ft}$$

$$D_e = \text{diameter ekivalen shell} = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ Ft}$$

$$s = \text{spesifik gravity} = 1,0487$$

Panjang zona preheating; L_p :

$$L_p = \left(\frac{A_p}{A_c} \right) = 8 \left(\frac{3,0974}{40,9418} \right)$$

$$= 0,6052 \text{ ft}$$

$$(N+1) = 12 \times (L_p/B)$$

$$= 12 \times \left(\frac{0,6052}{1,6} \right)$$

$$= 4,54$$

$$\text{Maka, } \Delta P_s = \frac{0,0027 \times 57922,6441^2 \times 0,6667 \times 4,54}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0608 \times 1,0487}$$

$$= 0,0082 \text{ Psi}$$

2. Vaporizing

Dari fig. 29 Kern untuk $Re_s = 72762,3298$ didapat faktor fraksi $f = 0,0022 \text{ ft}^2/\text{in}^2$.

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (n+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s} \right)$$

Panjang zona preheating; L_p :

$$\begin{aligned} L_v &= L - L_p \\ &= 8 - 0,6052 \\ &= 7,3948 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (N+1) &= 12 \times (L_v/B) \\ &= 12 \times \frac{7,3948}{1,6} \\ &= 55,46 \end{aligned}$$

$$D_s = \text{diameter dalam shell} = 8 \text{ in} = 0,6667 \text{ Ft}$$

$$D_e = \text{diameter ekuivalen shell} = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ Ft}$$

$$s = \text{spesifik gravity} = 0,025$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{1}{2} \left(\frac{0,0022 \times 57922,6441^2 \times 0,6667 \times 55,46}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0608 \times 0,025} \right) \\ &= 1,7198 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$\Delta P_s \text{ hitung} < \Delta P_s \text{ maksimum} = 2 \text{ Psi}$ (aliran gas) maka desain Vaporizer condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

4. TANGKI BAHAN BAKU PROPILEN

Kode Alat : T - 02

Fungsi : Menampung sementara bahan baku gas propilen untuk persediaan satu (1) bulan proses.

Type : Tangki berbentuk bola (Spherical Tank)

Kondisi penyimpanan bahan :

Tekanan : 13 atm

Suhu : 30 °C

1. Volume Tangki

Volume gas untuk satu bulan penyimpanan :

$$V = \frac{m \times t}{\rho}$$

Dimana :

m = rate massa bahan; kg/jam

$$= 409,9516 \text{ kg/jam}$$

ρ = densitas gas; kg/m³

$$= 612 \text{ kg/m}^3$$

t = waktu penyimpanan

$$= 1 \text{ bulan (720 jam)}$$

$$V = \frac{409,6182 \text{ kg/jam} \times 720 \text{ jam}}{612 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 482,2960 \text{ m}^3$$

Digunakan sebanyak 2 buah tangki, maka volume untuk satu buah tangki adalah :

$$V_t = \frac{V}{2}$$

$$= \frac{482,2960 \text{ m}^3}{2}$$

$$= 241,1480 \text{ m}^3$$

2. Dimensi tangki

Volume tangki (bola) :

$$V = 4/3 \pi \cdot r^3$$

Jari-jari tangki :

$$r = \left(\frac{3 V}{4 \pi} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{3 \times 241 \text{ m}^3}{4 \times 3,14} \right)^{1/3}$$

$$= 3,9 \text{ m}$$

3. Tebal dinding tangki; t_s :

Dihitung dengan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot d}{4 \cdot f \cdot E - P} + C$$

Dimana :

P = tekanan desain; atm

d = diameter tangki; cm

$$= 2 \times r = 2 \times 3,9 \text{ m} = 7,8 \text{ m} = 780 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi (diambil 1/8 in = 0,3175 cm)

Diambil faktor keamanan desain 20 %

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,20 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,20 \times 13 \text{ atm} \\ &= 15,6 \text{ atm} \end{aligned}$$

Bahan konstruksi yang digunakan Carbon Steel SA-212 Grade B dengan nilai $f = 17500 \text{ Psi} = 1190,5 \text{ atm}$ (tabel 13.1 hal. 251 Brownell and Young) dan diambil pengelasan Type double - welded butt joint $E = 80 \%$ (tabel 13.2 hal. 254 Brownell and Young).

Maka :

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{15,6 \text{ atm} \times 780 \text{ cm}}{4 \times 1190,5 \text{ atm} \times 0,80} - 15,6 \text{ atm} + 0,3175 \text{ cm} \\ &= 3,525 \end{aligned}$$

Digunakan tebal plat standar 1 ½ in (3,81 cm)

5. FILTER UDARA

Kode Alat : FU – 01

Fungsi : Menyaring udara yang akan digunakan sebagai pengoksidasi pada Reaktor (R – 01) dari debu dan kotoran-kotoran lainnya.

Kebutuhan udara; $m = 785.6522 \text{ kg/jam} = 1732.0441 \text{ lb/jam}$

Densitas udara; $\rho = 0,0808 \text{ lb/ft}^3$

Laju alir volumetrik udara (Q) :

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{1732,0441 \text{ lb/jam}}{0,0808 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 21436,1894 \text{ ft}^3/\text{jam} = 357,2698 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Konsentrasi debu atau kotoran di udara pada daerah industri berkisar $2,0 \text{ gr}/100 \text{ ft}^3$ (Perrys Edisi 6 tabel 20 – 38)

Dari tabel 20 – 43 Perrys Edisi 6, kelompok filter yang sesuai adalah *High Efficiency Particulate Air* (HEPA) dengan spesifikasi filter :

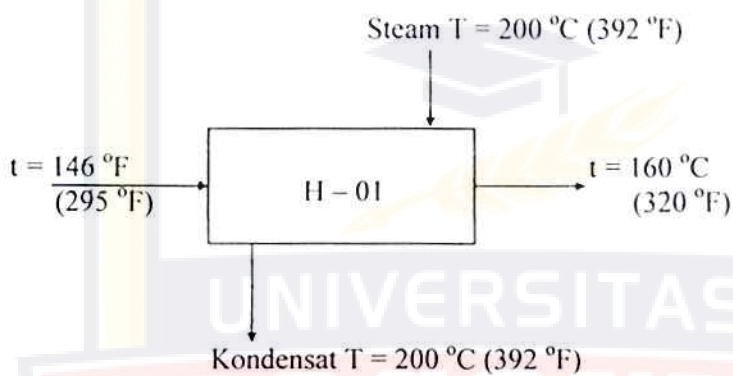
- Type : HEPA
- Ukuran : 24 in x 24 in
- Kapasitas : $1000 \text{ ft}^3/\text{menit}$
- Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
- Jumlah : 1 buah

6. HEATER I

Kode Alat : H - 01

Fungsi : Menaikkan suhu gas dari aliran Mix Point (MP - 01) sebelum diumpankan ke Reaktor (R - 01).

Type : Double pipe



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

- Beban panas heater $(Q) = 8168,1725 \text{ kkal/jam} = 32413,3829 \text{ Btu/jam}$
- Laju alir massa fluida panas $(W) = 18,7300 \text{ kgl/jam} = 41,2919 \text{ lb/jam}$
- Laju alir massa fluida dingin $(w) = 1778,8827 \text{ kg/jam} = 3921,6991 \text{ lb/jam}$

1. Δt ; Beda suhu sebenarnya

$$\begin{aligned} \Delta t &= \text{LMTD} = \frac{(T_1 - T_2)(T_2 - T_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \\ &= \frac{(392 - 320)(392 - 320)}{\ln \frac{(392 - 320)}{(392 - 295)}} \\ &= 84 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi (Tabel 6.2 Kern hal.110)

- IPS = 2 x 1 ¼ in
- SCH = 40
- Anulus = Diameter luar (OD) = 2,38 in = 0,1983 ft
Diameter dalam (ID) = 2,067 in = 0,17225 ft
- Pipa = Diameter luar (OD) = 1,66 in = 0,1383 ft
Diameter dalam (ID) = 1,38 in = 0,1150 ft

2. Hot Fluid (Fluida panas); Anulus

a. Luas aliran, a_a

$$\begin{aligned} a_a &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{3,14}{4} (0,17225^2 - 0,1383^2) \\ &= 0,0083 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter ekuivalen (D_e):

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \\ &= \frac{(0,17225^2 - 0,1383^2)}{0,1383} \\ &= 0,0762 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_a

$$\begin{aligned} G_a &= \frac{W}{a \cdot t} \\ &= \frac{41,2919 \text{ lb/jam}}{0,0762 \text{ ft}^2} \\ &= 4974,9277 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold, Re_a

$$Re_a = \frac{De \times Ga}{\mu}$$

Pada $T_c = 392$ °F, didapat viskositas steam $\mu = 0,0392$ lb/jam.ft

$$\begin{aligned} Re_a &= \frac{0,0762 \text{ ft} \times 4974,9277 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0392 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 9674,9747 \end{aligned}$$

d. Koefisien heat transfer outside, h_o

Untuk steam terkondensasi, maka $h_o = 1500$ Btu/jam.ft².°F (Kern hal.164)

3. Cold Fluid (Fluida dingin); Pipa

a. Luas aliran, a_p

$$\begin{aligned} a_p &= \frac{\pi}{4} D^2 \\ &= \frac{3,14}{4} \times 0,1150^2 \\ &= 0,0104 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_p

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{W}{a_p} \\ &= \frac{3921,6991 \text{ lb/jam}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\ &= 377086,4519 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold, Re_p

$$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$$

Pada $t_c = 307,5$ °F, didapat sifat-sifat fisik fluida dingin yaitu :

Viskositas $\mu = 0,0392$ lb/jam.ft

Konduktivitas panas $k = 0,0012$ Btu/jam.ft²

Kapasitas panas $c = 0,1150$ Btu/lb.°F

Maka :

$$Re_a = \frac{0,1150 \text{ ft} \times 377086,4519 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0726 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 597313,2503$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam, h_i

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_p = 597313,2503$ dari fig. 24 Kern didapat $JH = 700$

$$h_i = 700 \left(\frac{0,0012}{0,1150} \right) \left(\frac{0,115 \times 0,0726}{0,0012} \right)^{1/3} \quad (1)$$

$$= 13,9444 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$= 13,9444 \times \left(\frac{1,38}{1,66} \right)$$

$$= 11,5923 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

4. Koefisien perpindahan panas keseluruhan; U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{11,5923 \times 1500}{11,5923 + 1500} \\
 &= 11,5034 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

5. Koefisien perpindahan panas desain; U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (R_d = 0,0030)$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{11,5034} + 0,0030$$

$$U_D = 11,1235 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

6. Luas perpindahan panas yang dibutuhkan; A

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{32413,3829 \text{ Btu/jam}}{11,1235 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 84 \text{ °F}} \\
 &= 34,6900 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dari tabel 11 Kern hal. 844 untuk pipa 1¼ in IPS, luas permukaan luar pipa per-ft, maka panjang pipa $a_o = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Panjang pipa yang dibutuhkan; L

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{a_o} \\
 &= \frac{34,6900 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\
 &= 79,75 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Digunakan 2 hairpins dengan panjang 20 ft

7. Luas perpindahan panas sebenarnya; A_{koreksi}

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= 4 \times 20 \text{ ft} \times a_0 \\ &= 4 \times 20 \text{ ft} \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 34,80 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

8. Koefisien perpindahan panas desain koreksi; $U_{D \text{ koreksi}}$

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{koreksi}} \times \Delta t} \\ &= \frac{32413,3829 \text{ Btu/jam}}{34,80 \text{ ft}^2 \times 84 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 11,0883 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

9. Faktor pengotoran sebenarnya; R_d

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= \frac{11,5034 - 11,0883}{11,5034 \times 11,0883} \\ &= 0,0032 \end{aligned}$$

R_d desain $>$ R_d minimum = 0,0030, maka perancangan alat Heater memenuhi syarat untuk digunakan.

10. Pressure Drop

- a. Annulus side

$$\Delta F_a = \frac{4 f G a^2 L}{2 g \rho^2 D_e}$$

$$\begin{aligned} D_e &= (D_2 - D_1) \\ &= (0,17225 - 0,1383) \\ &= 0,03395 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Re_a &= \frac{D_c G_a}{\mu} \\
 &= \frac{0,03395 \text{ ft} \times 4974,9277 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0392 \text{ lb/jam.ft}} \\
 &= 2326,4297
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f' &= 0,0035 + \frac{0,24}{(Re_a)^{0,42}} \\
 &= 0,0035 + \frac{0,24}{(2326,4297)^{0,42}} \\
 &= 0,0137
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \Delta F_a &= \frac{4 \times 0,0137 \times 4974,9277^2 \times 80}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 0,487^2 \times 0,03395} \\
 &= 16,1191 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{G}{3600 \rho} \\
 &= \frac{4974,9277 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ detik/jam} \times 0,487 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 2,8376 \text{ detik/ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Ft &= 2 \left(\frac{v^2}{2g} \right) \\
 &= 2 \left(\frac{2,8376^2}{2 \times 32,174} \right) \\
 &= 0,25 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_a &= \frac{(\Delta F_a + F_t) \times \rho}{144} \\ &= \frac{(16,1191 + 0,25) \times 0,487}{144} \\ &= 0,055 \text{ Psi}\end{aligned}$$

ΔP_a hitung < ΔP_a maksimum = 2 Psi (aliran gas), maka desain Heater memenuhi syarat untuk digunakan.

b. Pipe side

$$\Delta F_p = \frac{4 f G a^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

Untuk $Re_p = 597313,2503$ didapat faktor friksi, f

$$\begin{aligned}f &= 0,0035 + \frac{0,24}{(Re_p)^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,24}{(597313,2503)^{0,42}} \\ &= 0,0045\end{aligned}$$

$$\rho = \text{Berat jenis} = 15,6075 \text{ lb/ft}^2$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}\Delta F_p &= \frac{4 f G a^2 L}{2 g \rho^2 D} \\ &= \frac{4 \times 0,0045 \times 377086,4519^2 \times 40}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 15,6075^2 \times 0,1150} \\ &= 8,7237\end{aligned}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= \frac{8.7237 \times 15.6075}{144}$$

$$= 0.95 \text{ Psi}$$

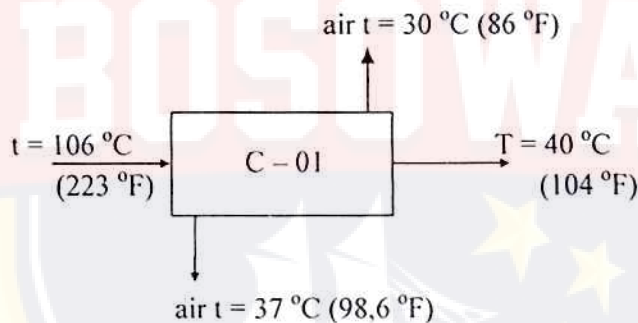
ΔP_s hitung $<$ ΔP_s maksimum = 2 Psi (aliran gas), maka desain Heater memenuhi syarat untuk digunakan.

7. COOLER I

Kode Alat : C - 01

Fungsi : Menurunkan suhu gas keluar dari Expander gas (EP - 02) sebelum masuk Flash Drum (FD - 01)

Type : Shell and Tube (HE : 1 - 2)



Sesuai hasil perhitungan pada neraca panas diketahui :

Beban panas cooler $Q = 35467,6627 \text{ kkal/jam} = 140744,6933 \text{ Btu/jam}$

Rate fluida panas $W = 1778,8848 \text{ kg/jam} = 3921,6991 \text{ lb/jam}$

Rate fluida dingin (air) $w = 5066,8090 \text{ kg/jam} = 11170,2138 \text{ lb/jam}$

1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
233 °F	Suhu tinggi	98,6 °F	124,4 °F
104 °F	Suhu rendah	86 °F	18 °F
119 °F	Beda	12,6 °F	106,4 °F

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{365,4 \text{ } ^\circ\text{F}}{\ln(383,4/18)} \\ &= 55 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= \frac{378 \text{ } ^\circ\text{F}}{12,6 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 9,4$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= \frac{12,6 \text{ } ^\circ\text{F}}{(223 - 86) \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 0,092 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dari fig. 18 Kern untuk HE 1 – 2 didapat $F_t = 0,98$

$$\begin{aligned} \Delta t &= F_t \times \text{LMTD} \\ &= 0,98 \times 55 \text{ } ^\circ\text{F} \\ &= 54 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2. U_D dan A

Sesuai tabel 8 Kern hal. 840 untuk fluida panas (gas) dan fluida dingin (air)

diketahui : $U_D = 2 - 50 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$

Trial $U_D = 44,5 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$

Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{140744.6933 \text{ Btu/jam}}{32 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 54 \text{ °F}} \\
 &= 81,4495 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi : (Kern tabel 10 hal. 843)

$$\text{OD} = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$a_o = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a't = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in triangular}$$

$$\text{Panjang} = 8 \text{ ft}$$

Jumlah tube, N_t

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{A}{a_o \times L} \\
 &= \frac{81,4495 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} \\
 &= 51,9
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9. Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati $N_t = 51,9$ buah, untuk OD $\frac{3}{4}$ in dan pitch triangular (P_T) = 1 in, didapat :

$$\text{ID shell} = 13 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$N_t = 52$$

$$\text{Passes} = 2$$

$$\begin{aligned}
 A_{\text{terkoreksi}} &= N_t \times L \times a_o \\
 &= 52 \times 8 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 81,6608 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_{D \text{ terkorksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{terkorksi}} \times \Delta t} \\
 &= \frac{140744,6933 \text{ Btu/jam}}{81,6608 \text{ ft}^2 \times 118 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 31,9172 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(*Trial* $U_D \approx 31,9172 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$, maka *trial* U_D dinyatakan memenuhi)

3. Tube side (Fluida dingin); Air

a. Luas aliran, a_t

$$\begin{aligned}
 a_t &= \frac{N_t \times a't}{144 \cdot n} \\
 &= \frac{52 \times 0,302}{144 \times 2} \\
 &= 0,0545 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Kecepatan Massa, G_t

$$\begin{aligned}
 G_t &= \frac{W}{a_t} \\
 &= \frac{11170,2138 \text{ lb/jam}}{0,0545 \text{ ft}^2} \\
 &= 204958,0514 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold, Re_t

$$Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$$

Pada $t_c = \frac{86 + 99,6}{2} = 92,3 \text{ }^\circ\text{F}$, didapat sifat-sifat fisik air :

Viskositas $\mu = 1,7521 \text{ lb/ft.jam}$

Konduktivitas panas $k = 0,3605 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$

Kapasitas panas $c = 1,0 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} Re_t &= \frac{0,0517 \text{ ft} \times 204958,0514 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,7521 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 6043,8898 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam : h_i :

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_t = 6043,8898$ dari fig. 24 Kern didapat $JH = 24$

$$h_i = 24 \left(\frac{0,3605}{0,0517} \right) \left(\frac{1 \times 1,7521}{0,3605} \right)^{1/3} \quad (1)$$

$$= 283,6551 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

$$= 283,6551 \times \left(\frac{0,62}{0,75} \right)$$

$$= 234,4882 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

4. *Shell side* (Fluida panas)

a. Luas aliran, a_s

$$a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$$

Dimana : $C' = P_T - OD = 1 - \frac{1}{4} = 0,25 \text{ in}$

$B = ID \text{ shell} / 5$ (baffle maksimum/minimum)

$$= 13,25 / 5 = 2,65 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{10 \times 0,25 \times 1,0}{144 \times 1}$$

$$= 0,1736 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan Massa, G_s

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= \frac{3921,6991 \text{ lb/jam}}{0,1736 \text{ ft}^2} \\ &= 22590,4326 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold, Re_s

$$Re_s = \frac{D_c \cdot G_s}{\mu}$$

Dimana : D_c = Diameter ekuivalen *shell* = 0,73 in = 0,0608 ft (fig. 28 Kern hal. 838).

Pada $t_c = \frac{104 + 223}{2} = 163,5 \text{ }^\circ\text{F}$, didapat sifat-sifat fluida panas :

- Viskositas, $\mu = 0,0532 \text{ lb/ft.jam}$
- Konduktifitas panas, $k = 0,038 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$
- Kapasitas panas, $c = 0,29 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} Re_s &= \frac{0,0608 \text{ ft} \times 22590,4326 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0532 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 25817,6373 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam, h_o

$$h_o = JH \left(\frac{k}{D_c} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_s = 25817,6373$, dari fig. 28 Kern didapat $JH = 90$

$$\begin{aligned} h_o &= 90 \left(\frac{0,038}{0,0608} \right) \left(\frac{0,29 \times 0,0532}{0,038} \right)^{1/3} \quad (1) \\ &= 41,6516 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

5. Koefisien perindahan panas keseluruhan bersih: U_C

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{h_{i_o} \times h_{o}}{h_{i_o} + h_o} \\ &= \frac{234,4882 \times 41,6516}{234,4882 + 41,6516} \\ &= 35,3690 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

6. Faktor pengotor: R_d

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= \frac{35,3690 - 31,9173}{35,3690 \times 31,9173} \\ &= 0,0031 \end{aligned}$$

R_d desain $>$ R_d minimum = 0,0035, maka perancangan desain Cooler dapat digunakan.

7. *Pressure Drop*

a. *Tube Side, P_T*

$$1. \Delta P_T = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot S}$$

Dari fig. 26 Kern untuk $Re_t = 6043,8898$ didapat faktor friksi yaitu

$$f = 0,0031 \text{ ft}^2/\text{in}^2.$$

$$L = \text{Panjang tube} = 8 \text{ ft}$$

$$D = \text{Diameter dalam tube} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$S = \text{Spesifikasi grafiti} = 1,0$$

$$n = \text{Jumlah passes} = 2$$

Maka :

$$\Delta P_t = \frac{0,0031 \times 204958,0514^2 \times 8 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 1,0}$$

$$= 0,53 \text{ psi}$$

2. Tekanan *Reduce*

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c}$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \cdot \rho}$$

$$= \frac{204958,0514 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2}{3600 \text{ detik/jam} \times 62 \text{ lb/ft}^2}$$

$$= 0,91 \text{ ft/detik}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 2}{1,0} \times \frac{0,91^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,103 \text{ Psi}$$

Tekanan total *tube* (ΔP_T) :

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,077 + 0,103$$

$$= 0,180 \text{ Psi}$$

ΔP_T hitung < ΔP_T maksimum = 10 Psi, maka desain Cooler memenuhi syarat untuk digunakan.

b. *Shell Side*

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot De \cdot S} \right)$$

Dari fig. 29 Kern untuk $Re_s = 25817,6373$ didapat faktor friksi yaitu

$$f = 0,0017 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$N+1 = 12 \times (L/B)$$

$$= 12 \times (8/10)$$

$$= 9,6$$

$$D_s = \text{Diameter dalam shell} = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

$$D_e = \text{Diameter ekivalen shell} = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$S = \text{Spesifik grafiti} = 0,0015$$

Sehingga :

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left(\frac{0,0017 \times 22590,4326^2 \times 0,8333 \times 9,6}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,0015} \right)$$

$$= 0,73 \text{ Psi}$$

ΔP_s hitung < ΔP_s maksimum = 2 Psi (aliran gas), maka desain Cooler memenuhi syarat untuk digunakan.

8. FLASH DRUM

Kode Alat : FD - 01

Fungsi : Memisahkan udara sisa pengoksidasi ke dalam fase uap dan alir astat ke dalam fase cair.

