

TUGAS AKHIR

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID PROSES OKSIDASI KAPASITAS 20.000 TON PER TAHUN



Oleh:

Nama	Stambuk
JAYMY ELFRAIM	45 01 044 002
HASRIANTO	45 01 044 006

FAKULTAS TEKNIK JURUSAN TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS "45" M A K A S S A R

2007

TUGAS AKHIR

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID PROSES OKSIDASI KAPASITAS 20.000 TON PER TAHUN



Oleh:

Nama	Stambuk
JAYMY ELFRAIM	45 01 044 002
HASRIANTO	45 01 044 006

FAKULTAS TEKNIK JURUSAN TEKNIK INDUSTRI

UNIVERSITAS "45" M A K A S S A R

2007

PENGESAHAN