Tipe : Vertikal Drum Separator

Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 40 °C

I. Faktor pemisah gas-cairan

Dari pers. 5-1 Evant hal. 154 didapat faktor pemisah :

$$\frac{W_L}{W_V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

Dimana : W_L = Laju alir massa cairan; lb/detik

W_V = Laju alir massa gas; lb/detik

ρ_V ; ρ_L = Densitas gas dan cairan; lb/ft³

Dari perhitungan neraca massa dapat diketahui gas-cairan yang dipisahkan sebagai berikut :

a. Komposisi gas

Komponen	Kg/jam	BM	Kgmol	Xi; fraksimol
O ₂	16,6420	32	0,5201	0,0231
N ₂	602,5922	28	21,5212	0,9559
CO ₂	12,2978	44	0,2795	0,0124
C ₃ H ₆	8,1250	42	0,1935	0,0086
Total	639,6570		22,5143	1,0000

BM rata-rata gas :

$$= \sum X_i \cdot BM_i$$

$$= (0,0231 \times 32) + (0,9559 \times 28) + (0,0124 \times 44) + (0,0086 \times 42)$$

$$= 28,4112 \text{ kg/kgmol}$$

Laju alir massa gas; W_V = 639,6570 kg/jam x 1 lb/0,4536 kg

Densitas campuran gas (ρ_V) = 1410,1786 lb/jam = 0,3917 lb/detik

$$\rho_V = \frac{BM}{V} \times \frac{T_o}{T_1} \times \frac{P_1}{P_o}$$

Dimana : BM = Berat molekul campuran gas; kg/kgmol

V = Volume spesifik gas ideal pada kondisi standar ($T_o = 0^\circ\text{C}$

(273°K) dan $P_o = 1 \text{ atm}$) sebesar $22,4 \text{ m}^3/\text{kgmol}$

T_1 = Suhu gas masuk = 40°C (313°K)

P_1 = Tekanan gas masuk = 1 atm

Maka :

$$\rho V = \frac{28,4112 \text{ kg/kgmol}}{22,4 \text{ m}^3/\text{kgmol}} \times \frac{273^\circ\text{K}}{313^\circ\text{K}} \times \frac{1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

$$= 1,1063 \text{ kg/m}^3 \text{ (0,0691 lb/ft}^3\text{)}$$

b. Komposisi cairan

Komponen	Kg/jam	X_i , Fraksi berat	ρ_i , gr/cm ³
$\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_2$	946,9685	0,8312	0,921
H_2O	602,5922	0,1586	1,0
CH_3COOH	11,5955	0,0102	1,049
Total	1139,2257	1,0000	

Densitas campuran cairan (ρ_L) :

$$\rho_L = \sum X_i \cdot \rho_i$$

$$= (0,8312 \times 0,921) + (0,1586 \times 1,0) + (0,0102 \times 1,049)$$

$$= 0,9348 \text{ gr/cm}^3 \text{ (58,3596 lb/ft}^3\text{)}$$

Laju alir massa cairan; $W_L = 1139,2257 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ lb}/0,4536$

$$= 2511,5205 \text{ lb/jam} = 0,6976 \text{ lb/detik}$$

Faktor pemisah :

$$= \frac{0,6976}{0,3917} \left(\frac{0,0691}{58,3596} \right)^{0,5}$$

$$= 0,061$$

2. Kecepatan desain maksimum uap

Dengan bantuan fig. 5-1 Evant Vol. 2 hal. 154, dibaca faktor kecepatan uap $K_v = 0,42$, sehingga kecepatan perancangan maksimum uap (U_v) maksimum adalah :

$$\begin{aligned} U_{v \text{ maks}} &= K_v \left(\frac{\rho_t - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \\ &= 0,42 \left(\frac{58,3596 - 0,0691}{0,0691} \right)^{0,5} \\ &= 4,9022 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

3. Luas penampang lintang tangki

Dari persamaan 5 – 2 Evant diperoleh :

$$A_{\min} = \frac{Q_v}{(U_v)_{\text{maks}}}; \text{ft}^2$$

Dimana Q_v = Laju alir volumetrik uap; ft^3/detik

$$\begin{aligned} Q_v &= \frac{W_v}{\rho_v} \\ &= \frac{0,3917 \text{ lb/detik}}{0,0691 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 5,6686 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} A_{\min} &= \frac{5,6686 \text{ ft}^3/\text{detik}}{4,9022 \text{ ft/detik}} \\ &= 1,1563 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

4. Diameter dan tinggi tangki

Holding time diperoleh sebagai berikut : (Tabel 5-1 Evant)

a. Instrumen faktor (TRC) = 2 menit

b. Laba faktor (Good Control) = 2 menit

c. External operating faktor (Good Control) = 2 menit

Jadi Design Time = 6 menit

Volume cairan yang tinggal :

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{m \times t}{\rho_a} \\
 &= \frac{1139,2257 \text{ kg/jam} \times 6 \text{ menit} \times 1 \text{ jam}/60 \text{ menit}}{934,8 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,1219 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume gas (V_G) :

$$\begin{aligned}
 V_G &= 5,6686 \text{ ft}^3/\text{detik} \times 6 \text{ menit} \times 60 \text{ detik/menit} \\
 &= 2040,6960 \text{ ft}^3 = 57,7855 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume total (V) :

$$\begin{aligned}
 V &= V_L + V_G \\
 &= 0,1219 + 57,7855 \\
 &= 57,9074 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menurut Evant hal. 154 ukuran tangki secara geometrik, syarat perbandingan tinggi dan diameter dalam range 3 – 5

Diambil $H = 3D$

Volume tangki = Volume silinder + (2 x Volume elipsoidal)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Silinder; } V_s &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H \quad (H = 3D) \\
 &= \frac{1}{4} \pi D^2 (3D) \\
 &= \frac{3}{4} \pi \cdot D^3
 \end{aligned}$$

Volume elipsoidal; $V_h = (\pi/12) D^3$ [Brownell & Young hal. 50 untuk rasio jari-jari (a) dan tinggi tutup (b) = 2 : 1]

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^3 + (\pi/12) D^3 \\ &= (10/12) \pi D^3 \end{aligned}$$

Diameter tangki (D)

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{12 \times V}{10 \times \pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{12 \times 57,9074}{10 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 2,80 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder (H)} &= 3 \times 2,8 \text{ m} \\ &= 8,4 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup elipsoidal} &= 2 \times \text{jari-jari silinder} \\ &= \frac{1}{2} \times (\frac{1}{2} D) \\ &= \frac{1}{4} \times 8,4 \text{ m} \\ &= 2,1 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki (H}_T) &= 8,4 + 2,1 \\ &= 10,5 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas penampang tangki sebenarnya :

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 2,80 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$= 6,1544 \text{ m (66,2454 ft}^2\text{)}$$

Kecepatan uap sebenarnya (U_v)

$$U_v = \frac{Q_v}{A}$$

$$= \frac{5,6686 \text{ ft}^3/\text{detik}}{66,2454 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,086 \text{ ft/detik}$$

5. Tebal dinding tangki

Untuk internal pressure, tebal dinding (shell) dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell & Young hal. 254.

$$t_s = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6 \times P} + C$$

Dimana : P = tekanan desain; atm

r = jari-jari tangki; cm

$$= \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} (2,80 \text{ m}) = 1,40 \text{ m} = 140 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi diambil 1/8 in (0,3175 cm)

Diambil faktor keamanan desain 20%

$$P \text{ desain} = 1,20 \times P \text{ operasi}$$

$$= 1,20 \times 1 \text{ atm}$$

$$= 1,20 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Stainless Steel SA-167 grade 10 tipe 301 dengan nilai $f = 18750 \text{ Psi} = 1275,5 \text{ atm}$ (Appendix D item 4 Brownell &

Young) dan diambil pengelasan tipe double-welded butt joint $E = 80\%$.

(Tabel 13.2 hal. 254 Brownell & Young).

Maka :

$$t_s = \frac{1,20 \text{ atm} \times 140 \text{ cm}}{1275,5 \times 0,80 - 0,6 \times 1,20} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,4823 \text{ cm}$$

Digunakan tebal plat standar = $\frac{1}{4}$ in (0,6350 cm)

6. Tebal head (tutup)

Dirancang tebal tutup tangki tipe elipsoidal.

Tebal tutup dihitung dengan menggunakan pers. 7.57 Brownell & Young hal. 133)

$$t_h = \frac{P \times d \times V}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C$$

dimana : P = tekanan desain; atm

d = diameter tangki; cm (280 cm)

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

c = faktor korosi diambil $\frac{1}{8}$ in (0,3175 cm)

V = faktor intensifikasi tegangan

$$= \frac{1}{6} (2 + k^2) \quad (\text{pers. 7.55 Brownell \& Young hal. 133})$$

k = a/b (untuk tipe elipsoidal, rasio tinggi tutup (a) dengan jari-jari tangki (b) = (2 : 1)) $\rightarrow k = 2/1 = 2$

$$V = \frac{1}{6} (2 + 2^2) = 1$$

Kondisi bahan konstruksi dan tekanan desain tutup atas sama dengan shell (dinding).

Maka :

$$t_h = \frac{1,20 \text{ atm} \times 280 \text{ cm} \times 1}{2 \times 1275,5 \times 0,80 - 0,2 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$
$$= 0,4822 \text{ cm}$$

Digunakan tebal plat standar = $\frac{1}{4}$ in (0,6350 cm)



9. POMPA BOTTOM FLASH DRUM

Kode Alat : P - 02

Fungsi : Mengalirkan larutan keluar dari bottom flash drum (FD - 01) ke kolom distilasi (D - 01).

Tipe : Centrifugal Pump

Laju alir massa, $m = 1139,2271 \text{ kg/jam} = 2511,5205 \text{ lb/jam}$

Densitas, $\rho = 0,9348 \text{ gr/cm}^3 = 58,3596 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas, $\mu = 2,8233 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.det}$

Laju alir volumetrik (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{2511,5205 \text{ lb/jam}}{58,3596 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 43,0353 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0120 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers.15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\begin{aligned} d_i &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0120^{0,45} \times 58,3596^{0,13} \\ &= 0,9043 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi : (Tabel 13 Peters hal. 888) :

- NPs = 1 in
- Schedule = 40

- Diameter dalam, $D = 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$
- Luas penampang, $A = 0,864 \text{ in} = 0,0060 \text{ ft}$

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \rightarrow v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,0120 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0060 \text{ ft}^2}$$

$$= 2,0 \text{ ft/detik}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{58,3596 \text{ lb/ft}^3 \times 2,0 \text{ ft/detik} \times 0,0874 \text{ ft}}{2,8233 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 36132,3915$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- a. Pipa lurus (panjang; $L = 30 \text{ m} = 98,4252 \text{ ft}$)
- b. 3 Buah elbow 90° , 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- c. Tinggi pemompaan $Z = 10 \text{ m} = 32,8084 \text{ ft}$

Panjang ekivalen pipa sebagai berikut :

- | | |
|---------------------------------|---|
| 1. Elbow 90° | $Le = 3 \times 30 \times 0,0847 \text{ ft} = 7,8660 \text{ ft}$ |
| 2. <i>Gate valve full open</i> | $Le = 1 \times 13 \times 0,0847 \text{ ft} = 1,1362 \text{ ft}$ |
| 3. <i>Globe valve full open</i> | $Le = 1 \times 450 \times 0,0847 \text{ ft} = 39,33 \text{ ft}$ |
| Total | $Le = 48,3322 \text{ ft}$ |

Panjang pipa total; $\Sigma L = L + Le$

$$= 48,3322 + 98,4252 = 146,7574 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan Foust})$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft

$$\text{Maka } \epsilon/D = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,0874 \text{ ft}} = 0,0017$$

Dari Appendix C-3 Alan Foust hal. 721 untuk $\epsilon/D = 0,0017$ dan $N_{Re} = 36132,3915$ diperoleh faktor friksi $f = 0,027$

Maka :

$$F = \frac{0,027 \times 146,7574 \text{ ft} \times 2,0 \text{ ft/detik}}{2 \times 32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{detik}^2 \times 0,0874 \text{ ft}}$$

$$= 2,8182 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernouilly untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

Atau :

$$- w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1 \text{ atm.})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0; (v_1 = v_2; \text{ tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\begin{aligned}\Delta z \frac{g}{g_c} &= 32,8084 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{detik}^2} \\ &= 32,8349 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m\end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}-w_f &= 0 + 0 + 32,8349 + 2,8182 \\ &= 35,6531 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m\end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP)

$$\begin{aligned}\text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= \frac{35,6531 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0,0120 \text{ ft}^3 / \text{detik} \times 58,3596 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= 0,045 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Dari fig. 14-37 Peters hal. 520 diperoleh efisiensi untuk kapasitas minimal = 0,2 – 0,4. (Dipilih $\eta = 0,20$), maka :

$$\begin{aligned}\text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,045 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 0,225 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 0,075 Hp dari fig. 14-30 Peters hal. 512 dipilih $\eta_{\text{motor}} = 80\%$. Maka :

$$\begin{aligned}\text{BHP} &= \frac{0,225 \text{ Hp}}{0,80} \\ &= 0,30 \text{ Hp}\end{aligned}$$

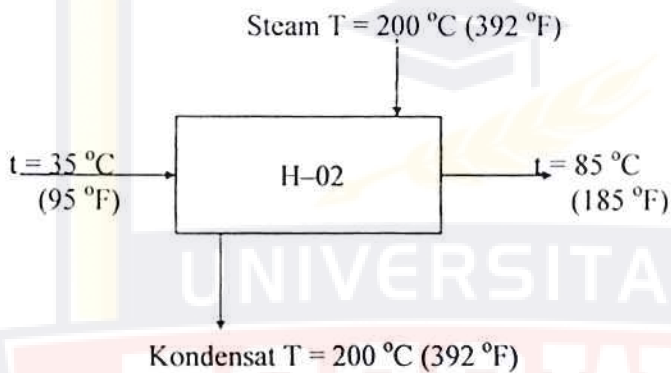
Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 1 Hp

10. HEATER II

Kode alat : H-02

Fungsi : Menaikkan suhu larutan keluar dari bottom flash drum (FD-01) sebelum diumpungkan ke kolom distilasi (D-01).

Tipe : Double pipe



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

- Beban panas heater (Q) = 28476,3265 kkal/jam = 113001,2956 Btu/jam
- Laju alir massa fluida panas (W) = 61,4907 kg/jam = 135,5615 lb/jam
- Laju alir massa fluida dingin (w) = 1139,2257 kg/jam = 2511,5205 lb/jam

1. Δt ; Beda suhu sebenarnya

$$\begin{aligned} \Delta t = \text{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \\ &= \frac{(392 - 185) - (392 - 95)}{\ln \frac{(392 - 185)}{(392 - 95)}} \\ &= 248 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi : (tabel 6.2 Kern hal.110)

- IPS = $2 \times 1\frac{1}{4}$ in
- SCH = 40
- Anulus = Diameter Luar (OD) = 2,38 in = 0,1983 ft
 Diameter Dalam (ID) = 2,067 in = 0,17225 ft
- Pipa = Diameter Luar (OD) = 1,66 in = 0,1383 ft
 Diameter Dalam (ID) = 1,38 in = 0,1150 ft

2. Hot Fluid (fluida panas) : annulus (steam)

a. Luas aliran, a_a

$$\begin{aligned} a_a &= \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{3,14}{4} (0,17225^2 - 0,1383^2) \\ &= 0,0083 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter ekuivalen (D_e) :

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \\ &= \frac{(0,17225^2 - 0,1383^2)}{0,1383} \\ &= 0,0762 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_a

$$G_a = \frac{W}{a_a}$$

$$= \frac{135,5615 \text{ lb/jam}}{0,0083 \text{ ft}^2}$$

$$= 16332,7108 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold; Re_a

$$Re_a = \frac{De \times Ga}{\mu}$$

Pada $T_c = 392 \text{ }^\circ\text{F}$, didapat viskositas steam $\mu = 0.0392 \text{ lb/jam.ft}$

$$Re_a = \frac{0,0762 \text{ ft} \times 16332,7108 \text{ lb/jam.ft}^2}{0.0392 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 31762,9871$$

d. Koefisien *heat transfer outside*; h_o :

Untuk steam terkondensasi $h_o = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$ (Kern hal. 164)s

3. *Cold Fluid* (fluida dingin) : pipa (larutan)

a. Luar aliran , a_p

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$a_p = \frac{3,14}{4} 0,1150^2$$

$$= 0,0104 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa, G_p :

$$G_p = \frac{W}{a_p}$$

$$G_p = \frac{2511,5202 \text{ lb/jam}}{0,0104 \text{ ft}^2}$$

$$= 241492,3558 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold , Re_p

$$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$$

Pada $t_c = \frac{95 + 185}{2} = 141,5$ °F, didapat sifat-sifat fisik fluida dingin :

- Viskositas, $\mu = 1,0164$ lb/jam .ft
- Konduktivitas panas, $k = 0,014$ Btu/jam.ft²
- Kapasitas panas, $c = 0,37$ Btu/lb.°F

$$Re_p = \frac{0,1150 \text{ ft} \times 241492,3558 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,0164 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 27323,5153$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam; hi :

$$hi = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_p = 27323,5153$, dari fig. 24 Kern didapat $JH = 96$

$$hi = 96 \left(\frac{0,014}{0,1150} \right) \left(\frac{0,37 \times 1,0164}{0,014} \right)^{1/3} \cdot (1)$$

$$= 35,0010 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 35,0010 \times \left(\frac{1,38}{1,66} \right)$$

$$= 26,2921 \text{ Btu /jam ft}^2 \cdot \text{°F}$$

4. Koefisien perpindahan panas keseluruhan; U_c :

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{26,2921 \times 1500}{26,2921 + 1500} \\ &= 28,5436 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

5. Koefisien perpindahan panas desain; U_D :

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{U_c} + R_d \quad (R_d = 0,003) \\ \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{28,5436} + 0,0030 \\ U_D &= 26,3158 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

6. Luas perpindahan panas yg dibutuhkan; A

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{113001,2956 \text{ Btu/jam}}{26,3158 \text{ Btu/jam.ft}^2 \times 248 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 17,3147 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 Kern hal. 844 untuk pipa 1¼ in IPS luas permukaan luar pipa per-ft panjang pipa $a_o = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$.

Panjang pipa yg dibutuhkan; L

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a_o} \\ &= \frac{17,3147 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 39,80 \text{ ft} \end{aligned}$$

Digunakan 1 hairpins dengan panjang 20 ft

7. Luas perpindahan panas sebenarnya: A_{koreksi} :

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= 2 \times 20 \text{ ft} \times a_0 \\ &= 2 \times 20 \text{ ft} \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 17,40 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

8. Koefisien perpindahan panas desain koreksi: $U_{D \text{ koreksi}}$:

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{koreksi}} \times \Delta t} \\ &= \frac{113001,2956 \text{ Btu/jam}}{17,40 \text{ ft}^2 \times 248 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 26,1868 \text{ Btu/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

9. Faktor pengotoran sebenarnya: R_d :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{28,5436 - 26,1868}{28,5436 \times 26,1868} \\ &= 0,0032 \end{aligned}$$

$R_d \text{ desain} > R_d \text{ minimum} = 0,003$, maka perancangan alat heater memenuhi syarat untuk digunakan.

10. *Pressure Drop*

a. *Annulus side*

$$\Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_e'}$$

$$D_e' = (D_2 - D_1)$$

$$= (0,17225 - 0,1383) = 0,03395 \text{ ft}$$

Komponen	Kgmol/jam	X ; fraksimol	BM	Kg/jam
C ₅ H ₈ O ₂	19,9341	0,9469	100	1993,4067
H ₂ O	1,1186	0,0531	18	20,1350
Total	20,0517	1,0000		2013,5417

$$\begin{aligned}
 \text{BM rata-rata uap} &= \sum X_i \cdot \text{BM}_i \\
 &= (0,9469 \times 100) + (0,0531 \times 18) \\
 &= 95,6458 \text{ Kg/Kgmol}
 \end{aligned}$$

$$\text{Densitas uap ; } \rho_v = \frac{\text{BM}}{V} \times \frac{T_o}{T_1} \times \frac{P_1}{P_o}$$

Dimana : V = volume spesifik gas pada kondisi standar (T_o = 0 °C = 273 °K dan P = 1 atm) yaitu 22,4 m³/kgmol.

$$T_1 = \text{suhu uap keluar puncak kolom} = 76 \text{ °C}$$

$$P_1 = \text{tekanan operasi uap keluar} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Maka : } \rho_v = \frac{95,6458 \text{ Kg/Kgmol}}{22,4 \text{ m}^3/\text{Kgmol}} \times \frac{273 \text{ °K}}{349 \text{ °K}} \times \frac{1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir massa uap, } m &= 2013,5417 \text{ Kg/jam} \times 1 \text{ lb}/0,4536 \text{ Kg} \\
 &= 4439,0249 \text{ lb/jam} = 1,2331 \text{ lb/detik}
 \end{aligned}$$

Komposisi aliran refluks pada puncak kolom :

Komponen	M; Kg	X _r ; fraksi berat	ρ _i ; gr/cm ³
C ₅ H ₈ O ₂	1055,9065	0,99	0,921
H ₂ O	10,6655	0,01	1,0
Total	1066,5720	1,00	

Densitas campuran liquid (ρ_L) :

$$\begin{aligned}
 \rho_L &= \sum x_i \cdot \rho_i \\
 &= (0,99 \times 0,921) + (0,01 \times 1,0) \\
 &= 0,9218 \text{ gr/cm}^3 \text{ (57,5480 lb/ft}^3\text{)}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan pers. (1) hal. 656 Peters edisi 4 didapat kecepatan *superfisial* uap keluar puncak kolom :

$$V_m = K_v \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5}$$

Dimana :

V_m = kecepatan *superfisial* uap ; ft/detik

K_v = konstanta empiris

ρ_v = densitas uap; lb/ft³

ρ_l = densitas liquid ; lb/ft³

Dicoba menggunakan *tray spacing* (t_s) = 18 in

Untuk nilai ini diameter kolom lebih kecil dari 4 ft (Peters, tabel 1 hal. 684). Dari fig. 16-6 Peters edisi 4 hal. 657 untuk $t_s = 18$ in didapat $K_v = 0,24$, Maka :

$$\begin{aligned} V_m &= 0,24 \left(\frac{57,5480 - 0,2085}{0,2085} \right)^{0.5} \\ &= 3,98 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Menurut Peters hal. 658, kecepatan uap meninggalkan puncak kolom berkisar 65 – 80 % kecepatan *superfisial*.

$$\begin{aligned} \text{Diambil } V &= 0,65 V_m \\ &= 0,65 \times 3,98 \text{ ft/detik} \\ &= 2,587 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Luas aliran uap keluar (A) :

$$A = \frac{m}{\rho_v \cdot V}$$

7. Luas perpindahan panas sebenarnya: A_{koreksi} :

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= 2 \times 20 \text{ ft} \times a_o \\ &= 2 \times 20 \text{ ft} \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 17,40 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

8. Koefisien perpindahan panas desain koreksi: $U_{\text{D koreksi}}$:

$$\begin{aligned} U_{\text{D koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{koreksi}} \times \Delta t} \\ &= \frac{113001,2956 \text{ Btu/jam}}{17,40 \text{ ft}^2 \times 248 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 26,1868 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ft} \end{aligned}$$

9. Faktor pengotoran sebenarnya; R_d :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{28,5436 - 26,1868}{28,5436 \times 26,1868} \\ &= 0,0032 \end{aligned}$$

R_d desain $>$ R_d minimum = 0,003, maka perancangan alat heater memenuhi syarat untuk digunakan.

10. *Pressure Drop*

a. *Anulus side*

$$\Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_e'}$$

$$D_e' = (D_2 - D_1)$$

$$= (0,17225 - 0,1383) = 0,03395 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 Re'_a &= \frac{D_c' Ga}{\mu} \\
 &= \frac{0,03395 \text{ ft} \times 16332,7108 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0392 \text{ lb/jam.ft}} \\
 &= 545,5485
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,24}{(Re'_a)^{0,42}} \\
 &= 0,0035 + \frac{0,24}{(545,5485)^{0,42}} \\
 &= 0,0222
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \Delta Fa &= \frac{4 \times 0,0222 \text{ ft} \times (16332,7108)^2 \times 40}{2 \times 4,18^8 \times 0,487^2 \times 0,03395} \\
 &= 140,7620 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{G}{3600 \rho} = \frac{16332,7108 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ detik/jam} \times 0,487 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 9,3159 \text{ ft/detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Ft &= 1 \left(\frac{V^2}{2g'} \right) = 1 \left(\frac{9,3159^2}{2 \times 32,174} \right) \\
 &= 2,6952 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta Pa &= \frac{(\Delta Fa + Ft) \times \rho}{144} \\
 &= \frac{(140,7620 + 2,6952) \times 0,487}{144} \\
 &= 0,49 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

ΔP_a hitung $<$ ΔP_a maksimum = 2 Psi (aliran gas), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

b. Pipe side

$$\Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

Untuk $Re_p = 27323,5153$, didapat faktor friksi; f :

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,24}{(Re_p)^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,24}{(27323,5153)^{0,42}} \\ &= 0,0071 \end{aligned}$$

(ρ = berat jenis = $0,9348 \text{ gr/cm}^3 = 58,3596 \text{ lb/ft}^3$)

Sehingga :

$$\Delta F_p = \frac{4 \times 0,0071 \times 241492,3558^2 \times 40}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times (58,3596)^2 \times 0,1150}$$

$$= 0,2028 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= \frac{0,2028 \text{ ft} \times 58,3596}{144}$$

$$= 0,082 \text{ Psi}$$

ΔP_a hitung $<$ ΔP_a maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain heater memenuhi syarat untuk digunakan.

11. DISTILASI

Kode alat : D-01

Fungsi : Memurnikan produk alil asetat dari campurannya ke dalam hasil bawah kolom

Tipe : *Plat column*

Data - data yang teradapat dari perhitungan neraca panas :

Suhu umpan masuk : 85 °C

Suhu puncak menara : 76 °C

Suhu keluar *condensor* : 76 °C

Suhu dasar menara : 100 °C

Tekanan puncak menara : 1 atm

Tekanan dasar menara : 1 atm

Komposisi aliran pada destilasi :

a. Aliran umpan

Komponen	Kg/jam	Kgmol/jam	Fraksimol
$C_5H_8O_2$	946,9697	9,4697	0,4807
H_2O	180,6619	10,0368	0,5095
CH_3COOH	11,5955	0,1933	0,0098
Total	1139,2271	19,4697	1,0000

b. Aliran distilat (produk atas)

Komponen	Kg/jam	Kgmol/jam	fraksimol
$C_5H_8O_2$	937,5002	9,3750	0,9469
H_2O	9,4695	0,5261	0,0531
Total	946,9697	9,9011	1,0000

c. Aliran bottom (produk bawah)

Komponen	Kg/jam	Kgmol/jam	Fraksimol
C ₅ H ₈ O ₂	9,4695	0,0947	0,0097
H ₂ O	171,1924	9,5107	0,9706
CH ₃ COOH	11,5955	0,1933	0,0197
Total	192,2574	9,7987	1,0000

1. Menentukan jumlah *plate* minimum

Digunakan persamaan Fenske (Van Winkle pers. 5.118 hal.236)

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{X_{LK} / X_{HK}}{X_{LK} / X_{HK}} \right]_D \left[\frac{X_{HK} / X_{LK}}{X_{HK} / X_{LK}} \right]_B}{\log \alpha_{av}}$$

Dimana: X_{LK} = fraksimol komponen *light key* (C₅H₈O₂) pada *distilat* (D) dan *bottom* (B)

X_{HK} = fraksimol komponen *heavy key* (H₂O) pada *distilat* (D) dan *bottom* (B)

α_{AV} = relatif *volalitas* rata-rata kolom

Dari perhitungan neraca massa dan panas diketahui nilai kesetimbangan konstanta fase uap-cair untuk komponen *light key* dan *heavy key*.

$$\alpha_{AV} = (\alpha_D + \alpha_B) / 2$$

Dimana: α_D = relatif *volalitas* distilat

$$= \frac{K_{LK}}{K_{HK}} = \frac{1,0951}{0,3923}$$

$$= 2,7915$$

α_B = relatif *volalitas* *bottom*

$$= \frac{K_{LK}}{K_{HK}} = \frac{2,2391}{0,9965} = 2,2470$$

Maka :

$$\alpha_{AV} = \frac{2,7915 + 2,2470}{2}$$

$$= 2,51925$$

Sehingga :

$$N_m = \frac{\log(0,9469/0,0531)(0,9706/0,0097)}{\log 2,51925}$$

$$= 8 \text{ plate}$$

2. Menentukan jumlah plate teoritis.

Digunakan metode *Gilliland* (Pers. Hal. 242 Van Winkle)

$$\frac{L/D - (L/D)_m}{L/D + 1} \text{ dan } \frac{N - N_m}{N + 1}$$

Dimana : L/D = refluks operasi

$(L/D)_m$ = refluks minimum

N = jumlah *plate* teoritis

N_m = jumlah *plate* minimum

Dari perhitungan neraca panas Distilasi (D-01) diketahui :

$$R_m = (L/D)_m = 0,8664$$

$$R_{\text{operasi}} = (L/D)_o = 1,1263$$

Maka :

$$\frac{L/D - (L/D)_m}{L/D + 1} = \frac{1,1263 - (0,8664)}{1,1263 + 1}$$

$$= 0,12$$

Dri fig. 5.18 Van Winkle hal. 243 diperoleh korelasi Gilland

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,42$$

$$N - N_m = 0,42 (N + 1)$$

$$N - 0,42 N = 0,42 + N_m$$

$$0,58 N = 0,42 + 8$$

$$N = \frac{8,42}{0,58}$$

$$= 15 \text{ plate}$$

3. Viskositas rata-rata umpan masuk kolom pada suhu 85 °C adalah :

Komponen	X_f ; fraksi mol	μ ; Cp	$\mu = x_f \cdot \mu$
C ₅ H ₈ O ₂	0,4807	0,46	0,2211
H ₂ O	0,5095	0,48	0,2446
CH ₃ COOH	0,0098	0,52	0,0051
Total	1,0000		0,4708

$$\alpha_{AV} \cdot \bar{\mu}_F = 2,51925 \times 0,4708$$

$$= 1,19$$

Untuk $\alpha_{av} \cdot \bar{\mu}_F = 1,19$ dari fig. 19.9 Peters edisi 4 hal. 664 didapat efisiensi

kolom keseluruhan, $\epsilon_0 = 60 \%$

Maka :

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N_{\text{teoritis}}}{\epsilon_0} + 1$$

$$= \frac{15}{0,60} + 1$$

$$= 26$$

Jadi jumlah *plate* aktual sebanyak 26 buah.

4. Menentukan *plate* umpan

Digunakan metode Kirk Bride (Van Winkle hal. 311)

$$\log \frac{m}{p} = 0,206 \log \left[\left(\frac{(X_{HK})_F}{(X_{LK})_F} \right) \times \frac{B}{D} \times \left(\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_D} \right)^2 \right]$$

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui nilai X_{HK} dan

X_{LK} Maka :

$$\log \frac{m}{p} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,5095}{0,4807} \right) \times \frac{9,7987}{9,9011} \times \left(\frac{0,0097}{0,0531} \right)^2 \right]$$

$$= -0,2999$$

$$\frac{m}{p} = 0,50 \quad (\text{dimana } m + p = N_{\text{aktual}} = 26 \text{ atau } p = 26 - m)$$

$$m = 0,50 P$$

$$m = 0,50 (26 - m)$$

$$m = 13 - 0,5 m$$

$$0,5 m + m = 13$$

$$m = 13/1,5$$

$$= 9$$

Jadi umpan masuk kolom pada plat ke-9 dari atas atau plat ke-17 dari bawah.

5. Menentukan diameter menara

a. Puncak menara

Dari perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui komposisi uap keluar puncak kolom.

(Dapat dilihat pada perhitungan neraca panas)

Komponen	Kgmol/jam	X ; fraksimol	BM	Kg/jam
C ₅ H ₈ O ₂	19,9341	0,9469	100	1993,4067
H ₂ O	1,1186	0,0531	18	20,1350
Total	20,0517	1,0000		2013,5417

$$\begin{aligned} \text{BM rata-rata uap} &= \sum X_i \cdot \text{BM}_i \\ &= (0,9469 \times 100) + (0,0531 \times 18) \\ &= 95,6458 \text{ Kg/Kgmol} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas uap : } \rho_v = \frac{\text{BM}}{V} \times \frac{T_o}{T_1} \times \frac{P_1}{P_o}$$

Dimana : V = volume spesifik gas pada kondisi standar ($T_o = 0^\circ\text{C} = 273^\circ\text{K}$ dan $P = 1 \text{ atm}$) yaitu $22,4 \text{ m}^3/\text{kgmol}$.

$$T_1 = \text{suhu uap keluar puncak kolom} = 76^\circ\text{C}$$

$$P_1 = \text{tekanan operasi uap keluar} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Maka : } \rho_v = \frac{95,6458 \text{ Kg/Kgmol}}{22,4 \text{ m}^3/\text{Kgmol}} \times \frac{273^\circ\text{K}}{349^\circ\text{K}} \times \frac{1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa uap, } m &= 2013,5417 \text{ Kg/jam} \times 1 \text{ lb}/0,4536 \text{ Kg} \\ &= 4439,0249 \text{ lb/jam} = 1,2331 \text{ lb/detik} \end{aligned}$$

Komposisi aliran refluks pada puncak kolom :

Komponen	M; Kg	X _f ; fraksi berat	ρ_i ; gr/cm ³
C ₅ H ₈ O ₂	1055,9065	0,99	0,921
H ₂ O	10,6655	0,01	1,0
Total	1066,5720	1,00	

Densitas campuran liquid (ρ_L) :

$$\begin{aligned} \rho_L &= \sum x_i \cdot \rho_i \\ &= (0,99 \times 0,921) + (0,01 \times 1,0) \\ &= 0,9218 \text{ gr/cm}^3 \text{ (57,5480 lb/ft}^3\text{)} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan pers. (1) hal. 656 Peters edisi 4 didapat kecepatan *superfisial* uap keluar puncak kolom :

$$V_m = K_v \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5}$$

Dimana :

V_m = kecepatan *superfisial* uap ; ft/detik

K_v = konstanta empiris

ρ_v = densitas uap; lb/ft³

ρ_L = densitas liquid ; lb/ft³

Dicoba menggunakan *tray spacing* (t_s) = 18 in

Untuk nilai ini diameter kolom lebih kecil dari 4 ft (Peters, tabel 1 hal.

684). Dari fig. 16-6 Peters edisi 4 hal. 657 untuk $t_s = 18$ in didapat $K_v =$

0,24, Maka :

$$\begin{aligned} V_m &= 0,24 \left(\frac{57,5480 - 0,2085}{0,2085} \right)^{0,5} \\ &= 3,98 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Menurut Peters hal. 658, kecepatan uap meninggalkan puncak kolom berkisar 65 – 80 % kecepatan *superfisial*.

$$\begin{aligned} \text{Diambil } V &= 0,65 V_m \\ &= 0,65 \times 3,98 \text{ ft/detik} \\ &= 2,587 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Luas aliran uap keluar (A) :

$$A = \frac{m}{\rho_v \cdot V}$$

$$= \frac{1,2331}{0,2085 \text{ lb/ft}^3 \times 2,587 \text{ ft/detik}}$$

$$= 2,29 \text{ ft}^2$$

Diameter puncak kolom (D) :

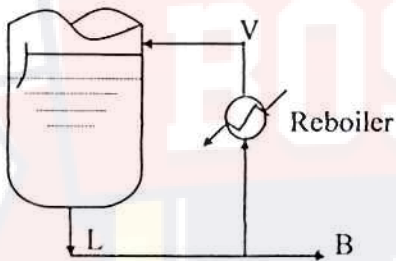
$$D = \left(\frac{4 \cdot A}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{4 \times 2,29}{3,14} \right)^{1/2}$$

$$= 1,71 \text{ ft}$$

b. Bagian bawah menara

Neraca massa sekitar dasar menara :



$$L = V + B \quad (V = L - B)$$

Dimana :

L = total cairan keluar dasar kolom

V = uap yang dibangkitkan *reboiler*

B = total produk *bottom*

Dari pers. 5.31 Van Winkle hal. 221 :

$$\frac{L}{V} = K_{LK}$$

$$L = V \cdot K_{LK}$$

$$= (L - B) K_{LK}$$

Dimana : K_{LK} = konstanta kesetimbangan uap-cairan komponen *light key* pada produk *bottom*. (dapat dilihat pada perhitungan kondisi operasi *bottom distilasi*)

$$K_{LK} = C_5H_8O_2 = 2,2391$$

$$\text{Maka : } L = (L - 9,7987) \times 2,2391$$

$$= 2,2391 L - 21,9403$$

$$2,2391 - L = 21,9403$$

$$L = \frac{21,9403}{1,2391} = 17,7066 \text{ Kgmol}$$

Komponen aliran cairan keluar dasar kolom (L) :

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam	x_i ; fraksi berat	ρ_i ; gr/cm ³
C ₅ H ₈ O ₂	0,1718	17,1800	0,0495	0,921
H ₂ O	17,1860	309,3480	0,8903	1,0
CH ₃ COOH	0,3488	20,9280	0,0602	1,049
Total	17,7066	347,4560	1,0000	

Densitas campuran cairan (ρ_L) :

$$\begin{aligned} \rho_L &= \sum x_i \cdot \rho_i \\ &= (0,0495 \times 0,921) + (0,8903 \times 1,0) + (0,0602 \times 1,049) \\ &= 0,9990 \text{ gr/cm}^3 \text{ (62,3676 lb/ft}^3\text{)} \end{aligned}$$

Komposisi aliran uap yang dibangkitkan boiler (V) :

$$V = L - B$$

Komponen	Kg/jam	BM; kg/kgmol	Kgmol/jam	x_i ; fraksi mol
C ₅ H ₈ O ₂	7,7117	100	0,0771	0,0097
H ₂ O	138,1558	18	7,6753	0,9706
CH ₃ COOH	9,3325	60	0,1555	0,0197
Total	155,2000		7,9079	1,0000

$$\text{BM rata-rata uap} = \sum x_i \cdot \text{BM}_i$$

$$= (0,0097 \times 100) + (0,9706 \times 18) + (0,0197 \times 60)$$

$$= 19,6228 \text{ Kg/Kgmol}$$

$$\text{Densitas uap} : \rho_v = \frac{BM}{V} \times \frac{T_o}{T_1} \times \frac{P_1}{P_o}$$

Dimana : V = volume spesifik gas pada kondisi standar ($T_o = 0 \text{ }^\circ\text{C} = 273 \text{ }^\circ\text{K}$ dan $P = 1 \text{ atm}$) yaitu $22,4 \text{ m}^3/\text{lbmol}$.

T_1 = suhu uap keluar reboiler masuk kolom = $100 \text{ }^\circ\text{C}$ ($373 \text{ }^\circ\text{K}$)

P_1 = tekanan operasi uap keluar reboiler = 1 atm

Maka :

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{19,6228 \text{ Kg/Kgmol}}{22,4 \text{ m}^3/\text{lb mol}} \times \frac{273 \text{ }^\circ\text{K}}{373 \text{ }^\circ\text{K}} \times \frac{1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \\ &= 0,6412 \text{ Kg/m}^3 \text{ (0,0400 lb/ft}^3\text{)} \end{aligned}$$

Laju alir massa uap (m) :

$$\begin{aligned} m &= 155,2000 \text{ Kg/jam} \times 1 \text{ lb}/0,4536 \text{ Kg} \\ &= 342,1517 \text{ lb/jam} = 0,0950 \text{ lb/detik} \end{aligned}$$

Maka kecepatan *superfisial* uap masuk pada dasar kolom :

$$\begin{aligned} V_m &= 0,24 + \left(\frac{62,3676 - 0,0400}{0,0400} \right)^{0,5} \\ &= 9,4737 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Diambil kecepatan uap masuk (V), 65 % kecepatan *superfisial*. (V_m).

Maka :

$$\begin{aligned} V &= 0,65 \cdot V_m \\ &= 0,65 \times 9,4737 \text{ ft/detik} \\ &= 6,1579 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Luas aliran uap keluar (A) :

$$\begin{aligned} A &= \frac{m}{\rho_v \cdot V} \\ &= \frac{0,0950 \text{ lb/detik}}{0,0400 \text{ lb/ft}^3 \times 6,1579 \text{ ft/detik}} \\ &= 0,39 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter puncak kolom (D) :

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \cdot A}{\pi} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{4 \times 0,39 \text{ ft}^2}{3,14} \right)^{1/2} \\ &= 0,705 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Digunakan kolom dengan diameter rata-rata; D :

$$\begin{aligned} D &= \frac{1,71 + 0,705}{2} \\ &= 1,2075 \text{ ft} = (0,37 \text{ m}) \end{aligned}$$

6. Menentukan tinggi kolom

$$\begin{aligned} \text{Tinggi plat} &= (N_{\text{aktual}} - 1) \times t_s \quad (t_s = \text{jarak plate} = 18 \text{ in} = 45,72 \text{ cm}) \\ &= (26 - 1) \times 45,72 \\ &= 1143 \text{ cm} \approx 11,43 \text{ m} \end{aligned}$$

Diambil ruang kosong di atas kolom dan dibawah kolom masing-masing 1,5

m. Jadi tinggi menara :

$$\begin{aligned} Z &= \text{Tinggi plat} + (2 \times \text{tinggi ruang kosong}) \\ &= \text{tinggi plate} + (2 \times \text{tinggi ruang kosong}) \end{aligned}$$

$$= 11,43 + (2 \times 1,5)$$

$$= 14,43 \text{ cm}$$

7. Menentukan tebal *shell*

Untuk *internal pressure*, tebal dinding (*shell*) dihitung dengan persamaan 13-1

Brownell & Young hal. 254.

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 P} + c$$

dimana : P = tekanan desain; atm

r = jari-jari tangki; cm

$$= \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} (0,37 \text{ m}) = 0,185 \text{ m} = 18,5 \text{ m}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi ; atm

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi diambil 1/8 in (0,3175 cm)

Diambil faktor keamanan desain 20%

$$P \text{ desain} = 1,20 \times P \text{ operasi}$$

$$= 1,20 \times 1 \text{ atm}$$

$$= 1,20 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon Steel SA-212 grade B*, dengan nilai

f = 17500 Psi = 1190,5 atm (tabel 13.1 hal. 251 Brownell & Young) dan

diambil pengelasan tipe *double-welded butt joint* E = 80 %. (tabel 13.2 hal.

254 Brownell & Young).

$$\text{maka : } t_s = \frac{1,20 \text{ atm} \times 18,5 \text{ cm}}{1190,5 \times 0,80 - 0,6 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,3408 \text{ cm}$$

Digunakan tebal plat standar = 3/16 in (0,47625 cm)

8. Menentukan tebal tutup: t_h

Tebal tutup (standar *dishead*) dihitung dengan menggunakan pers. (13.12)

Brownell & Young hal. 258.

$$t_h = \frac{0,885 P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 P} + c$$

Dimana : P = tekanan desain; atm

r_c = *crown radius*; cm

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

c = faktor korosi = 1/8 in (0,3175 cm)

$$r_c = OD \text{ shell} = ID \text{ shell} + 2 \cdot t_s$$

$$= 37 + (2 \times 0,3408 \text{ cm})$$

$$= 37,9525 \text{ cm}$$

Bahan konstruksi tutup sama dengan *shell*.

$$\text{Maka : } t_h = \frac{0,885 \times 1,20 \text{ atm} \times 37,9525 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,1 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,3598 \text{ cm}$$

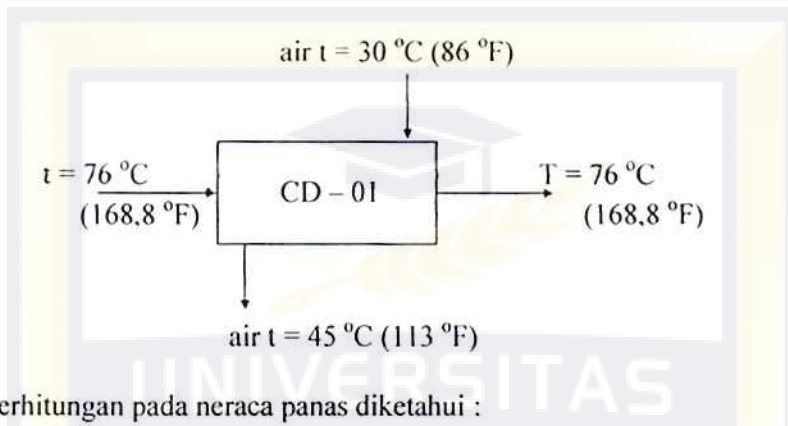
Digunakan tebal plat tutup standar = 3/16 in (0,47625 cm)

12. CONDENSOR DISTILASI

Kode alat : CD-01

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak kolom Distilasi

Tipe : Shell and Tube



Sesuai hasil perhitungan pada neraca panas diketahui :

Beban panas condensor; $Q = 165209,0373 \text{ Kkal/jam} = 655591,4179 \text{ Btu/jam}$

Rate fluida panas; $W = 2013,5417 \text{ Kg/jam} = 4439,0249 \text{ lb/jam}$

Rate fluida dingin (air); $w = 11013,9358 \text{ Kg/jam} = 24281,1636 \text{ lb/jam}$

1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
168,8 °F	Suhu tinggi	113 °F	55,8 °F
168,8 °F	Suhu rendah	86 °F	82,8 °F
0 °F	Beda	27 °F	27 °F

$$\text{LMTD} = \frac{27 \text{ °F}}{\ln(82,8/55,8) \text{ °F}}$$

$$= 68 \text{ °F}$$

2. U_D dan A

Sesuai tabel 8 Kern hal. 840 untuk fluida panas (*light organic*) dan fluida dingin (air). Diketahui : $U_D = 75 - 150 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$

$$\text{Trials } U_D = 118 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Luas permukaan perpindahan panas (A) :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\ &= \frac{655591,4179 \text{ Btu/jam}}{118 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 68 \text{ °F}} \\ &= 81,7038 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi : (Kern tabel 10 hal. 843)

- OD = $\frac{3}{4}$ in
- BWG = 16
- ID = 0,62 in = 0,0517 ft
- a_o = 0,1963 ft²/ft
- $a't$ = 0,302 in²
- Pitch = 1 in triangular
- Panjang = 8 ft

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube ; } N_t &= \frac{A}{a_o \times L} \\ &= \frac{81,7038 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} \\ &= 52,03 \end{aligned}$$

Dari tabel 9. Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati $N_t = 52,03$ buah, untuk OD $\frac{3}{4}$ in dan pitch triangular (P_T) = 1 in, didapat :

$$\text{ID shell} = 10 \text{ in}$$

$$N_t = 52 \text{ in}$$

$$\text{Passes} = 2$$

$$\begin{aligned} A_{\text{terkoreksi}} &= N_t \times L \times a_o \\ &= 52 \times 8 \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 81,6608 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D \text{ terkoreksi} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t} \\ &= \frac{655591,4179 \text{ Btu/jam}}{81,6608 \text{ ft}^2 \times 68 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 118,0622 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(*Trial* $U_D \approx 118$, maka *trial* U_D memenuhi)

3. Tube side (fluida dingin), Air

a. Luas aliran ; a_t

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a' \cdot t}{144 \cdot n} \\ &= \frac{52 \times 0,302}{144 \times 2} \\ &= 0,0545 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan Massa ; G_t :

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{a_t} \\ &= \frac{24281,1636 \text{ lb/jam}}{0,0545 \text{ ft}^2} \\ &= 445525,9376 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold ; R_{et} :

$$R_{et} = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$$

Pada $t_c = \frac{86 + 113}{2} = 99,5$ °F, didapat sifat-sifat fisik air :

Viskositas $\mu = 1,7521$ lb/ft.jam

Konduktifitas panas $k = 0,3608$ Btu/jam.ft² (°F/ft)

Kapasitas panas $c = 1,0$ Btu/lb.°F

$$R_{et} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 445525,9376 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,7521 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 13146,3335$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_{i0} :

$$h_i = JH \left(\frac{K}{D} \right) \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu \cdot w} \right)^{0,14}$$

Untuk $R_{et} = 13146,3335$, dari fig. 24 Kern didapat $JH = 48$

$$h_i = 48 \left(\frac{0,3605}{0,0517} \right) \left(\frac{1 \times 1,7521}{0,3605} \right)^{1/3}$$

$$= 566,9444 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$h_{i0} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 566,9444 \times \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 468,6741 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan Foust})$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft.

Maka :

$$\begin{aligned} \frac{\epsilon}{D} &= \frac{0,0015 \text{ ft}}{0,1150 \text{ ft}} \\ &= 0,0013 \end{aligned}$$

Dari appendix C-3 Alan Foust hal. 721 untuk $\epsilon/D = 0,0013$ dan $N_{Re} = 44039,5180$

diperoleh faktor friksi $f = 0,024$. Maka :

$$\begin{aligned} F &= \frac{0,024 \times 314,60 \text{ ft} \times (2,0577 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft/lb}_m/\text{lb}_f \cdot \text{detik}^2 \times 0,1150} \\ &= 4,3202 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m \end{aligned}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernouilly untuk fluida *incompressible* (Persamaan. 20-18

Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

Atau :

$$- w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1,5 \text{ atm})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0 \quad (v_1 = v_2; \text{ tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

c. Bilangan Reynold ; R_{et} :

$$R_{et} = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$$

Pada $t_c = \frac{86 + 113}{2} = 99,5$ °F, didapat sifat-sifat fisik air :

Viskositas $\mu = 1,7521$ lb/ft.jam

Konduktifitas panas $k = 0,3608$ Btu/jam.ft² (°F/ft)

Kapasitas panas $c = 1,0$ Btu/lb.°F

$$R_{et} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 445525,9376 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,7521 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 13146,3335$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_{io} :

$$h_i = JH \left(\frac{K}{D} \right) \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu \cdot w} \right)^{0,14}$$

Untuk $R_{et} = 13146,3335$, dari fig. 24 Kern didapat $JH = 48$

$$h_i = 48 \left(\frac{0,3605}{0,0517} \right) \left(\frac{1 \times 1,7521}{0,3605} \right)^{1/3}$$

$$= 566,9444 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$= 566,9444 \times \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 468,6741 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

4. *Shell side* (fluida panas) : uap yg terkondensasi

a. Luas aliran, a_s

$$a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$$

Dimana : $C' = P_T - OD$

$$= 1 - \frac{3}{4}$$

$$= 0,25$$

$$B = ID_{shell} \quad (\text{baffle minimum/maksimum})$$

$$= 10 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{10 \times 0,25 \times 10}{144 \cdot 1}$$

$$= 0,1736 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan Massa ; G_s :

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{4439,0249 \text{ lb/jam}}{0,1736 \text{ ft}^2}$$

$$= 25570,4199 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Kecepatan massa kondensasi (G'')

$$G'' = \frac{W}{L \cdot Nt^{2/3}}$$

$$= \frac{4439,0249 \text{ lb/jam}}{8 \text{ ft} \times (52)^{2/3}}$$

$$= 39,8286 \text{ lb/jam.ft}$$

c. Bilangan Reynold ; R_{es} :

$$R_{es} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$$

Dimana : D_e = Diameter ekuivalen *shell* = 0,73 in = 0,0608 ft (fig. 28 Kern hal. 838). Pada $T_c = 168,8$ °F, didapat viskositas uap $\mu = 0,0532$ lb/ft.jam.

Maka :

$$\begin{aligned} R_{es} &= \frac{0,0608 \text{ ft} \times 25570,4199 \text{ lb/jam.ft}}{0,0532 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 29223,3371 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar; h_o :

Asumsi : $h_o = 320$ Btu/jam.ft².°F

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\ &= 99,5 + \frac{320}{(468,6741 + 320)} (168,8 - 99,5) \end{aligned}$$

$$= 128 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} t_f &= \frac{(T_c + t_w)}{2} \\ &= \frac{(168,8 + 128)}{2} \end{aligned}$$

$$= 148 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Untuk $t_f = 148$ °F, didapat sifat-sifat campuran bahan :

$$k_f = 0,23 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$$

$$s_f = 0,92$$

$$\mu_f = 0,46$$

Dari fig. 12.9 Kern hal. 267 dan $G'' = 39,8286 \text{ lb/jam.ft}$

Didapat $h = h_o = 320 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

5. Koefisien perindahan panas keseluruhan bersih; U_C :

$$\begin{aligned} U_C &= \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o} \\ &= \frac{468,6741 \times 320}{468,6741 + 320} \\ &= 190,1618 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

6. Faktor pengotor; R_d :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} \\ &= \frac{190,1618 - 118,0662}{190,1618 \times 118,0662} \\ &= 0,0032 \end{aligned}$$

$R_d \text{ desain} > R_d \text{ minimum} = 0,0030$ maka perancangan *condensor* dapat digunakan.

7. *Pressure Drop*

a. *Tube Side*; P_T

$$f. \Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot S}$$

Dari fig. 26 Kern untuk $Re_t = 13146,3335$ didapat faktor friksi yaitu (f)

$$= 0,00025 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

L = panjang *tube* = 8 ft

D = diameter dalam *tube* = 0,0517 ft

s = spesifikasi grafiti = 1,0

n = jumlah *passes* = 2

Maka :

$$\Delta P_t = \frac{0,00025 \times 445525,9376^2 \times 8 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 1,0}$$

$$= 0,29 \text{ Psi}$$

2. Tekanan *Reduce*

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s} \times \frac{V^2}{2 \cdot g_c}$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \cdot \rho} = \frac{445525,9376 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2}{3600 \text{ detik/jam} \times 62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1,98 \text{ ft/detik}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 2}{1,0} \times \frac{1,98^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,49$$

Tekanan total *tube* (ΔP_T) :

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,29 + 0,49$$

$$= 0,78 \text{ Psi}$$

ΔP_T hitung < ΔP_T maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain *condensor* memenuhi syarat untuk digunakan.

b. *Shell Side*

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D_e \cdot S} \right)$$

Dari fig. 29 Kern untuk $R_{es} = 29223,3371$ didapat faktor friksi, yaitu $(f) = 0,0017 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

$$N+1 = 12 \times (L / B)$$

$$= 12 \times (8/10)$$

$$= 9,6$$

$$D_s = \text{diameter dalam shell} = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

$$D_e = \text{diameter ekivalen shell} = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$s = \text{spesifik grafiti} = 0,9218$$

Sehingga :

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left(\frac{0,0017 \times 25570,4199^2 \times 0,8333 \times 9,6}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,9218} \right)$$

$$= 0,0030 \text{ Psi}$$

ΔP_s hitung $<$ ΔP_s maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain *condensor* memenuhi syarat untuk digunakan.

13. ACCUMULATOR DISTILASI

Kode : AC-01

Fungsi : Menampung sementara kondensat yang keluar dari kondensor *distilasi*.

Tipe : Silinder horisontal dengan tutup *elipsoidal*

Laju alir massa, $m = 2013,5417 \text{ kg/jam}$

Densitas campuran, $\rho = 0,9218 \text{ gr/cm}^3 = 921,8 \text{ Kg/m}^3$

Waktu tinggal, $t = \frac{1}{2} \text{ jam}$

1. Volume tangki; V_t

Volume larutan dalam tangki :

$$\begin{aligned} V &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{2013,5417 \text{ Kg/jam} \times \frac{1}{2} \text{ jam}}{921,8 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 1,09 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki dirancang dengan kondisi :

- 85 % dari volume tangki terisi larutan
- Dipilih perbandingan panjang (H) = 3 Diameter (D)

Maka volume tangki; V_t :

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{V}{0,85} \\ &= \frac{1,09 \text{ m}^3}{0,85} \\ &= 1,3 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Dimensi tangki

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup

Volume Silinder; $V_s = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H$ ($H = 1,5D$)

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5D)$$

$$= 0,375 \pi \cdot D^3$$

Volume elipsoidal; $V_h = (\pi/12) D^3$

(Brownell & Young hal. 50 untuk rasio jari-jari (a) dan tinggi tutup (b) = 2 : 1)

Maka :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= \frac{3}{4} \pi \cdot D^3 + (\pi/12) D^3$$

$$= (10/12) \pi D^3$$

Diameter tangki, D

$$D = \left(\frac{12 V_t}{10 \times \pi} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{12 \times 1,3}{10 \times 3,14} \right)^{1/3} = 0,70 \text{ m}$$

Panjang silinder; $H = 3 D$

$$= 3 \times 0,70 \text{ m} = 2,1 \text{ m}$$

3. Tebal dinding tangki ; t_s

Untuk *internal pressure*, tebal dinding (*shell*) dihitung dengan persamaan 13-1

Brownell & Young hal. 254.

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 P} + c$$

Dimana : P = tekanan desain; atm

r = jari-jari tangki; cm

$$= \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} (0,70 \text{ m}) = 0,35 \text{ m} = 35 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi diambil $\frac{1}{8}$ in (0,3175 cm)

Diambil faktor keamanan desain 20%

$$P \text{ desain} = 1,20 \times P \text{ operasi}$$

$$= 1,20 \times 1 \text{ atm}$$

$$= 1,20 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon Steel SA - 212 grade B* dengan

nilai $f = 17500 \text{ Psi} = 1190,5 \text{ atm}$ (tabel 13.1 hal. 251 Brownell & Young)

dan diambil pengelasan tipe *double-welded butt joint* $E = 80 \%$. (tabel 13.2

hal. 254 Brownell & Young). Maka :

$$t_s = \frac{1,20 \text{ atm} \times 35 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,6 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,3616 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat standar = $\frac{3}{16}$ (0,47625 cm)

4. Tebal *head* (tutup)

Dirancang tutup accumulator tipe *elipsoidal*.

Tebal tutup dihitung dengan menggunakan pers. 7.57 Brownell & Young hal.

133)

$$t_h = \frac{P \cdot d \cdot V}{2 f \cdot E - 0,2 P} + c$$

Dimana : P = tekanan desain; atm

d = diameter tangki; cm

$$= 70 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

c = faktor korosi diambil 1/8 in (0,3175 cm)

V = faktor intensifikasi tegangan

$$= 1/6 (2 + k^2) \quad (\text{Pers. 7.55 Brownell \& Young hal. 133})$$

k = a/b (untuk tipe elipsoidal, rasio tinggi tutup (a) dengan jari-jari

tangki (b) = (2 : 1)) maka $k = 2/1 = 2$

$$V = 1/6 (2 + 2^2) = 1$$

Kondisi bahan konstruksi dan tekanan desain tutup atas sama dengan *shell*

(dinding). Maka :

$$t_s = \frac{1,20 \text{ atm} \times 70 \text{ cm} \times 1}{2 \times 1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,2 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 0,3616$$

Digunakan tebal *plat* standar = 3/16 (0,47625 cm)

14. POMPA REFLUKS DISTILASI

Kode alat : P-03

Fungsi : Mendistribusikan cairan produk atas distilasi untuk refluks dan sisanya dialirkan ke Tangki Produk Alil Asetat (T-03).

Tipe : *Centrifugal pump*

Laju alir massa, $m = 2013,5417 \text{ kg/jam} = 4439,0249 \text{ lb/jam}$

Densitas, $\rho = 0,9218 \text{ gr/cm}^3 = 57,5480 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas, $\mu = 3,0992 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}$

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{4439,0249 \text{ lb/jam}}{57,5480 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 77,1360 \text{ ft}^3/\text{jam} \text{ (0,214 ft}^3/\text{detik)} \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\begin{aligned} di &= 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0214)^{0,45} \times (57,5480)^{0,13} \\ &= 1,18 \text{ in.} \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi : (Tabel 11 Kern hal. 844) :

- NPS = 1¼ in
- Schedule = 40

- Diameter dalam, $D = 1,380 \text{ in} = 0,1150 \text{ ft}$
- Luas penampang, $A = 1,50 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$

Uji bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \longrightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0214 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0104 \text{ ft}^2} = 2,0577 \text{ ft/detik}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{57,5480 \text{ lb/ft}^3 \times 2,0577 \text{ ft/detik} \times 0,1150 \text{ ft}}{3,0922 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft} \cdot \text{detik}}$$

$$= 44039,5180$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- a. Pipa lurus (panjang; $L = 75 \text{ m} = 246,06 \text{ ft}$)
- b. 4 buah elbow 90° , 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- c. Tinggi pemompaan $Z = 5 \text{ m} = (16,4042 \text{ ft})$

Panjang ekivalen pipa sebagai berikut :

- | | | |
|-----------------------------------|-----------------------------------|-------------------------|
| 1. Elbow 90° , | $Le = 4 \times 30 \times 0,1150$ | $= 13,8 \text{ ft}$ |
| 2. <i>Gate valve full open</i> . | $Le = 2 \times 13 \times 0,1150$ | $= 2,99 \text{ ft}$ |
| 3. <i>Globe valve full open</i> . | $Le = 1 \times 450 \times 0,1150$ | $= 51,75 \text{ ft}$ |
| Total | | $Le = 68,54 \text{ ft}$ |

Panjang pipa total; $\Sigma L = L + Le$

$$= 246,06 + 68,54$$

$$= 314,60 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan Foust})$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft.

Maka :

$$\begin{aligned} \frac{\epsilon}{D} &= \frac{0,0015 \text{ ft}}{0,1150 \text{ ft}} \\ &= 0,0013 \end{aligned}$$

Dari appendix C-3 Alan Foust hal. 721 untuk $\epsilon/D = 0,0013$ dan $N_{Re} = 44039,5180$

diperoleh faktor friksi $f = 0,024$. Maka :

$$\begin{aligned} F &= \frac{0,024 \times 314,60 \text{ ft} \times (2,0577 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft/lb}_m/\text{lb}_f \cdot \text{detik}^2 \times 0,1150} \\ &= 4,3202 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f/\text{lb}_m \end{aligned}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (Persamaan. 20-18

Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

Atau :

$$- w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1,5 \text{ atm})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2 g_c} = 0 \quad (v_1 = v_2; \text{ tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\Delta z \frac{g}{g_c} = 16,4042 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{detik}^2}$$

$$= 16,4175 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Maka :

$$- w_f = 0 + 0 + 16,4175 + 4,3202$$

$$= 20,7377 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\text{WHP} = \frac{- w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{detik} / \text{Hp}}$$

$$= \frac{20,7377 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0,0214 \text{ ft}^3 / \text{detik} \times 57,5480 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{detik} / \text{Hp}}$$

$$= 0,05 \text{ Hp}$$

Dari fig. 14-37 Peters hal. 520 diperoleh efisiensi untuk kapasitas minimal = 0,2 – 0,4. (Dipilih $\eta = 0,20$), maka :

$$\text{HP} = \frac{\text{WHP}}{\eta}$$

$$= \frac{0,05}{0,20} = 0,25 \text{ Hp}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 0,25 Hp, maka dari fig. 14-38 Peters hal. 512 dipilih $\eta_{\text{motor}} = 80 \%$

Maka :

$$\text{BHP} = \frac{0,25 \text{ Hp}}{0,80}$$

$$= 0,3125 \text{ Hp}$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 1 Hp

15. POMPA BOTTOM DISTILASI

Kode alat : P-04

Fungsi : Mendistribusikan cairan produk bawah ke reboiler dan sisanya dialirkan ke Unit Pembuangan Cairan (UPL).

Tipe : *Centrifugal pump*

Laju alir massa, $m = 347,4560 \text{ kg/jam} = 765,9965 \text{ lb/jam}$

Densitas, $\rho = 0,9990 \text{ gr/cm}^3 = 62,3676 \text{ lb/ft}^3$

Viskositas, $\mu = 3,2267 \text{ lb/ft.det}$

Laju alir volumetrik bahan (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{765,9965 \text{ lb/jam}}{62,3676 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 12,2820 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0034 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa, di :

Dihitung dengan menggunakan pers. 15 hal. 496 Peters & Timmerhaus untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\begin{aligned} di &= 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,0034 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,45} \times (62,3676 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,52 \text{ in.} \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi : (Tabel 11 Kern hal. 844) :

- NPS = 3/8 in
- Schedule = 40

- Diameter dalam, $D = 0,493 \text{ in} = 0,0411 \text{ ft}$
- Luas penampang, $A = 0,192 \text{ in}^2 = 0,0013 \text{ ft}^2$

Uji bilangan Reynold (NRe) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \longrightarrow v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0034 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,0013 \text{ ft}^2} = 2,6154 \text{ ft/detik.}$$

Maka :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{62,2676 \text{ lb/ft}^3 \times 2,6154 \text{ ft/detik} \times 0,0411 \text{ ft}}{3,2267 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.detik}} \\ &= 20776,8825 \end{aligned}$$

$N_{Re} > 2100 \Rightarrow$ asumsi aliran turbulen memenuhi.

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- a. Pipa lurus (panjang; $L = 100 \text{ m} = 328,88 \text{ ft}$)
- b. 2 buah elbow 90° , 1 buah *gate valve full open*, 1 buah *globe valve*.
- c. Tinggi pemompaan $Z = 5 \text{ m} (16,4042 \text{ ft})$

Panjang ekivalen pipa sebagai berikut :

1. Elbow 90° $Le = 2 \times 30 \times 0,0411 \text{ ft} = 2,466 \text{ ft}$
2. *Gate valve full open* $Le = 2 \times 13 \times 0,0411 \text{ ft} = 1,0686 \text{ ft}$
3. *Globe valve full open* $Le = 1 \times 450 \times 0,0411 \text{ ft} = 18,495 \text{ ft}$

Total	$Le = 22,0296 \text{ ft}$
-------	---------------------------

Panjang pipa total; $\Sigma L = L + Le$

$$\begin{aligned} &= 328,08 + 22,0296 \\ &= 350,1096 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kontraksi terjadi yaitu : friksi karena gesekan dalam pipa (F) :

$$F = \frac{f \cdot \sum L \cdot v^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi ; pers. 20-22 Alan Foust})$$

Dipilih pipa baja standar komersial dengan ϵ (*relatif roughness*) = 0,00015 ft.

Maka :

$$\begin{aligned} \frac{\epsilon}{D} &= \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,0411 \text{ ft}} \\ &= 0,0036 \end{aligned}$$

Dari appendix C-3 Alan Foust hal. 721 untuk $\epsilon/D = 0,0036$ dan $N_{Re} = 20776,8825$

diperoleh faktor friksi $f = 0,031$

Maka :

$$\begin{aligned} F &= \frac{0,031 \times 350,1096 \text{ ft} \times (2,6154 \text{ ft/detik})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{detik} \times 0,0411 \text{ ft}} \\ &= 28,0715 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Energi Mekanik Pompa

Dihitung dengan pers. Bernoulli untuk fluida *incompressible* (pers. 20-18 Alan Foust hal. 546).

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F + w_f = 0$$

Atau :

$$- w_f = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2 g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + F$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0, (P_1 = P_2 = 1,5 \text{ atm})$$

$$\frac{\Delta v^2}{2g_c} = 0, (v_1 = v_2; \text{ tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran})$$

$$\begin{aligned} \Delta z \frac{g}{g_c} &= 16,4042 \text{ ft} \times \frac{32,2 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb}_m / \text{lb}_f \cdot \text{detik}^2} \\ &= 16,4175 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned} -w_f &= 0 + 0 + 16,4175 + 28,0715 \\ &= 44,4890 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \end{aligned}$$

Tenaga pompa (WHP) :

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-w_f \times Q \times \rho}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= \frac{44,4980 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}_m \times 0,0034 \text{ ft}^3 / \text{detik} \times 62,3676 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{det} / \text{Hp}} \\ &= 0,017 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig. 14-37 Peters hal. 520 diperoleh efisiensi untuk kapasitas minimal = 0,2 –

0,4. (Dipilih $\eta = 0,20$), maka :

$$\begin{aligned} \text{HP} &= \frac{\text{WHP}}{\eta} \\ &= \frac{0,017 \text{ Hp}}{0,20} \\ &= 0,085 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Tenaga Motor (BHP)

Untuk HP = 0,085, dari fig. 14-38 Peters hal. 512 dipilih $\eta_{\text{motor}} = 80\%$

Maka :

$$\text{BHP} = \frac{0,085 \text{ Hp}}{0,80}$$

$$= 0,11$$

Digunakan pompa dengan tenaga motor standar sebesar = 1 Hp

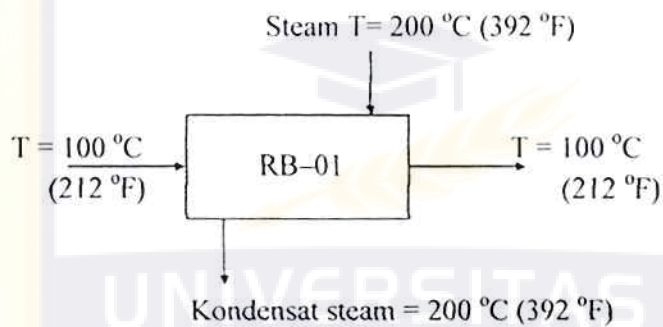


16. REBOILER DISTILAS

Kode alat : RB-01

Fungsi : Menguapkan sebagian cairan hasil bawah untuk dijadikan pemanas pada kolom.

Tipe : *Kettle reboiler*



Aliran bahan :

Shell = Bahan (fluida dingin) = 155,2000 Kg/jam = 342,1517 lb/jam

Tube = steam (fluida panas) = 355,0407 Kg/jam = 782,7176 lb/jam

Beban panas reboiler (*vaporizing*); $Q_v = 164419,3521\text{ Kkal/jam}$
 $= (652457,7464\text{ Btu/jam})$

Maka :

1. Δt vaporizing

$$\Delta t = 392 - 212 = 180\text{ }^{\circ}\text{F}$$

2. U_D dan A

Sesuai tabel 8 Kern hal. 840, untuk fluida panas steam dan fluida dingin (light organik) didapat :

$$U_D = 75 - 150\text{ Btu/jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Trial } U_D = 76,5\text{ Btu/jam ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Luas permukaan perpindahan panas (A):

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_o \times \Delta t} \\
 &= \frac{652457,7646 \text{ Btu/jam}}{76,5 \text{ Btu/jam.ft}^2 \times 180 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 47,3826 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi :

- OD = $\frac{3}{4}$ in
- BWG = 16
- ID = 0.62 in = 0,0517 ft
- a`t = 0,1963 ft²/ft
- a`t` = 0,302 in²
- Pitch triangular = 1 in
- L = 8 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube: } N_t &= \frac{A}{a_o \times L} \\
 &= \frac{47,3826 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} \\
 &= 30,2 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern hal 842 dipilih nilai yang mendekati $N_t = 30,2$ buah untuk

OD $\frac{3}{4}$ in dan Pitch triangular $P_T = 1$ in

- N_t = 30 buah
- ID *shell* = 8 in
- *Passes* (n) = 2

$$\begin{aligned}
 A_{\text{terkoreksi}} &= Nt \times L \times a_o \\
 &= 30 \times 8 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 47,1120 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D \text{ terkoreksi} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t} \\
 &= \frac{652457,7464 \text{ Btu/jam}}{47,1120 \text{ ft}^2 \times 180 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 76,9393 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}.
 \end{aligned}$$

($U_D \approx 76,5 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$, maka trial U_D dinyatakan memenuhi)

3. Tube side (fluida panas) : *steam*

a. Luas aliran, a_t

$$\begin{aligned}
 a_t &= \frac{Nt \times a_t'}{144 \times n} \\
 &= \frac{30 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,0315 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, Gt

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{W}{a_t} \\
 &= \frac{782,7176 \text{ lb/jam}}{0,0315 \text{ ft}^2} \\
 &= 24848,1778 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold , N_{Re}

$$R_{et} = \frac{D \times Gt}{\mu}$$

Pada $T_c = 392 \text{ }^\circ\text{F}$, didapat viskositas steam; $\mu = 0,0392 \text{ lb/jam.ft}$. Maka :

$$R_{et} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 24848,1778 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0392 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 32750,5745$$

d. Koefisien *heat transfer inside*, h_i

Untuk steam terkondensasi $h_i = h_{io} = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$ (Kern hal. 164)

4. *Shell side* (fluida panas) :

a. Luas aliran, a_s

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$$

Dimana : $C' = P_T - OD$

$$= 1 - \frac{1}{4}$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$B = ID_{shell}$ (baffle maksimum/minimum)

$$a_s = \frac{8 \times 0,25 \times 1,6}{144 \times 1}$$

$$= 0,0222 \text{ ft}^2$$

b. *Mass velocity*, G_s

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{342,1517 \text{ lb/jam}}{0,0222 \text{ ft}^2}$$

$$= 15412,2387 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold, R_{es}

$$R_{es} = \frac{De \times G_s}{\mu} \quad (De = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}; \text{Kern hal. 838})$$

Pada $t_c = 212$ °F, didapat sifat-sifat fisik campuran fluida dingin :

- Viskositas, $\mu = 0,0436$ lb/jam .ft
- Konduktivitas panas, $k = 0,17$ Btu/jam ft²
- Kapasitas panas, $c = 0,45$ Btu/lb °F

$$R_{es} = \frac{0,0608 \text{ ft} \times 15412,2387 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0436 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 21492,2962$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar; h_o :

$$h_o = JH \left(\frac{k}{De} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Untuk $R_{es} = 21492,2962$ dari fig. 28 Kern didapat $JH = 80$

$$h_o = \left(\frac{0,17}{0,0608} \right) \left(\frac{0,45 \times 0,0436}{0,17} \right)^{1/3} \cdot (1)$$

$$= 108,9061 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih untuk vaporizing, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{1500 \times 108,9061}{1500 + 108,9061}$$

$$= 101,5343 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{°F}$$

6. Dirt Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{101,5343 - 76,9393}{101,5343 \times 76,9393}$$

$$= 0,0031$$

Rd desain > Rd minimum = 0,0030 maka perancangan alat reboiler memenuhi syarat untuk digunakan.

7. Pressure Drop

a. Tube side

Dari fig. 29 Kern untuk $Re_t = 32750,5745$ didapat faktor friksi, yaitu $(f) = 0,00020 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

$L =$ panjang tube $= 8 \text{ ft}$

$D =$ diameter dalam tube $= 0,0517 \text{ ft}$

$s =$ spesifik grafiti $= 0,0078$

$n =$ jumlah passes $= 2$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{1}{2} \left[\frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \cdot 10^{10} \times D \times s} \right] \\ &= \frac{1}{2} \left[\frac{0,00020 \times (24848,1778)^2 \times 8 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 0,0078} \right] \\ &= 0,05 \text{ Psi} \end{aligned}$$

ΔP_t hitung < ΔP_t maksimum = 2 Psi (aliran gas), maka desain reboiler memenuhi syarat untuk digunakan.

b. Shell side

Dari fig.29 Kern untuk $Re_s = 21492,2962$ didapat faktor friksi f (0,0017 ft^2/in^2)

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left[\frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times D_e \times s} \right]$$

Panjang zona vaporizing; L_V :

$$\begin{aligned}(N + 1) &= 12 \times (L_V/B) \\ &= 12 \times (8/1,6) \\ &= 60 \text{ ft}\end{aligned}$$

D_s = diameter dalam *shell* = 8 in = 0,6667 ft

D_e = diameter ekuivalen *shell* = 0,73 in = 0,0608 ft

s = spesifik grafiti = 0,0064

Maka :

$$\begin{aligned}\Delta P_s &= \frac{1}{2} \left[\frac{0,0017 \times (15412,2387)^2 \times 0,6667 \times 60}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,0064} \right] \\ &= 0,39 \text{ Psi}\end{aligned}$$

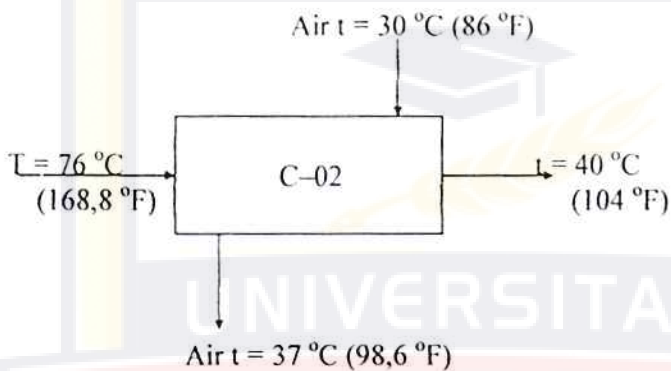
ΔP_s hitung < ΔP_s maksimum = 2 Psi (aliran gas), maka desain reboiler memenuhi syarat untuk digunakan.

17. COOLER II

Kode alat : C-02

Fungsi : Menurunkan suhu larutan alil asetat keluar dari produk atas distilasi sebelum dialirkan ke Tangki Produk Alil Asetat.

Tipe : *Double pipe*



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

- Beban panas cooler $(Q) = 14132,5086 \text{ Kkal/jam} = 56081,3833 \text{ Btu/jam}$
- Laju alir massa fluida panas $(W) = 946,9697 \text{ Kg/jam} = 2087,6757 \text{ lb/jam}$
- Laju alir massa fluida dingin $(w) = 2018,9034 \text{ Kg/jam} = 4450,9034 \text{ lb/jam}$

1. Δt ; Beda suhu sebenarnya

$$\begin{aligned} \Delta t = \text{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \\ &= \frac{(168,8 - 96,6) - (104 - 86)}{\ln \frac{(168,8 - 98,6)}{(104 - 86)}} \\ &= 38 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi : (tabel 6.2 Kern hal.110)

- IPS = $2 \times 1\frac{1}{4}$ in
- SCH = 40
- Anulus = Diameter Luar (OD) = 2,38 in = 0,1983 ft
Diameter Dalam (ID) = 2,067 in = 0,17225 ft
- Pipa = Diameter Luar (OD) = 1,66 in = 0,1383 ft
Diameter Dalam (ID) = 1,380 in = 0,1150 ft

2. *Hot Fluid* (fluida panas), *annulus* (larutan)

a. Luas aliran, a_a

$$\begin{aligned} a_a &= \frac{\pi}{4}(D_2^2 - D_1^2) \\ &= \frac{3,14}{4}(0,17225^2 - 0,1383^2) \\ &= 0,0083 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter ekuivalen (De) :

$$\begin{aligned} De &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \\ &= \frac{(0,17225^2 - 0,1383^2)}{0,1383} \\ &= 0,0762 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_a

$$\begin{aligned} G_a &= \frac{W}{a_a} \\ &= \frac{2087,6757 \text{ lb/jam}}{0,0083 \text{ ft}^2} \\ &= 251527,1928 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold; Re_a

$$Re_a = \frac{De \times Ga}{\mu}$$

Pada $T_c = \frac{104 + 168,8}{2} = 136,4$ °F didapat sifat-sifat fisik fluida dingin :

Viskositas steam, $\mu = 1,1616$ lb/jam.ft

Konduktivitas panas, $k = 0,16$ Btu/jam.ft²

Kapasitas panas, $c = 0,35$ Btu/lb.°F

$$\begin{aligned} Re_a &= \frac{0,0762 \text{ ft} \times 251527,1928 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,1616 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 16507,3543 \end{aligned}$$

d. Koefisien *heat transfer outside*; h_o :

$$h_o = JH \left(\frac{k}{De} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu \cdot w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_{et} = 16507,3543$, dari fig. 24 Kern didapat $JH = 58$

$$\begin{aligned} h_o &= 58 \left(\frac{0,16}{0,0762} \right) \left(\frac{0,35 \times 1,1616}{0,16} \right)^{0,14} \cdot (1) \\ &= 166,1118 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \end{aligned}$$

3. *Cold Fluid* (fluida dingin), Pipa (air pendingin)

a. Luar aliran, a_p

$$\begin{aligned} a_p &= \frac{\pi}{4} D^2 \\ &= \frac{3,14}{4} \times 0,1150^2 \\ &= 0,0104 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_p :

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{W}{a_p} \\ &= \frac{4550,9034 \text{ lb/jam}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\ &= 427971,4808 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold , Re_p

$$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$$

Pada $t_c = \frac{86 + 98,6}{2} = 92,3 \text{ } ^\circ\text{F}$, didapat sifat-sifat fisik fluida dingin :

Viskositas, $\mu = 1,751 \text{ lb/jam.ft}$

Konduktivitas panas, $k = 0,3605 \text{ Btu/jam.ft}^2$

Kapasitas panas, $c = 1,0 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} Re_p &= \frac{0,1150 \text{ ft} \times 427971,4808 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,7521 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 28090,1320 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam; h_i :

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_p = 28090,1320$ maka dari fig 24 kern didapat nilai $JH = 96$

$$\begin{aligned} h_i &= 96 \left(\frac{0,3605}{0,1150} \right) \left(\frac{1,7521 \times 1,0}{0,3605} \right)^{1/3} \cdot (1) \\ &= 509,7570 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 509,7570 \times \left(\frac{1,38}{1,66} \right) \\
 &= 423,7739 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

4. Koefisien perpindahan panas keseluruhan; U_c :

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{423,7739 \times 166,1118}{423,7739 + 166,1118} \\
 &= 119,3347 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

5. Koefisien perpindahan panas desain; U_D :

$$\begin{aligned}
 \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{U_c} + R_d \quad (R_d = 0,003) \\
 \frac{1}{U_D} &= \frac{1}{119,3347} + 0,0030 \\
 U_D &= 87,7193 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

6. Luas perpindahan panas yg dibutuhkan; A

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{56081,3833 \text{ Btu/jam}}{87,7193 \text{ Btu/jam.ft}^2 \times 38 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 16,8244 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 Kern hal. 844 untuk pipa 1¼ in IPS luas permukaan luar pipa per-ft panjang pipa $a_o = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$.

Panjang pipa yg dibutuhkan; L

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{a_o} \\ &= \frac{16,8244 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ &= 38,6768 \text{ ft} \end{aligned}$$

7. Luas perpindahan panas sebenarnya; A_{koreksi} :

(Digunakan 1 hairpins), maka :

$$\begin{aligned} A_{\text{koreksi}} &= 1 \times 40 \text{ ft} \times a_o \\ &= 1 \times 40 \text{ ft} \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 17,40 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

8. Koefisien perpindahan panas desain koreksi; $U_{D \text{ koreksi}}$:

$$\begin{aligned} U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{koreksi}} \times \Delta t} \\ &= \frac{56081,3833 \text{ Btu/jam}}{17,40 \text{ ft}^2 \times 38 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 84,8176 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

9. Faktor pengotoran sebenarnya; R_d :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{119,3347 - 84,8176}{119,3347 \times 84,8176} \\ &= 0,0034 \end{aligned}$$

Rd desain > Rd minimum = 0,0030, maka perancangan alat heater memenuhi syarat untuk digunakan.

10. Pressure Drop

a. Annulus side

$$\Delta F_a = \frac{4 \cdot f \cdot G_a^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D_e'}$$

$$\begin{aligned} D_e' &= (D_2 - D_1) \\ &= (0,17225 - 0,1383) \\ &= 0,03395 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re'_a &= \frac{D_e' \cdot G_a}{\mu} \\ &= \frac{0,03395 \text{ ft} \times 251257,1928 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,1616 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 4873,7790 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,24}{(Re'_a)^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,24}{(4873,7790)^{0,42}} \\ &= 0,0110 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta F_a &= \frac{4 \times 0,0110 \text{ ft} \times (251257,1928)^2 \times 40}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 56,75480^2 \times 0,03395} \\ &= 1,0166 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$V = \frac{G}{3600 \rho}$$

Rd desain > Rd minimum = 0,0030, maka perancangan alat heater memenuhi syarat untuk digunakan.

10. Pressure Drop

a. Annulus side

$$\Delta F_a = \frac{4 \cdot f \cdot G_a^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D_e'}$$

$$\begin{aligned} D_e' &= (D_2 - D_1) \\ &= (0,17225 - 0,1383) \\ &= 0,03395 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re'_a &= \frac{D_e' \cdot G_a}{\mu} \\ &= \frac{0,03395 \text{ ft} \times 251257,1928 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,1616 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 4873,7790 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,24}{(Re'_a)^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,24}{(4873,7790)^{0,42}} \\ &= 0,0110 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta F_a &= \frac{4 \times 0,0110 \text{ ft} \times (251257,1928)^2 \times 40}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 56,75480^2 \times 0,03395} \\ &= 1,0166 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$V = \frac{G}{3600 \rho}$$

$$= \frac{251527,1928 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ detik/jam} \times 57,5480 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1,2141 \text{ ft/detik}$$

$$F_t = l \left(\frac{V^2}{2g'} \right)$$

$$= l \left(\frac{1,2141^2}{2 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,0229 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_t) \times \rho}{144}$$

$$= \frac{(1,1802 + 0,0229) \times 57,5480}{144}$$

$$= 0,48 \text{ Psi}$$

ΔP_a hitung < ΔP_a maksimum = 10 Psi (aliran gas), maka desain cooler memenuhi syarat untuk digunakan.

b. Pipe side

Untuk $Re_p = 28090,1320$, didapat faktor friksi, f :

$$f = 0,0035 + \frac{0,24}{(Re_p)^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,24}{(28090,1320)^{0,42}}$$

$$= 0,0071$$

(ρ = berat jenis = $1 \text{ gr/cm}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$)

Sehingga :

$$\Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

$$= \frac{4 \times 0,0071 \times 427971,4808^2 \times 40}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 62,43^2 \times 0,1150}$$

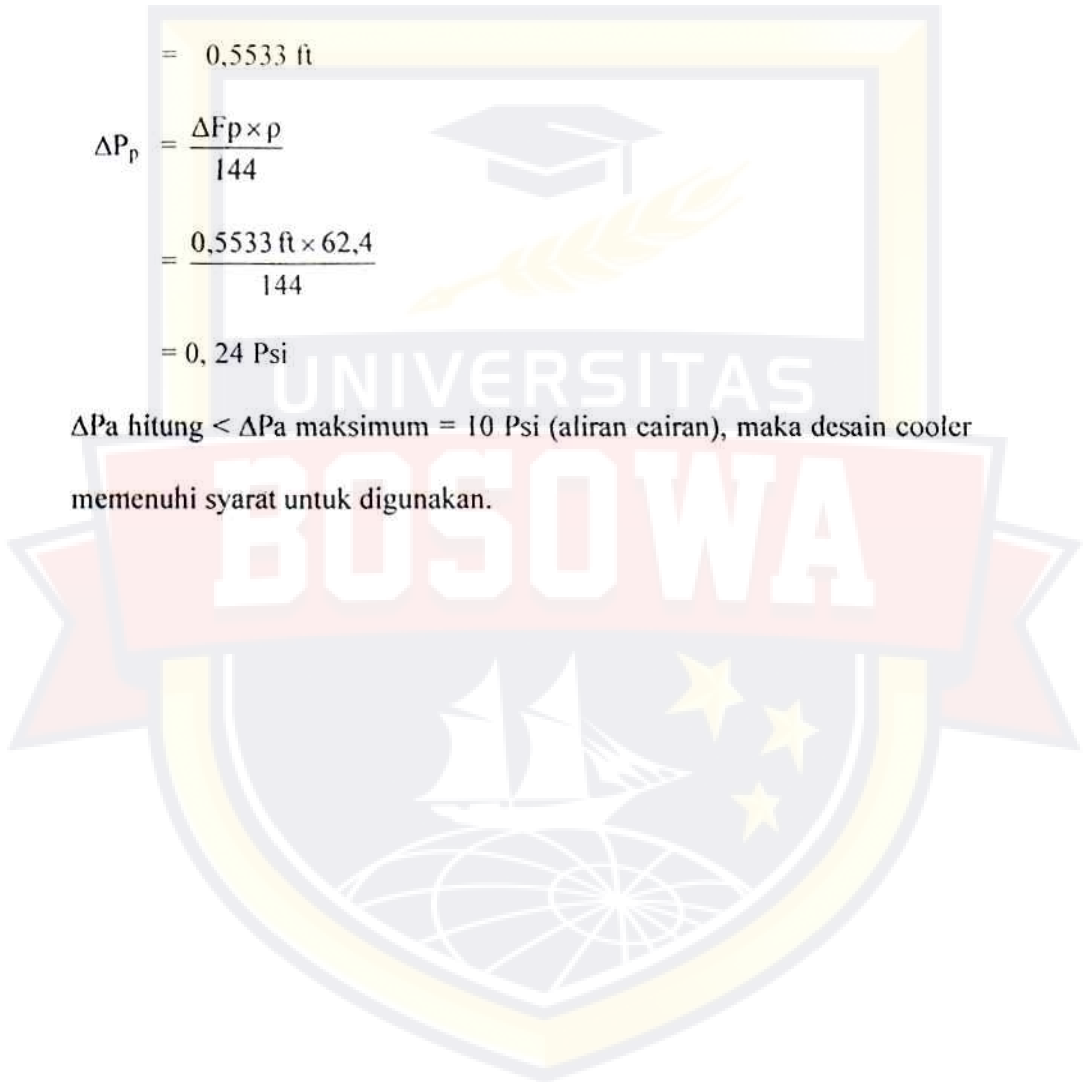
$$= 0,5533 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$= \frac{0,5533 \text{ ft} \times 62,4}{144}$$

$$= 0,24 \text{ Psi}$$

$\Delta P_a \text{ hitung} < \Delta P_a \text{ maksimum} = 10 \text{ Psi}$ (aliran cairan), maka desain cooler memenuhi syarat untuk digunakan.

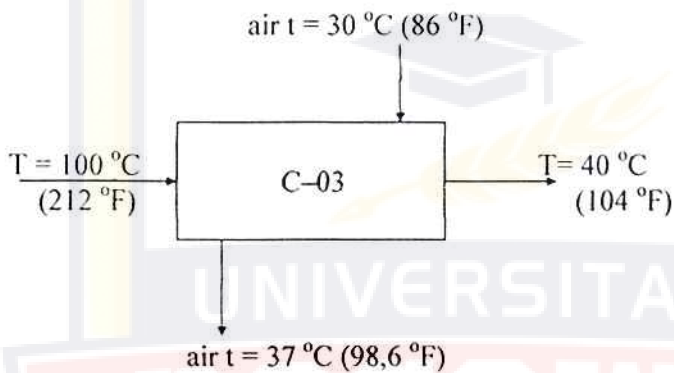


18. COOLER III

Kode alat : C-03

Fungsi : Menurunkan suhu larutan buangan keluar dari produk bawah distilasi sebelum dialirkan ke Unit Pembuangan Limbah (UPL).

Tipe : *Double pipe*



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

- Beban panas cooler (Q) = 10930,5888 Kkal/jam = 43375,3524 Btu/jam
- Laju alir massa fluida panas (W) = 192,2560 Kg/jam = 423,8448 lb/jam
- Laju alir massa fluida dingin (w) = 1561,5127 Kg/jam = 3442,4883 lb/jam

l. Δt ; Beda suhu sebenarnya

$$\begin{aligned} \Delta t &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \\ &= \frac{(212 - 98,6) - (104 - 86)}{\ln \frac{(212 - 98,6)}{(104 - 86)}} \\ &= 52 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Direncanakan menggunakan pipa dengan spesifikasi : (tabel 6.2 Kern hal.110)

- IPS = $2 \times 1\frac{1}{4}$ in
- SCH = 40
- Anulus = Diameter Luar (OD) = 2,38 in = 0,1983 ft
Diameter Dalam (ID) = 2,067 in = 0,17225 ft
- Pipa = Diameter Luar (OD) = 1,66 in = 0,1383 ft
Diameter Dalam (ID) = 1,38 in = 0,1150 ft

2. *Hot Fluid* (fluida panas), *annulus* (larutan)

a. Luas aliran, a_a

$$\begin{aligned}
 a_a &= \frac{\pi}{4}(D_2^2 - D_1^2) \\
 &= \frac{3,14}{4}(0,17225^2 - 0,1383^2) \\
 &= 0,0083 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Diameter ekuivalen (De):

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \\
 &= \frac{(0,17225^2 - 0,1383^2)}{0,1383} \\
 &= 0,0762 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_a

$$\begin{aligned}
 G_a &= \frac{W}{a_a} \\
 &= \frac{423,8448 \text{ lb/jam}}{0,0083 \text{ ft}^2} \\
 &= 51065,6386 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold; Re_a

$$Re_a = \frac{De \times Ga}{\mu}$$

Pada $T_c = \frac{104 + 212}{2} = 158^\circ\text{F}$, didapat sifat-sifat fisik fluida dingin:

Viskositas, $\mu = 1,21 \text{ lb/jam.ft}$

Konduktivitas panas, $k = 0,29 \text{ Btu/jam.ft}^2$

Kapasitas panas, $c = 0,83 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$

$$Re_a = \frac{0,0762 \text{ ft} \times 51065,6368 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,21 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 3217,3072$$

d. Koefisien *heat transfer outside*; h_o :

$$h_o = JH \left(\frac{k}{De} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu \cdot w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_a = 3217,3072$ maka dari fig. 24 Kern didapat $JH = 12$

$$h_o = 12 \left(\frac{0,29}{0,0762} \right) \left(\frac{0,83 \times 1,21}{0,29} \right)^{0,14} \cdot (1)$$

$$= 69,0640 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

3. *Cold Fluid* (fluida dingin) : pipa (air pendingin)

a. Luas aliran, a_p

$$a_p = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$= \frac{3,14}{4} \times 0,1150^2$$

$$= 0,0104 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa, G_p

$$G_p = \frac{W}{a_p}$$

$$= \frac{3442,4883 \text{ lb/jam}}{0,0104 \text{ ft}^2}$$

$$= 331008,4904 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold , Re_p

$$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$$

Pada $t_c = \frac{86 + 98,6}{2} = 92,3 \text{ } ^\circ\text{F}$, didapat sifat-sifat fisik fluida dingin :

Viskositas, $\mu = 1,7521 \text{ lb/jam.ft}$

Konduktivitas panas, $k = 0,3605 \text{ Btu/jam.ft}^2$

Kapasitas panas $c = 1,0 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$

$$Re_p = \frac{0,1150 \text{ ft} \times 331008,4904 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,7521 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 21725,9154$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam; h_i

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Untuk $Re_p = 21725,9154$ dari fig. 24 Kern didapat $JH = 70$

$$h_i = 70 \left(\frac{0,3605}{0,1150} \right) \left(\frac{1,0 \times 1,7521}{0,3605} \right)^{1/3} \dots (1)$$

$$= 371,6978 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 371,6978 \times \left(\frac{1,38}{1,66} \right) \\
 &= 309,0018 \text{ Btu /jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

4. Koefisien perpindahan panas keseluruhan; U_c :

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{309,0018 \times 69,0640}{309,0018 + 69,0640} \\
 &= 56,4476 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

5. Koefisien perpindahan panas desain; U_D :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (R_d = 0,003)$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{56,4476} + 0,0030$$

$$U_D = 48,3092 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

6. Luas perpindahan panas yang dibutuhkan; A

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \times \Delta t} \\
 &= \frac{43375,3524 \text{ Btu/jam}}{48,3092 \text{ Btu/jam.ft}^2 \times 52 \text{ } ^\circ\text{F}} \\
 &= 17,2667 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 11 Kern hal. 844 untuk pipa 1¼ in IPS luas permukaan luar pipa per-ft panjang pipa $a_o = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$.

Panjang pipa yg dibutuhkan; L :

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{a_o} \\
 &= \frac{17,2667 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\
 &= 39,7 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

7. Luas perpindahan panas sebenarnya; A_{koreksi}

Digunakan 1 hairpins, maka :

$$\begin{aligned}
 A_{\text{koreksi}} &= 1 \times 40 \text{ ft} \times a_o \\
 &= 1 \times 40 \text{ ft} \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 17,40 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

8. Koefisien perpindahan panas desain koreksi; $U_{D \text{ koreksi}}$:

$$\begin{aligned}
 U_{D \text{ koreksi}} &= \frac{Q}{A_{\text{koreksi}} \times \Delta t} \\
 &= \frac{43375,3524 \text{ Btu/jam}}{17,40 \text{ ft}^2 \times 52 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 47,9392 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ft}
 \end{aligned}$$

9. Faktor pengotoran sebenarnya; R_d :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\
 &= \frac{56,4476 - 47,9392}{56,4476 \times 47,9392} \\
 &= 0,0031
 \end{aligned}$$

$R_d \text{ desain} > R_d \text{ minimum} = 0,003$, maka perancangan alat cooler memenuhi syarat untuk digunakan.

10. Pressure Drop

a. Annulus side

$$\Delta F_a = \frac{4 \cdot f \cdot G_a^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D_e'}$$

$$D_e' = (D_2 - D_1)$$

$$= (0,17225 - 0,1383)$$

$$= 0,03395 \text{ ft}$$

$$Re'_a = \frac{D_e' \cdot G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,03395 \text{ ft} \times 51065,6386 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,21 \text{ lb/jam.ft}}$$

$$= 989,4860$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,24}{(Re'_a)^{0,42}}$$

$$= 0,0035 + \frac{0,24}{(989,4860)^{0,42}}$$

$$= 0,0181$$

Maka :

$$\Delta F_a = \frac{4 \times 0,0181 \text{ ft} \times (51065,6386)^2 \times 40}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times 62,43^2 \times 0,03395}$$

$$= 0,0682 \text{ ft}$$

$$V = \frac{G}{3600 \rho} = \frac{51065,6386 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ detik/jam} \times 62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,2272 \text{ ft/detik}$$

$$\begin{aligned}
 F_t &= 1 \left(\frac{V^2}{2g'} \right) \\
 &= 1 \left(\frac{0,2272^2}{2 \times 32,174} \right) \\
 &= 0,0008 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_a &= \frac{(\Delta F_a + F_t) \times \rho}{144} \\
 &= \frac{(0,0682 + 0,0008) \times 62,43}{144} \\
 &= 0,03 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

ΔP_a hitung < ΔP_a maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain cooler memenuhi syarat untuk digunakan.

b. *Pipe side*

Untuk $Re_p = 2175,9154$, didapat faktor friksi; f :

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,24}{(Re_p)^{0,42}} \\
 &= 0,0035 + \frac{0,24}{(2175,9154)^{0,42}} \\
 &= 0,0075
 \end{aligned}$$

(ρ = berat jenis = 62,43 lb/ft³)

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \Delta F_p &= \frac{4 \cdot f \cdot G_p^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D} \\
 &= \frac{4 \times 0,0075 \times (331008,4904^2) \times 40}{2 \times 4,18 \cdot 10^8 \times (62,43)^2 \times 0,1150} \\
 &= 0,35 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_p &= \frac{\Delta f \cdot p \times \rho}{144} \\ &= \frac{0,35 \text{ ft} \times 62,43}{144} \\ &= 0,15 \text{ Psi}\end{aligned}$$

ΔP_a hitung < ΔP_a maksimum = 10 Psi (aliran cairan), maka desain cooler memenuhi syarat untuk digunakan.



19. TANGKI PRODUK ALIL ASETAT

Kode Alat : T - 03

Fungsi : Menampung sementara produk alil asetat untuk satu bulan hasil produksi sebelum dipasarkan.

Tipe : Silinder vertikal dengan tutup atas *dishead* dan tutup bawah plat datar

Kondisi penyimpanan bahan :

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

1. Volume tangki; V_t :

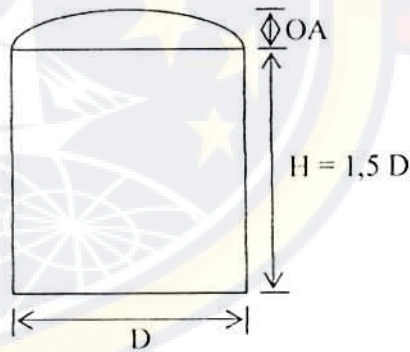
Dari perhitungan neraca massa diketahui :

Laju alir massa, $m = 946,9697 \text{ Kg/jam}$

Densitas, $\rho = 0,9218 \text{ gr/cm}^3 = 921,8 \text{ Kg/m}^3$

Volume bahan untuk 1 bulan (720 jam) penyimpanan :

$$\begin{aligned} V &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{946,9697 \text{ kg/jam} \times 720 \text{ jam}}{921,8 \text{ kg/m}^3} \\ &= 740 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Tangki dirancang dengan ketentuan :

- 90 % dari volume tangki terisi larutan
- Perbandingan tinggi (H) = 1,5 diameter (D)
- Digunakan tangki sebanyak 2 buah

Maka volume untuk 1 buah tangki :

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{V}{0,90 \times 2} \\ &= \frac{740 \text{ m}^3}{0,90 \times 2} \\ &= 411 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Dimensi tangki

Volume tangki = volume silinder + volume tutup

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder, } V_s &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot H \quad (H = 1,5 D) \\ &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot (1,5 D) \\ &= 0,375 \pi \cdot D^3 \end{aligned}$$

Volume tutup; $V_h = (0,000049 D^2)$ (Pers. 5.11 hal. 88 Brownell & Young)

(Dimana V_h dalam satuan ft^3 dari D dalam satuan in).

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= 0,375 \pi D^3 + 0,084672 D^3 \\ &= 1,2622 D^3 \end{aligned}$$

Diameter tangki :

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{V_t}{1,2622} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{411 \text{ m}^3}{1,2622} \right)^{1/3} \\ &= 6,88 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi silinder adalah :

$$\begin{aligned} H &= 1,5 D \\ &= 1,5 \times 6,88 \text{ m} \\ &= 10,32 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Tebal dinding tangki; t_s :

Untuk internal pressure, tebal dinding (Shell) dihitung dengan pers. 13-1

Brownell & Young hal. 254 :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

Dimana :

P = tekanan desain; atm

r = jari-jari tangki; cm

$$= \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} \times 6,88 = 3,44 = 344 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi diambil 1/8 in (0,3175 cm)

Diambil faktor keamanan desain 20% :

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,20 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,20 \times 1 \text{ atm} \\ &= 1,20 \text{ atm} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & young hal. 88 untuk dishead, diketahui untuk tebal

tutup: $t_n = 7/16$ in

S_f = Standard Straight Flange = $1\frac{1}{2} - 3\frac{1}{2}$ in (diambil $s_f = 2$ in = 5,08 cm)

I_{cr} = Inside Crown Radius = $1\frac{5}{16}$ in = 3,33375 cm

Maka tinggi head :

$$A = \frac{ID\ shell}{2} = \frac{688}{2}$$

$$= 344\ cm$$

$$AB = \frac{ID\ shell}{2} - tcr$$

$$= 344 - 3,33375$$

$$= 340,66625\ cm$$

$$BC = rc - tcr \quad (rc = OD\ shell = 689,5875\ cm)$$

$$= 689,587 - 3,33375$$

$$= 686,25375\ cm$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= (686,25375^2 - 340,66625^2)^{1/2}$$

$$= 595,7270\ cm$$

Bahan konstruksi yang digunakan Carbon Steel SA-212 Grade B dengan nilai $f = 17500\ Psi = 1190,5\ atm$ (tabel 13.1 hal. 251 Brownell and Young) dan diambil pengelasan type double - welded butt joint $E = 80\ %$ (tabel 13.2 hal. 254 Brownell and Young).

Maka :

$$t_s = \frac{1,20\ atm \times 344\ cm}{1190,5\ atm \times 0,80 - 0,6 \times 1,20\ atm} + 0,3175\ cm$$

$$= 0,7513\ cm$$

Digunakan tebal plat standar = 5/16 in (0,79375 cm)

4. Tebal tutup atas

Tebal tutup atas (standar *dishead*) dihitung dengan persamaan (13.12)

Brownell & Young hal. 258 :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

Dimana :

P = tekanan desain; atm

r_c = Crown radius; cm

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan = 80 %

C = faktor korosi (diambil 1/8 in = 0,3175 cm)

r_c = OD shell = ID shell + 2 x t_s

$$= 688 + (2 \times 0,79735)$$

$$= 689,5875 \text{ cm}$$

Bahan konstruksi sama dengan Shell

Maka :

$$t_h = \frac{0,885 \times 1,20 \text{ atm} \times 689,5875 \text{ cm}}{1190,5 \text{ atm} \times 0,80 - 0,1 \times 1,20 \text{ atm}} + 0,3175 \text{ cm}$$

$$= 1,0865 \text{ cm}$$

Digunakan tebal tutup standar 7/16 in (1,11125 cm)

$$b = r - AC$$

$$= 689,5857 - 595,7270$$

$$= 93,8605 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned}
 OA &= t_h + b + sf \\
 &= 1,11125 + 93,8605 + 5,08 \\
 &= 100,05175 \text{ cm} = 1 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Sehingga tinggi total tangki (H_T) :

$$\begin{aligned}
 H_T &= \text{tinggi shell (H)} + \text{tinggi tutup (OA)} \\
 &= 10,32 + 1 \\
 &= 11,32 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

5. Tebal tutup bawah

Tebal tutup bawah (plat datar) dihitung dengan menggunakan persamaan 3.16

hal. 45 Brownell & Young, yaitu :

$$t_p = \frac{P \cdot d}{2 \cdot f \cdot E} + C$$

Dimana :

P = tekanan desain; atm

d = diameter dalam shell; cm

$$= 688 \text{ cm}$$

f = tegangan yang diijinkan bahan konstruksi; atm

E = efisiensi pengelasan = 80 %

C = faktor korosi (diambil 1/8 in = 0,3175 cm)

Bahan konstruksi untuk plat tutup bawah sama dengan shell.

Maka :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{1,20 \text{ atm} \times 688 \text{ cm}}{2 \times 1190,5 \text{ atm} \times 0,80} + 0,3175 \text{ cm} \\
 &= 0,7509 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal plat standar 5/16 (0,79375 cm)

LAMPIRAN D



Skripsi by Indy 'n Irey

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

1. Perkiraan Harga Alat

Pabrik alil asetat direncanakan akan didirikan pada tahun 2011, dimana perkiraan harga alat berdasarkan harga alat pada tahun 2003.

Penentuan harga alat tahun 2011, dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$E_x = E_y \left(\frac{N_x}{N_y} \right)$$

Dimana : E_x = harga alat pada tahun 2011

E_y = harga alat pada tahun 2003

N_x = indeks harga pada tahun 2011

N_y = indeks harga pada tahun 2003

Dari tabel 13 Peters hal. 163 (*Chemical Plant Design and Operation*) dan www.eng.tips.com didapat "Annual Chemical Plant Indeks" dengan menganggap kenaikan indeks tetap tiap tahun merupakan fungsi linear, sehingga tahun dan indeks harga pada tahun yang ditentukan merupakan persamaan garis lurus. Penentuan indeks harga dilakukan dengan metode *last square* (Peters, hal. 760).

Penentuan Indeks Harga pada Tahun 2011

Tabel D-1. Penentuan Indeks Harga

No.	Tahun (X)	Indeks harga (Y)	X ²	X . Y
1.	1990	356	3960100	708440
2.	1991	361,3	3964081	719348,3
3.	1992	358,2	3968064	713534,4
4.	1993	359,2	3972049	715885,6
5.	1994	368,1	3976036	733991,4
6.	1995	381,1	3980025	760294,5
7.	1996	381,7	3984016	761873,2
8.	1997	386,5	3988009	771840,5
9.	1998	389,5	3992004	778221
10.	1999	390,6	3996001	780809,4
11.	2000	394,1	4000000	788200
12.	2001	400,	4004001	801800,7
13.	2002	405	4008004	810810
Σ	25948	4932	51792390	9845049

Bentuk umum persamaan *last squares* :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

Dimana : a = \bar{y}

$$b = \frac{\sum (\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum (\bar{x} - x)^2}$$

$$\sum (\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = \sum xy - \left(\frac{\sum x \sum y}{n} \right)$$

$$\sum (\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \left[\frac{(\sum x)^2}{n} \right]$$

Dari tabel D-1 diperoleh :

$$\sum x = 25948 \quad \bar{x} = (\sum x/n) = (25948/13) = 1996$$

$$\sum x^2 = 51792390$$

$$\Sigma (\bar{x} - x)^2 = 51792390 - \left(\frac{(25948)^2}{13} \right)$$

$$= 182$$

$$\Sigma y = 4932$$

$$\Sigma xy = 9845049$$

$$\Sigma (\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = 9845049 - \left(\frac{25948 \times 4932}{13} \right)$$

$$= 777$$

Maka didapat :

$$a = \bar{y}$$

$$= \Sigma y/n$$

$$= \frac{4932}{13} = 379,3846$$

$$b = \frac{\Sigma (\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\Sigma (\bar{x} - x)^2}$$

$$= \frac{777}{182}$$

$$= 4,2692$$

Sehingga :

$$y = 379,3846 + 4,2692 (x - 1996)$$

$$= 379,3846 + 4,2692 x - 8521,3232$$

$$= 4,2692 x - 8141,9386$$

Dimana : y = indeks harga

x = tahun

Jadi indeks harga untuk tahun 2011 adalah :

$$y = (4,2692 \times 2011) - 8141,9386$$

$$= 443,4226$$

Indeks harga untuk tahun 2003 adalah :

$$y = (4,2692 \times 2003) - 8141,9386$$

$$= 409,269$$

Contoh perhitungan harga peralatan :

1. Tangki Bahan Baku Asam Asetat

Kode : T-01

Kapasitas : $222,5 \text{ m}^3 \times 35,315 \text{ ft}^3/\text{m}^3 \times 7,481 \text{ gallon}/\text{ft}^3 = 58783 \text{ gallon}$

Tipe : Silinder vertikal dengan tutup atas dishead dan tutup bawah plat data

Bahan konstruksi : *Stainless Stell*

Jumlah : 2 buah

Berdasarkan data dari situs WWW.matches.com didapat harga alat pada tahun 2003 sebesar US\$ 48.300

$$= \text{Harga alat tahun 2003} \times \frac{\text{indeks harga tahun 2011}}{\text{indeks harga tahun 2003}}$$

$$= \text{US\$ } 48.300 \times \frac{443,4226}{409,2690}$$

$$= \text{US\$ } 52.331$$

Penentuan harga peralatan yang lain dihitung dengan metode seperti di atas dan hasil perhitungan pada tabel harga peralatan sebagai berikut :

Tabel D – 2. Harga Peralatan Proses

No.	Nama Alat	Harga/Unit 2011 (US\$)	Jumlah (buah)	Harga Total 2011 (US\$)	Sumber
1.	Tangki BB Asam Asetat	52.331	2	104.662	
2.	Pompa Larutan Asam Asetat	1.625	2	3.250	
3.	Vaporizer	7.909	1	7.909	
4.	Compressor Asam Asetat	44.963	1	44.963	
5.	Tangki Propilen	80.392	2	160.784	
6.	Expander Gas Propilen	16.252	1	16.252	
7.	Filter Udara	867	1	867	
8.	Compressor Udara	50.164	1	50.164	
9.	Heater I	1.083	1	1.083	
10.	Reaktor I	111.812	1	111.812	
11.	Expander Gas II	24.378	1	24.378	
12.	Cooler I	9.318	1	9.318	
13.	Flash Drum	11.918	1	11.918	
14.	Pompa Bottom Flash Drum	2.492	2	4.984	
15.	Heater II	975	1	975	
16.	Distilasi	92.093	1	92.093	
17.	Condenser Distilasi	14.627	1	14.627	
18.	Accumulator Distilasi	3.142	1	3.142	
19.	Pompa Refluks Distilasi	2.925	2	5.850	
20.	Reboiler Distilasi	11.593	1	11.593	
21.	Pompa Bottom Distilasi	1.408	2	2.816	
22.	Cooler II	975	1	975	
23.	Cooler III	975	1	975	
24.	Tangki Produk Alil Asetat	78.008	2	156.016	
Total Harga Peralatan Proses Pada Tahun 2011				841.406	

Total harga peralatan proses pada tahun 2011 = US\$ 841.406

Diperkirakan biaya impor, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai dilokasi 25 % dari harga alat, Jadi harga alat adalah :

$$= 1,25 \times \text{US\$ } 841.406$$

$$= \text{US\$ } 1.051.758$$

Tabel D – 3. Harga Peralatan Utilitas

No.	Nama Alat	Harga/Unit 2011 (US\$)	Jumlah (buah)	Harga Total 2011 (US\$)
1.	Tangki Pengendap	11.376	1	11.376
2.	Kation Exchanger	11.160	1	11.160
3.	Anion Exchanger	11.160	1	11.160
4.	Coling Tower	127.955	1	127.955
5.	Pompa Air Sungai	4.876	2	9.752
6.	Pompa Tangki Pengendap	4.876	2	9.752
7.	Pompa Distribusi Air	4.876	2	9.752
8.	Pompa Air Umpan Boiler	2.059	2	4.118
9.	Pompa Distribusi Air Pendingin	5.851	2	11.702
10.	Pompa Resirkulasi Air Pendingin	5.851	2	11.702
11.	Pompa Air Sanitasi	4.442	2	8.884
12.	Boiler	178.228	1	178.228
13.	Generator	119.505	1	119.505
14.	Tangki Bahan Bakar	3.900	1	3.900
15.	Tangki Saringan Pasir	25.786	1	25.786
16.	Tangki Air Umpan Boiler	1.517	1	1.517
17.	Pompa Bahan Bakar	758	2	1.516
Total Harga Peralatan Utilitas Pada Tahun 2011				557.765

Total harga peralatan utilitas pada tahun 2011 = US\$ 557.765

Diperkirakan biaya impor, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai di lokasi pabrik 25 % dari harga alat. Jadi harga alat :

$$= 1,25 \times \text{US\$ } 557.765$$

$$= \text{US\$ } 697.206$$

Tabel D – 4. Harga Peralatan yang Dibuat di Lokasi Pabrik

No.	Nama Alat	Harga/Unit 2011 (US\$)	Jumlah (buah)	Harga Total 2011 (US\$)
1.	Bak Air Sungai	57.793.200	1	57.793.200
2.	Bak Air Bersih	57.793.200	1	57.793.200
3.	Bak Air Pendingin	59.550.000	1	59.550.000
4.	Bak Air Sanitasi	26.407.500	1	26.407.500
Total Harga Peralatan yang Dibuat di Lokasi Pabrik				201.543.900

Total harga (peralatan proses + peralatan utilitas) :

$$= \text{US\$ } 1.051.758 + \text{US\$ } 697.206$$

$$= \text{US\$ } 1.748.964$$

Diambil kurs konversi 1 US\$ = Rp. 10.000

Maka harga (peralatan proses + peralatan utilitas) :

$$= \text{Rp. } 10.000/1 \text{ US\$} \times \text{US\$ } 1.748.964$$

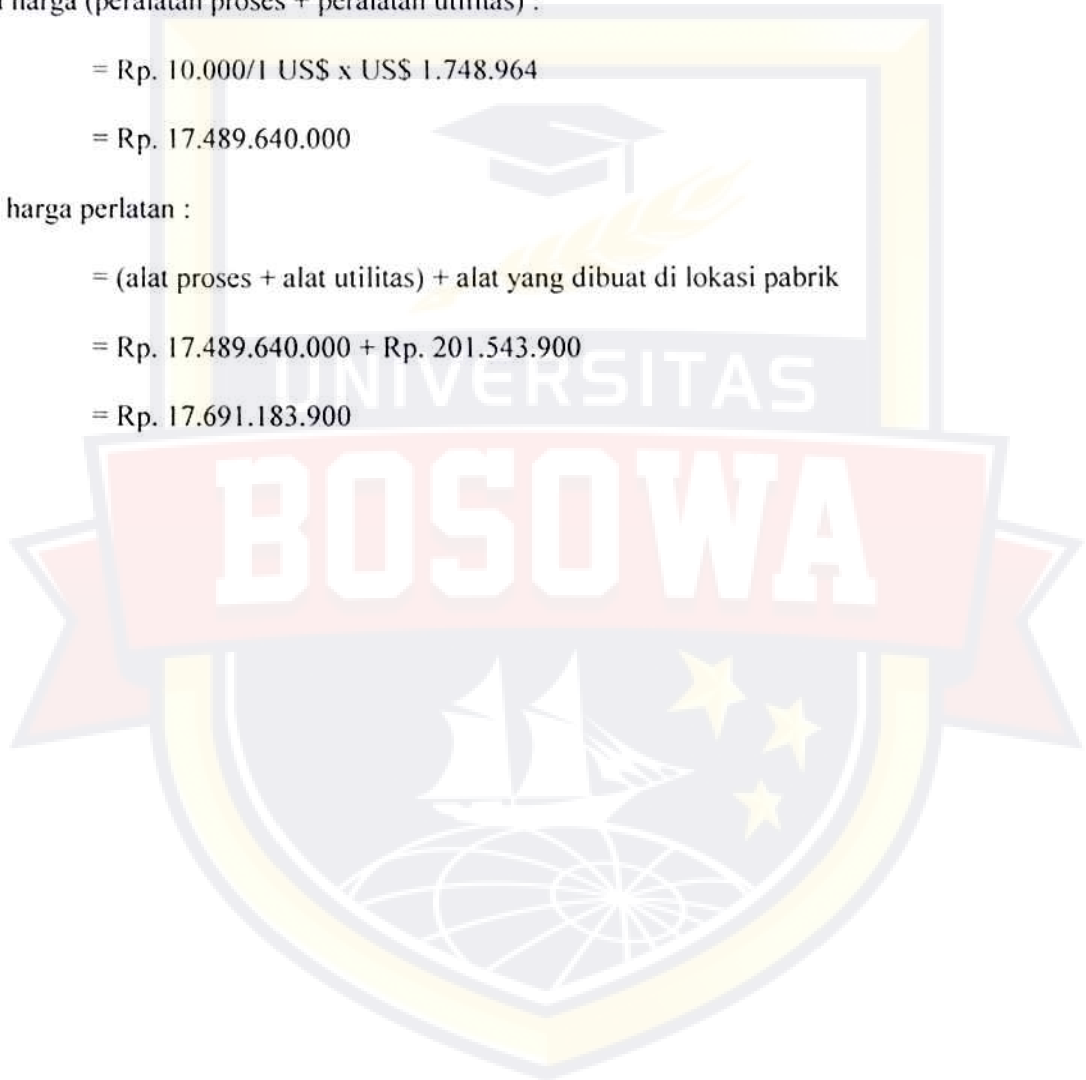
$$= \text{Rp. } 17.489.640.000$$

Total harga perlatan :

$$= (\text{alat proses} + \text{alat utilitas}) + \text{alat yang dibuat di lokasi pabrik}$$

$$= \text{Rp. } 17.489.640.000 + \text{Rp. } 201.543.900$$

$$= \text{Rp. } 17.691.183.900$$



2. Perkiraan Modal Investasi

Modal investasi dihitung berdasarkan harga peralatan dan disesuaikan dengan tabel 17. Peters halaman 183 untuk proses cair.

a. Modal tetap (*fixed capital investment*)

1. Biaya langsung (<i>direct cost</i>)	% (E)	Cost
- Harga peralatan	100 %	Rp. 17.691.183.900
- Pemasangan alat	47 % (a)	Rp. 8.314.856.433
- Instrument dan control	18 % (a)	Rp. 3.184.413.102
- Perpipaian	66 % (a)	Rp. 11.676.181.374
- Instalasi listrik	11 % (a)	Rp. 1.946.030.900
- Gudang dan perawatan	18 % (a)	Rp. 3.184.413.102
- Fasilitas dan pelayanan	70 % (a)	Rp. 12.383.828.730
- Halaman	10 % (a)	Rp. 1.769.118.390
- Tanah	6 % (a)	Rp. 1.061.471.034
Total		Rp. 61.211.496.294
2. Biaya tak langsung		
- Rekayasa dan supervise	33 % (a)	Rp. 5.838.090.687
- <u>Biaya konstruksi</u>	41 % (a)	Rp. 7.252.385.399
Total		Rp. 13.091.476.086
3. Biaya kontraktor	5 % (a)	Rp. 3.715.148.619
4. Biaya tak terduga	10 % (a)	Rp. 7.430.297.238

Total modal tetap (FCI) adalah :

$$\begin{aligned} \text{FCI} &= (1) + (2) + (3) + (4) \\ &= \text{Rp. 85.448.418.237} \end{aligned}$$

b. Modal kerja (*working capital investment*)

$$\text{WCI} = 15 \% \text{ TCI}$$

c. Modal tetap (*total capital investment*)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + 0,15 \text{ TCI}$$

$$\text{TCI} - 0,15 \text{ TCI} = \text{FCI}$$

$$0,85 \text{ TCI} = \text{FCI}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI}/0.85 \\
 &= \frac{\text{Rp. } 85.448.418.237}{0.85} \\
 &= \text{Rp. } 100.527.550.867
 \end{aligned}$$

Investasi ini direncanakan 40 % modal sendiri dan 60 % modal pinjaman dari bank dengan masa konstruksi 2 (dua) tahun. Dimana 60 % dari total investasi dikeluarkan pada tahun pertama.

a. Investasi pada tahun pertama (-1) konstruksi :

Investasi tahun pertama adalah 60 % TCI

$$\begin{aligned}
 &= 60 \% \text{ TCI} \\
 &= 60 \% \times \text{Rp. } 100.527.550.867
 \end{aligned}$$

Investasi ini terdiri dari 40 % modal sendiri dan sisanya modal pinjaman.

1. Modal sendiri

$$\begin{aligned}
 &= 40 \% \text{ TCI} \\
 &= 40 \% \times \text{Rp. } 100.527.550.867 \\
 &= \text{Rp. } 40.211.020.347
 \end{aligned}$$

2. Modal pinjaman

$$\begin{aligned}
 &= (\text{investasi tahun pertama}) - (\text{modal sendiri}) \\
 &= \text{Rp. } 60.316.530.520 - \text{Rp. } 40.211.020.347 \\
 &= \text{Rp. } 20.105.510.173
 \end{aligned}$$

Bunga pinjaman akhir tahun pertama sebesar 15 % pertahun

$$\begin{aligned}
 &= 15 \% \times \text{modal pinjaman} \\
 &= 15 \% \times \text{Rp. } 20.105.510.173 \\
 &= \text{Rp. } 3.015.826.526
 \end{aligned}$$

Total investasi tahun pertama konstruksi :

$$\begin{aligned}
 &= \text{investasi tahun pertama} + \text{bunga pinjaman} \\
 &= \text{Rp. } 60.316.530.520 + \text{Rp. } 3.015.826.526 \\
 &= \text{Rp. } 63.332.357.046
 \end{aligned}$$

b. Investasi pada akhir tahun masa konstruksi (0) :

Pada akhir masa konstruksi dikeluarkan biaya 40 % dari total investasi (TCI).

$$\begin{aligned}
 &= 40 \% \times \text{TCI} \\
 &= 40 \% \times \text{Rp. } 100.527.550.867 \\
 &= \text{Rp. } 40.211.020.347
 \end{aligned}$$

Bunga pada akhir masa konstruksi (0) :

$$\begin{aligned}
 &= 0,15 (\text{Rp. } 40.211.020.347 + \text{Rp. } 20.105.510.173 + \text{Rp. } \\
 &3.015.826.526) \\
 &= \text{Rp. } 9.499.853.557
 \end{aligned}$$

Total investasi pada akhir masa konstruksi (0) :

$$\begin{aligned}
 &= \text{modal pinjaman} + \text{bunga pinjaman} \\
 &= \text{Rp. } 40.211.020.347 + \text{Rp. } 9.499.853.557 \\
 &= \text{Rp. } 49.710.873.904
 \end{aligned}$$

Jadi total investasi yang dikeluarkan sebesar :

$$\begin{aligned}
 &= \text{investasi tahun pertama (-1)} + \text{investasi akhir konstruksi (0)} \\
 &= \text{Rp. } 63.332.357.046 + \text{Rp. } 49.710.873.904 \\
 &= \text{Rp. } 113.043.230.950
 \end{aligned}$$

3. Perhitungan Biaya Produksi dan Biaya Operasi

Biaya ini merupakan jumlah dari biaya langsung, biaya tak langsung dan biaya tetap yang berhubungan dengan proses produksi.

a. Biaya bahan baku

1. Asam Asetat

Kebutuhan (kg/jam)	= 583,2764
Harga per kg	= Rp. 25.000
Harga per tahun	= Rp. 115.488.727.200

2. Propilen

Kebutuhan (kg/jam)	= 409,9511
Harga per tahun	= Rp. 17.500

3. Katalis

Kebutuhan (kg/tahun)	= 7118,4
Harga per kg	= Rp. 50.000
Harga per tahun	= Rp. 355.920.000

Total biaya bahan baku = (1 + 2 + 3)	
	= Rp. 172.663.869.660

b. Biaya utilitas

1. Bahan bakar

Kebutuhan (liter/jam)	= 41,7
Harga per liter	= Rp. 6.550
Harga per tahun	= Rp. 2.163.229.200

2. Koagulan $\text{Al}_2\text{SO}_4 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$

Kebutuhan (kg/jam)	= 0,454
Harga per kg	= Rp. 7.500
Harga per tahun	= Rp. 26.967.600

3. Listrik

Kebutuhan (KWH)	= 151
Harga per KWH	= 1.150
Harga pertahun	= Rp. 1.375.308.000

4. Kaporit (Air Sanitasi)

Kebutuhan (kg/jam)	= 0,0396
Harga per kg	= Rp. 17.500
Harga per tahun	= Rp. 5.488.560

5. HCl 37 % (untuk regenerasi resin)

Kebutuhan (kg/jam)	= 0,109
Harga per kg	= Rp. 15.000
Harga per tahun	= Rp. 77.079

6. NaOH (untuk regenerasi resin)

Kebutuhan (kg/jam)	= 7,9394
Harga per kg	= Rp. 17.500
Harga per tahun	= Rp. 6.550.005

Total biaya bahan baku = [(1) + (2) + (3) + (4) + (5) + (6)] ·
= Rp. 3.577.620.444

c. Gaji karyawan

Tabel D – 5. Gaji Karyawan Pabrik Alil Asetat

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan (Rp.)	Total Gaji (Rp.)
1.	Direktur	1	27.500.000	27.500.000
2.	Sekretaris Perusahaan	1	5.000.000	5.000.000
3.	Staf. Sekretaris Perusahaan	3	2.750.000	8.250.000
4.	Direktur Teknik & Produksi	1	20.000.000	20.000.000
5.	Dir. Administrasi & Keuangan	1	20.000.000	20.000.000
6.	Direktur Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
7.	Kepala Litbang	1	17.500.000	17.500.000
8.	Staf Litbang	4	2.750.000	11.000.000
9.	Kepala Departemen Teknik	1	12.500.000	12.500.000
10.	Kepala Bagian Maintenance	1	7.500.000	7.500.000
11.	Kepala Bagian Teknik	1	7.500.000	7.500.000
12.	Staf Departemen Teknik	6	2.750.000	16.500.000
13.	Kepala Departemen Produksi	1	12.500.000	12.500.000
14.	Kepala Bagian Proses & Produksi	1	7.500.000	7.500.000
15.	Kepala Bagian Laboratorium	1	7.500.000	7.500.000
16.	Kepala Bagian Utilitas	1	7.500.000	7.500.000
17.	Kepala Bagian Quality Control	1	7.500.000	7.500.000
18.	Staf Departemen Produksi	6	2.750.000	16.500.000
19.	Kepala Dept. Kepegawaian	1	12.500.000	12.500.000
20.	Kepala Departemen Diklat	1	7.500.000	7.500.000
21.	Kepala Departemen Personalia	1	7.500.000	7.500.000
22.	Kepala Bag. Kesehatan & Kes. Kerja	1	7.500.000	7.500.000
23.	Kepala Bagian Keamanan	1	7.500.000	7.500.000
24.	Staf Departemen Kepegawaian	6	2.750.000	16.500.000
25.	Kepala Dept. Administrasi & Keuangan Kepala	1	12.500.000	12.500.000
26.	Bagian Anggaran & Keuangan	1	7.500.000	7.500.000
27.	Kepala Bagian Pembukuan	1	7.500.000	7.500.000
28.	Staf Dept. Administrasi & Keuangan Kepala	6	2.750.000	16.500.000
29.	Dept. Pemasaran & Pembelian	1	12.500.000	12.500.000
30.	Kepala Bagian Pemasaran	1	7.500.000	7.500.000
31.	Kepala Bagian Gudang & Pembelian	1	7.500.000	7.500.000
32.	Staf Dept. Pemasaran dan Pembelian	6	2.750.000	16.500.000
33.	Kepala Departemen Umum & Distribusi	1	12.500.000	12.500.000
34.	Kepala Bagian Distribusi	1	7.500.000	7.500.000
35.	Kepala Bagian Transportasi	1	7.500.000	7.500.000
36.	Staf Departemen Umum & Distribusi	6	2.750.000	16.500.000
37.	Perawat & K3	9	2.750.000	24.750.000
38.	Karyawan Proses & Produksi	75	3.000.000	225.000.000
39.	Karyawan Laboratorium	8	2.750.000	22.000.000
40.	Karyawan Quality Control	8	2.750.000	22.000.000
41.	Petugas Keamanan	12	2.250.000	27.000.000
42.	Sopir	5	2.000.000	10.000.000
43.	Petugas Kebersihan	9	1.750.000	15.750.000
Total		197		769.750.000

Total gaji karyawan perbulan = Rp. 769.750.000

Total gaji karyawan pertahun = 12 x Rp. 769.750.000

= Rp. 9.237.000.000

1. *Manufacturing Cost*a. Biaya produksi langsung (*direct production cost*)

1. Bahan baku	Rp. 172.663.869.660	
2. Gaji karyawan	Rp. 9.237.000.000	
3. Utilitas	Rp. 3.577.620.444	
4. Pengawasan 15 % (2)	Rp. 1.385.550.000	
5. Pemeliharaan & perbaikan 2 % FCI	Rp. 1.708.968.365	
6. Operasi supplay 0,5 % FCI	Rp. 427.242.091	
7. Laboratorium 10 % (2)	Rp. 923.700.000	
8. Paten % royalti 2 % TPC	Rp.	0,02 TPC
Total	Rp. 189.923.550.559	+0,02TPC

b. Biaya tetap (*fixed charges*)

1. Depresiasi 10 % FCI	Rp. 8.544.841.824	
2. Pajak 3 % FCI	Rp. 2.563.452.547	
3. Asuransi 0,5 % FCI	Rp. 427.242.091	
Total	Rp. 11.535.536.462	

c. Biaya pengeluaran tambahan pabrik

(*Plant overhead cost*) 5 % TPC Rp. 0.05 TPC

Jadi total *manufacturing cost* :

$$= (a) + (b) + (c)$$

$$= \text{Rp. } 201.459.487.021 + 0,07 \text{ TPC}$$

2. *Pengeluaran Umum (General Expenses)*

a. Biaya produksi	4 % TPC	Rp.	0,04 TPC
b. Biaya distribusi	5 % TPC	Rp.	0,05 TPC
c. Riset dan pengembangan	5 % TPC	Rp.	0,05 TPC
d. Pembiayaan	5 % TPC	Rp.	
Total		Rp. 5.026.377.543	+ 0,14 TPC

Maka total biaya produksi (*total product cost*)

$$\text{TPC} = \text{manufacturing cost} + \text{general expenses}$$

$$= \text{Rp. } 206.485.864.565 + 0,21 \text{ TPC}$$

$$\text{TPC } 0,21 \text{ TPC} = \text{Rp. } 206.485.864.565$$

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \frac{\text{Rp. } 206.485.864.565}{0.79} \\ &= \text{Rp. } 261.374.512.107 \end{aligned}$$

4. Harga Penjualan Produk

Produk total alil asetat = 7.500 ton/tahun = 7.500.000 kg/tahun, dengan harga jual per kg Rp. 40.900. Harga penjualan produksi per tahun (S) :

$$\begin{aligned} &= \text{Rp. } 40.900/\text{kg} \times 7.500.000 \text{ kg} \\ &= \text{Rp. } 306.750.000.000 \end{aligned}$$

5. Perhitungan Break Event Point (BEP)

Perhitungan BEP menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0,3 \text{SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{SVC} - \text{VC}} \times 100 \%$$

Dimana : S : total harga penjualan (*sales*)

FC : biaya tetap (*fixed charges*)

SVC : biaya semi variabel (*semi variabel cost*)

VC : biaya variabel (*variabel cost*)

a. Biaya tetap (FC)

1. Depresiasi (10 % FCI)	Rp.	8.544.841.824
2. Pajak (3 % FCI)	Rp.	2.563.452.547
3. Asuransi (0,5 % FCI)	Rp.	427.242.091
Total	Rp.	11.535.536.462

b. Biaya variabel (VC)

1. Bahan baku & pembantu	Rp.	172.663.869.660
2. Utilita	Rp.	3.577.620.444
3. Paten dan royalti	Rp.	5.227.490.242
Total	Rp.	181.468.980.346

c. Total harga penjualan (S)	Rp. 306.750.000.000
d. Biaya semi variabel (SVC)	
1. Pembiayaan	Rp. 5.026.377.543
2. Gaji karyawan	Rp. 9.237.000.000
3. Laboratorium	Rp. 923.700.000
4. Pemeliharaan dan perbaikan	Rp. 1.708.968.365
5. <i>Operation Suplay</i>	Rp. 427.242.091
6. <i>Plant over head cost</i>	Rp. 13.068.725.605
7. Administrasi	Rp. 10.454.980.484
8. Riset dan Pengembangan	Rp. 13.068.725.605
9. Distribusi dan penjualan	Rp. 13.068.725.605
Total	Rp. 66.984.445.300

Maka, BEP

$$= \frac{\text{Rp.11.535.536.462} + 0,3 \times \text{Rp.66.984.445.300}}{\text{Rp.306.750.000.000} - 0,7 \times \text{Rp.66.984.445.300} - \text{Rp.181.468.980.346}} \times 100 \%$$

$$= 40,35 \%$$

6. Perhitungan Shut Dwon Point (SDP)

Perhitungan SDP menggunakan persamaan :

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100 \%$$

Dimana : S : total harga penjualan (*sales*)

FC : biaya tetap (*fixed charges*)

SVC : biaya semi variabel (*semi variabel cost*)

VC : biaya vaiabel (*variabel cost*)

Maka SDP :

$$= \frac{0,3 \times \text{Rp. 66.984.445.300}}{\text{Rp.306.750.000.000} - 0,7 \times \text{Rp.66.984.445.300} - \text{Rp.181.468.980.346}} \times 100 \%$$

$$= 25,63 \%$$

7. Perhitungan Cash Flow

a. Laba kotor

$$= \text{Harga penjualan} - \text{TPC}$$

$$= \text{Rp. } 306.750.000.000 - \text{Rp. } 261.374.512.107$$

$$= \text{Rp. } 45.375.487.893$$

b. Pajak penghasilan

$$= 35\% - \text{labu kotor}$$

$$= 35\% - \text{Rp. } 45.375.487.893$$

$$= \text{Rp. } 15.881.420.763$$

c. Laba bersih

$$= \text{Laba kotor} - \text{pajak}$$

$$= \text{Rp. } 45.375.487.893 - \text{Rp. } 15.881.420.763$$

$$= \text{Rp. } 29.494.067.130$$

d. Pengembalian pinjaman direncanakan 7 tahun, dengan bunga pinjaman 15 %
pertahun. Pengembalian pinjaman untuk tahun ke-n :

$$= \frac{\text{Jumlah pinjaman}}{7 \text{ tahun}} + \text{bunga tahun ke-n}$$

$$= \frac{\text{Rp. } 72.832.210.603}{7} + \text{bunga tahun ke-n}$$

$$= \text{Rp. } 10.404.601.515 + \text{bunga tahun ke-n}$$

(Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel *cash flow*)

c. *Cash flow*

$$\begin{aligned}
 &= \text{Laba bersih} + \text{depresiasi} \\
 &= \text{Rp. } 29.494.067.130 + \text{Rp. } 8.544.841.825 \\
 &= \text{Rp. } 38.038.908.954
 \end{aligned}$$

f. *Net cash flow*

$$\begin{aligned}
 &= \text{Cash flow} - \text{pengembalian pinjaman} \\
 &= \text{Rp. } 38.038.908.954 - \text{pengembalian pinjaman}
 \end{aligned}$$

(Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel *cash flow*)

g. *Discount cash flow*

$$= \frac{\text{Net cash flow}}{(1 + 0,15)^n}$$

(Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel *cash flow*)

Return on Investment (ROI)

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{TCI}} \times 100 \% \\
 &= \frac{\text{Rp. } 45.375.487.893}{\text{Rp. } 100.527.550.867} \times 100 \% \\
 &= 54,14 \%
 \end{aligned}$$

(Syarat ROI minimum sebelum pajak = 44 % untuk industri kimia beresiko tinggi, tabel. 54 hal. 193, Aries dan Newton).

b. ROI sesudah pajak

$$= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{TCI}} \times 100 \%$$

$$= \frac{\text{Rp. } 29.494.067.130}{\text{Rp. } 100.527.550.867} \times 100\%$$

$$= 29,34\%$$

Pay Out Time

a. POT sebelum pajak

$$= \frac{\text{FCI}}{\text{Laba kotor} + \text{Depresiasi}}$$

$$= \frac{\text{Rp. } 84.448.418.237}{\text{Rp. } 45.375.487.893 + \text{Rp. } 8.544.814.824}$$

$$= 1,6 \text{ tahun}$$

(Syarat POT maksimum sebelum pajak = 2 tahun untuk industri kimia beresiko tinggi, tabel. 55 hal. 196, Aries dan Newton).

b. POT sesudah pajak

$$= \frac{\text{FCI}}{\text{Laba kotor} + \text{Depresiasi}}$$

$$= \frac{\text{Rp. } 84.448.418.237}{\text{Rp. } 29.494.067.130 + \text{Rp. } 8.544.814.824}$$

$$= 2,3 \text{ tahun}$$

Interest Rate of Return (IRR)

Untuk perhitungan IRR pada setiap tahun, untuk berbagai harga inflasi dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$\text{Present value} = \sum \left(\frac{\text{cash flow}}{(1+i)^n} \right)$$

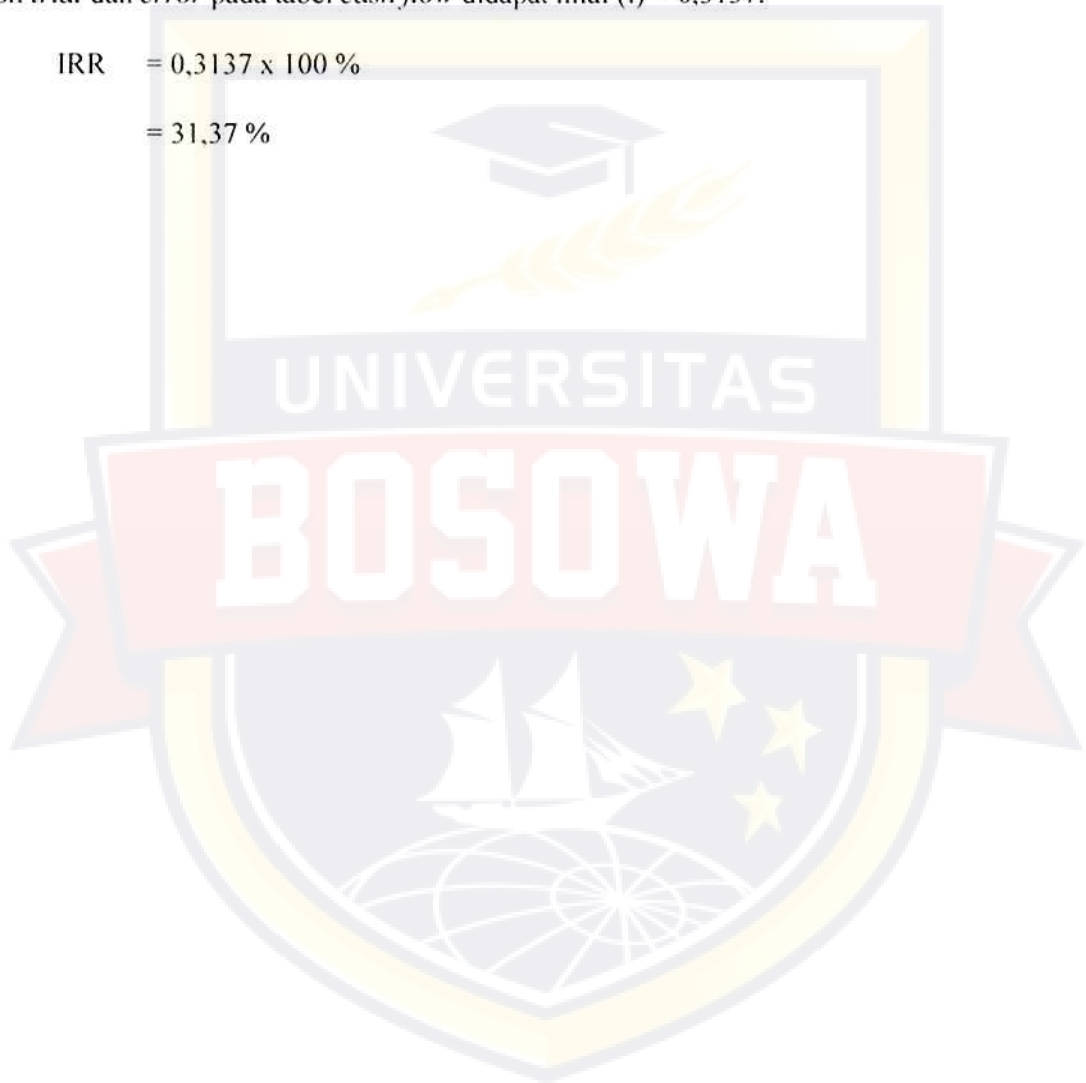
Dimana : i = inflasi

n = tahun

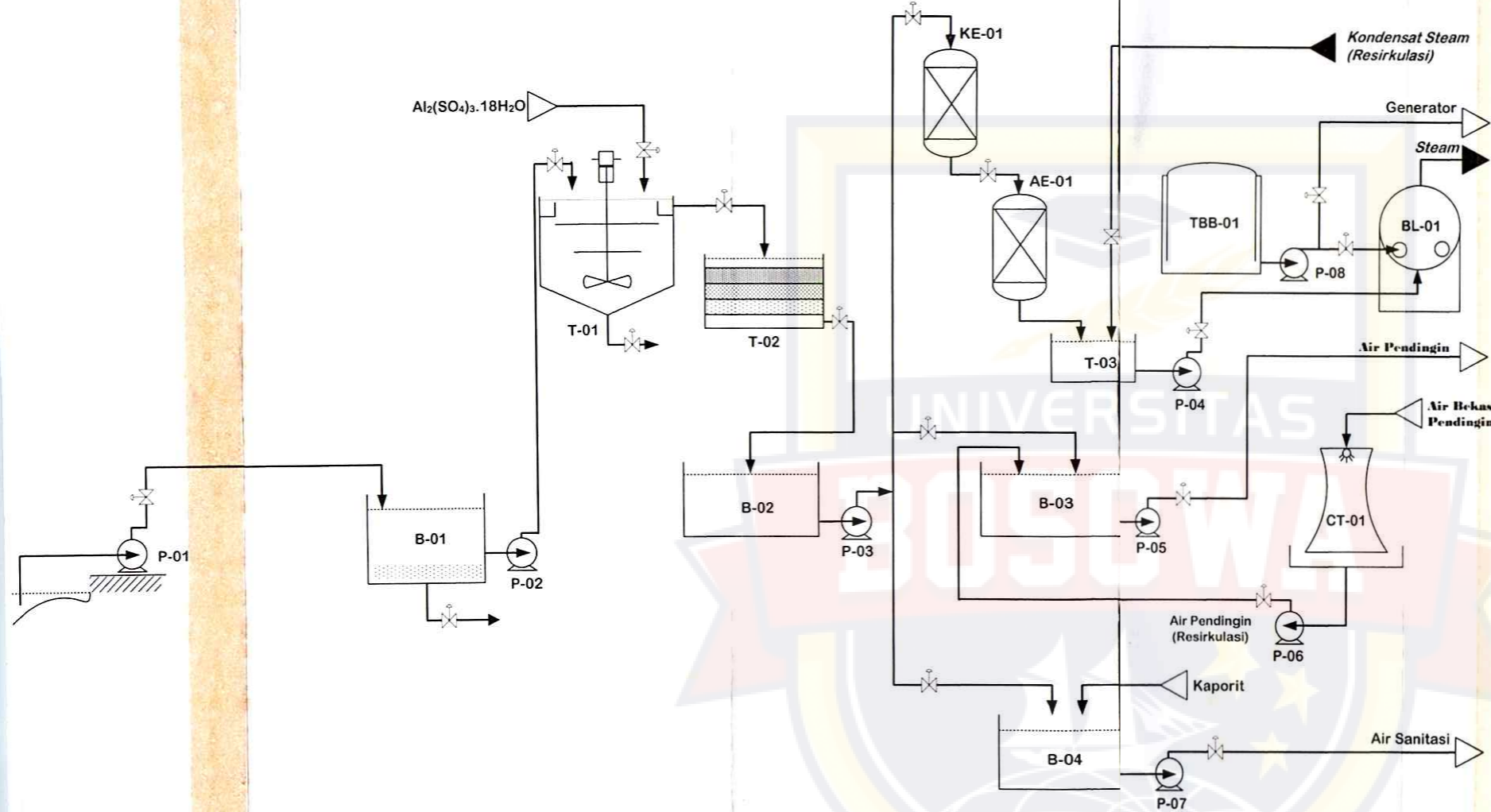
Nilai (i) didapat dengan cara *trial and error*, yaitu apabila *present value* sudah sama dengan total investasi, maka (i) yang dicoba dianggap sudah benar. Dari hasil *trial and error* pada tabel *cash flow* didapat nilai (i) = 0,3137.

$$\text{IRR} = 0,3137 \times 100 \%$$

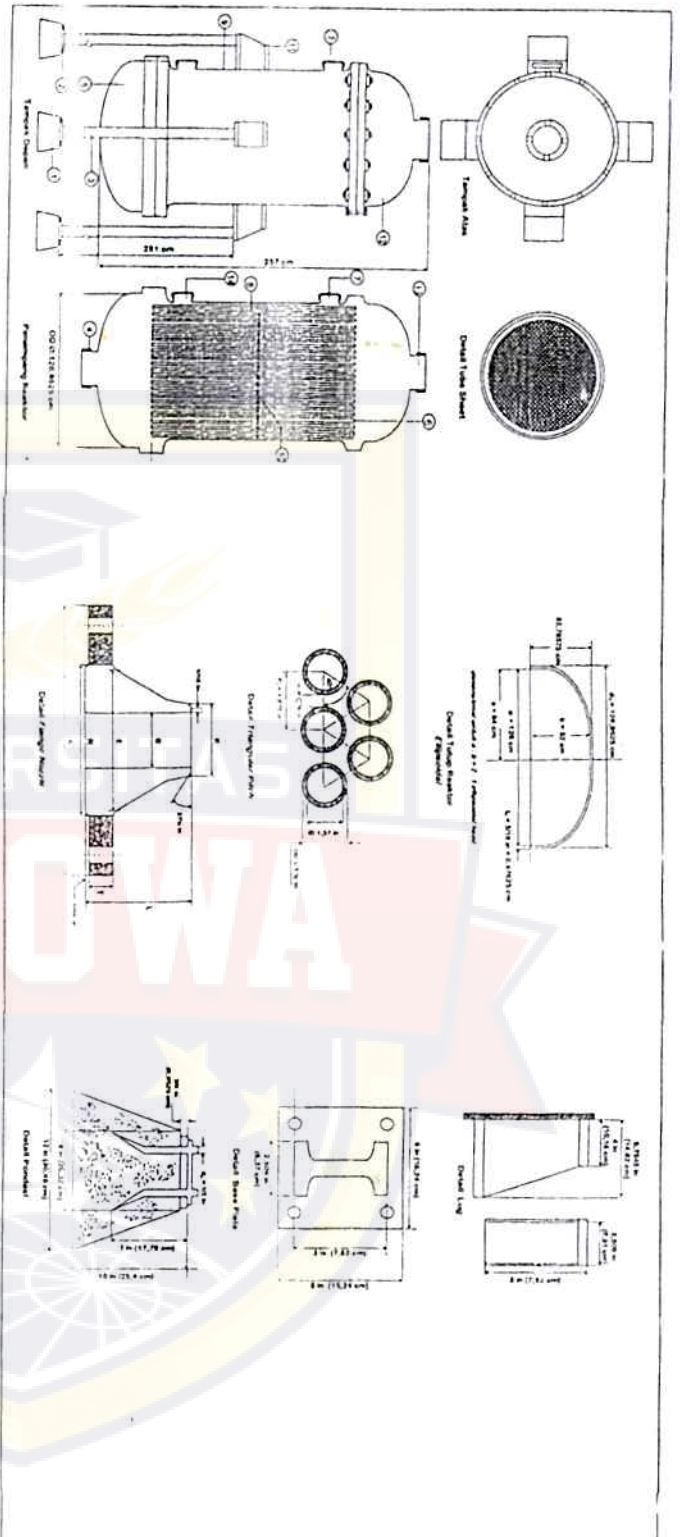
$$= 31,37 \%$$



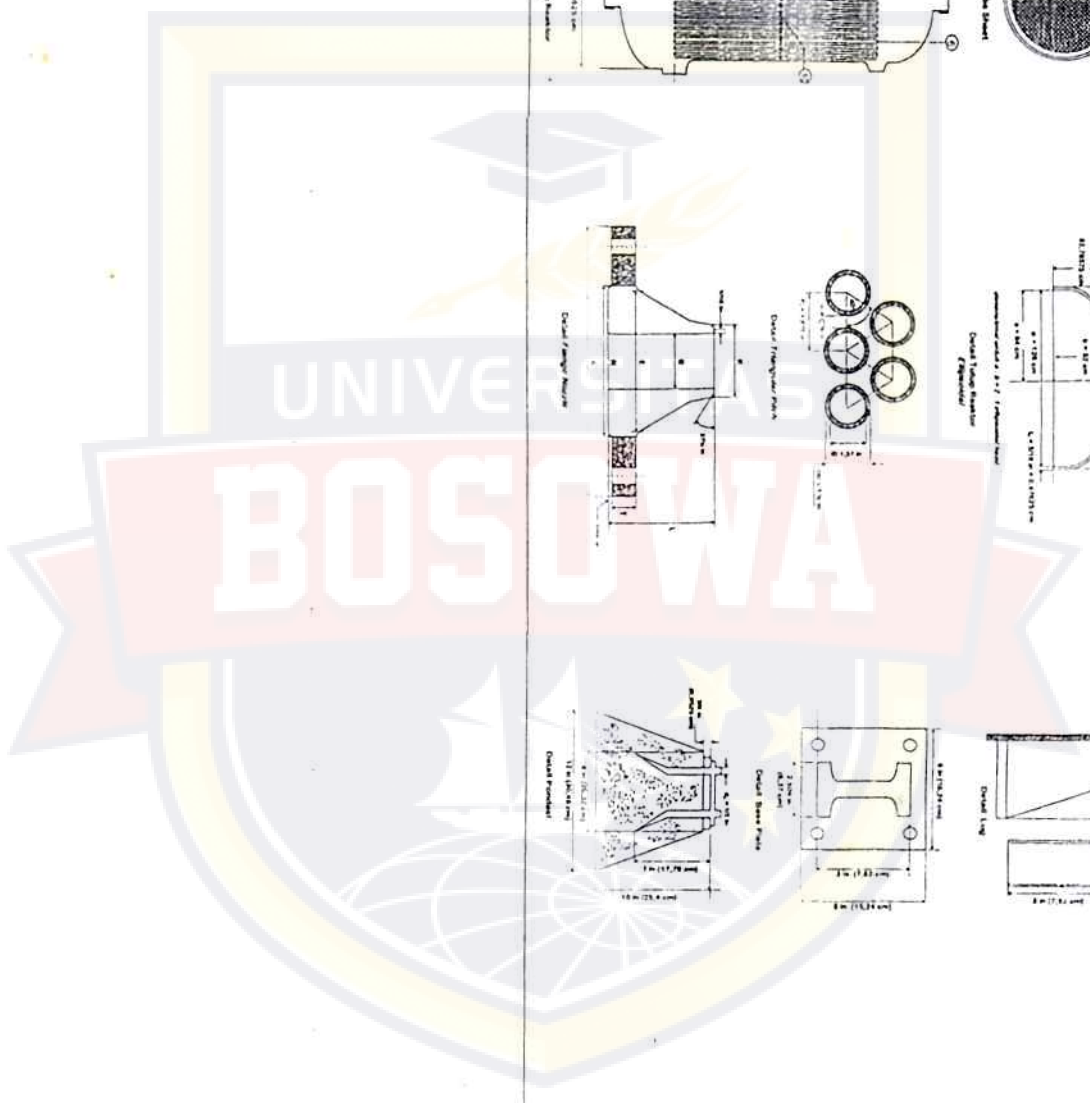
**Flow Sheet Pengolahan Air (Water Treatment)
PABRIK ALIL ASETAT**



13	TBB-01	TANGKI BAHAN BAKAR
12	B - 04	BAK AIR SANITASI
11	CT - 01	COOLING TOWER (MENARA PENDINGIN)
10	B - 03	BAK AIR PENDINGIN
09	BL - 01	BOILER
08	T - 03	TANGKI AIR UMPAN BOILER
07	AE - 01	ANION EXCHANGER
06	KE - 01	KATION EXCHANGER
05	B - 02	BAK AIR BERSIH
04	T - 02	TANGKI SARINGAN PASIR
03	T - 01	TANGKI PENGENDAP
02	B - 01	BAK AIR SUNGAI
01	P - (01-08)	POMPA
NO	KODE ALAT	NAMA PERALATAN
DIGAMBAR	1. INDAR WAHYU 45 02 044 008 2. RAHMAYANI D. 45 02 044 020	1.
		2.
DIPERIKSA	Ir. ABDUL HAYAT KASIM, MT Ir. ZULMAN WARDI, MT Ir. A. ZULFIKAR SYAIFUL, MT	1.
		2.
		3.
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PENGOLAHAN AIR (WATER TREATMENT) PABRIK ALIL ASETAT		
 JURUSAN TEKNIK INDUSTRI PROGRAM STUDY TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS "45" MAKASSAR 2007		

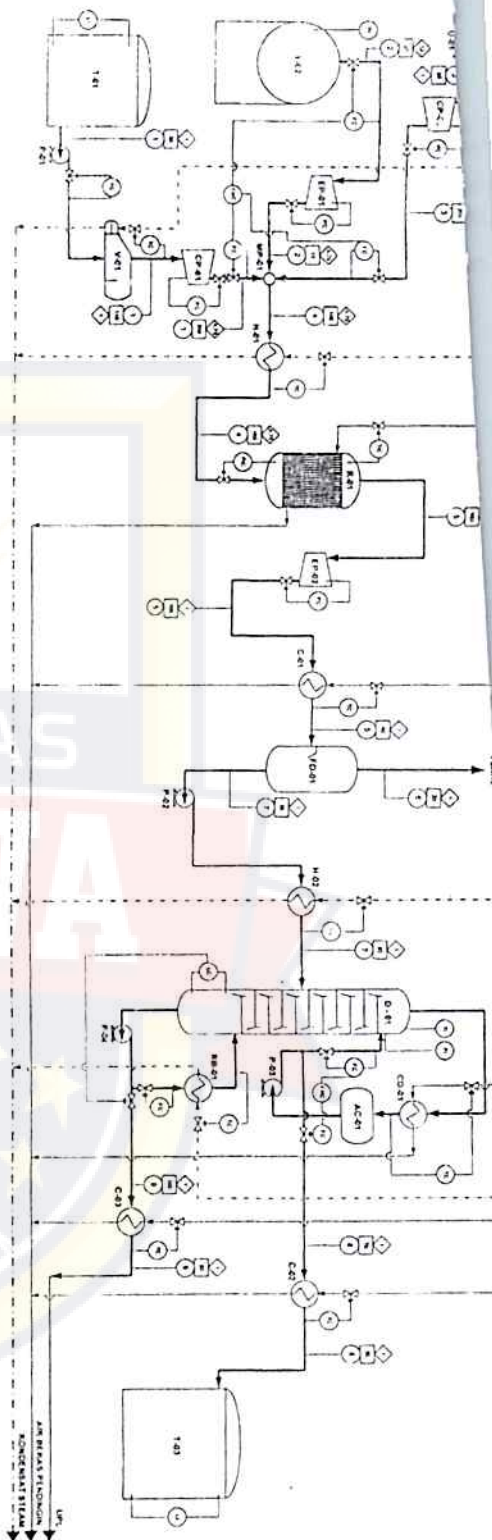


NO	QTY	REMARKS	MATERIAL
1	1	NOZZLE AIR PENYEDING MASYUK	STEEEL
2	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
3	1	TUBUH ALUMINUM (100)	ALUMINUM
4	1	BAKUL	STEEEL
5	1	SPELIFIKATOR	STEEEL
6	1	TUBUH	STEEEL
7	1	NOZZLE AIR PENYEDING KELUAR	STEEEL
8	1	TUBUH BAWAH	STEEEL
9	1	TUBUH BAWAH	STEEEL
10	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
11	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
12	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
13	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
14	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
15	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
16	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
17	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
18	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
19	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
20	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
21	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
22	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
23	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
24	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
25	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
26	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
27	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
28	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
29	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
30	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
31	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
32	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
33	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
34	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
35	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
36	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
37	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
38	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
39	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
40	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
41	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
42	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
43	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
44	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
45	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
46	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
47	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
48	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
49	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
50	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
51	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
52	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
53	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
54	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
55	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
56	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
57	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
58	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
59	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
60	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
61	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
62	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
63	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
64	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
65	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
66	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
67	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
68	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
69	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
70	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
71	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
72	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
73	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
74	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
75	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
76	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
77	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
78	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
79	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
80	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
81	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
82	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
83	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
84	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
85	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
86	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
87	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
88	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
89	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
90	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
91	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
92	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
93	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
94	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
95	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
96	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
97	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
98	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
99	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL
100	1	NOZZLE GAS KELUAR	STEEEL



PERANCANGAN ALAT UJIAN
THERMID REAKTOR

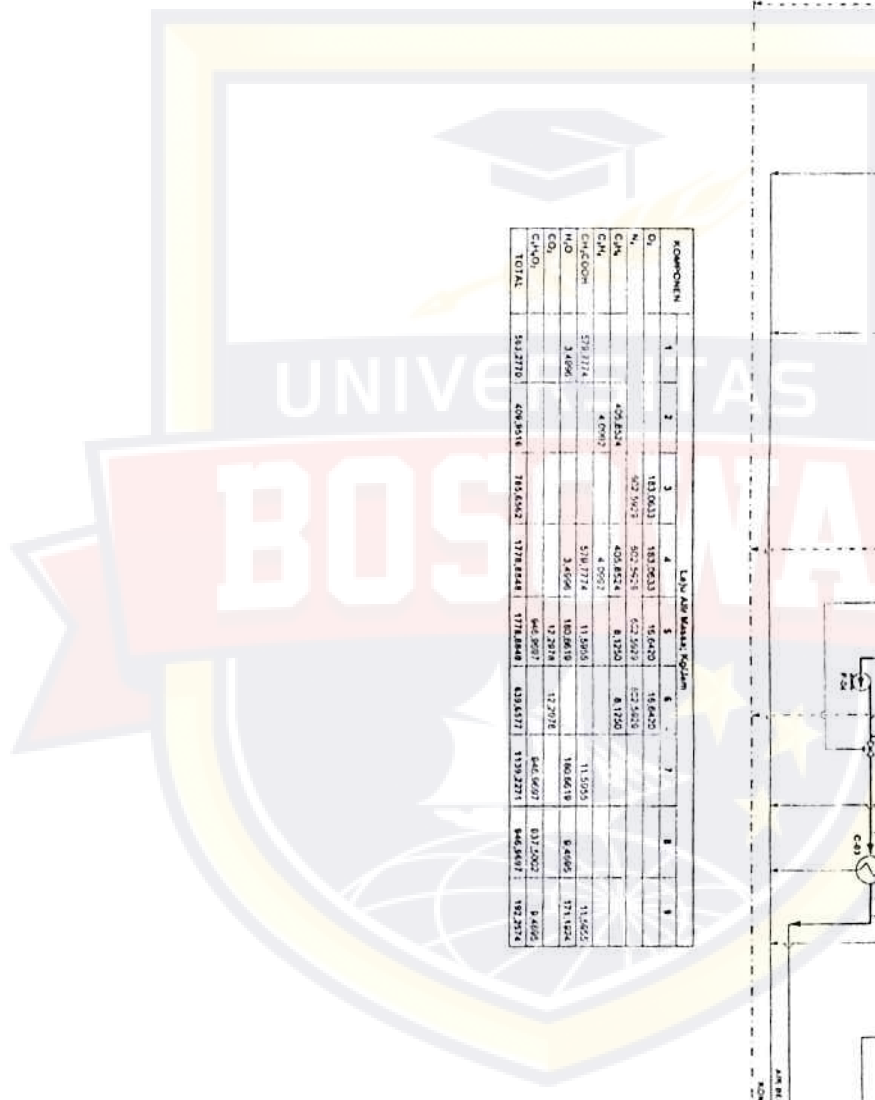
ANALISA TEKNIK INSINYUR
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS BOSOWA
2021



KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Q ₁	1810431	1813033	1816420	1819807	1823194	1826581	1829968	1833355	1836742
N ₁	427.9673	502.5623	577.1573	651.7523	726.3473	800.9423	875.5373	950.1323	1024.7273
C ₁	428.8324	428.8324	428.8324	428.8324	428.8324	428.8324	428.8324	428.8324	428.8324
C ₂	4.0992	4.0992	4.0992	4.0992	4.0992	4.0992	4.0992	4.0992	4.0992
C ₃	579.3774	579.3774	579.3774	579.3774	579.3774	579.3774	579.3774	579.3774	579.3774
H ₂ O	3.4696	3.4696	3.4696	3.4696	3.4696	3.4696	3.4696	3.4696	3.4696
CO ₂	12.2978	12.2978	12.2978	12.2978	12.2978	12.2978	12.2978	12.2978	12.2978
C ₄	642.8207	642.8207	642.8207	642.8207	642.8207	642.8207	642.8207	642.8207	642.8207
TOTAL	5432770	6283516	7134262	7985008	8835754	9686500	10537246	11388000	12238750

No	Simbol	Nama	Unit
1	PI	Pressure Indicator	
2	PC	Pressure Controller	
3	LI	Level Indicator	
4	LC	Level Controller	
5	TI	Temperature Indicator	
6	TC	Temperature Controller	
7	FC	Flow Rate Indicator	
8	FLC	Flow Rate Controller	

DOKUMEN
 1. IDENTIFIKASI
 2. RENCANA
 3. DESAIN
 4. KONSTRUKSI
 5. PEMERIKSAAN
 6. PENYERAHAN
 7. PENYERAHAN
 8. PENYERAHAN
 9. PENYERAHAN
 10. PENYERAHAN
 11. PENYERAHAN
 12. PENYERAHAN
 13. PENYERAHAN
 14. PENYERAHAN
 15. PENYERAHAN
 16. PENYERAHAN
 17. PENYERAHAN
 18. PENYERAHAN
 19. PENYERAHAN
 20. PENYERAHAN
 21. PENYERAHAN
 22. PENYERAHAN
 23. PENYERAHAN
 24. PENYERAHAN
 25. PENYERAHAN
 26. PENYERAHAN
 27. PENYERAHAN
 28. PENYERAHAN
 29. PENYERAHAN
 30. PENYERAHAN
 31. PENYERAHAN
 32. PENYERAHAN
 33. PENYERAHAN
 34. PENYERAHAN
 35. PENYERAHAN
 36. PENYERAHAN
 37. PENYERAHAN
 38. PENYERAHAN
 39. PENYERAHAN
 40. PENYERAHAN
 41. PENYERAHAN
 42. PENYERAHAN
 43. PENYERAHAN
 44. PENYERAHAN
 45. PENYERAHAN
 46. PENYERAHAN
 47. PENYERAHAN
 48. PENYERAHAN
 49. PENYERAHAN
 50. PENYERAHAN
 51. PENYERAHAN
 52. PENYERAHAN
 53. PENYERAHAN
 54. PENYERAHAN
 55. PENYERAHAN
 56. PENYERAHAN
 57. PENYERAHAN
 58. PENYERAHAN
 59. PENYERAHAN
 60. PENYERAHAN
 61. PENYERAHAN
 62. PENYERAHAN
 63. PENYERAHAN
 64. PENYERAHAN
 65. PENYERAHAN
 66. PENYERAHAN
 67. PENYERAHAN
 68. PENYERAHAN
 69. PENYERAHAN
 70. PENYERAHAN
 71. PENYERAHAN
 72. PENYERAHAN
 73. PENYERAHAN
 74. PENYERAHAN
 75. PENYERAHAN
 76. PENYERAHAN
 77. PENYERAHAN
 78. PENYERAHAN
 79. PENYERAHAN
 80. PENYERAHAN
 81. PENYERAHAN
 82. PENYERAHAN
 83. PENYERAHAN
 84. PENYERAHAN
 85. PENYERAHAN
 86. PENYERAHAN
 87. PENYERAHAN
 88. PENYERAHAN
 89. PENYERAHAN
 90. PENYERAHAN
 91. PENYERAHAN
 92. PENYERAHAN
 93. PENYERAHAN
 94. PENYERAHAN
 95. PENYERAHAN
 96. PENYERAHAN
 97. PENYERAHAN
 98. PENYERAHAN
 99. PENYERAHAN
 100. PENYERAHAN



UNIVERSITAS BOSOWA
 JALAN TALSITAN, KEMAS
 KEMAS, KABUPATEN KEMAS
 2807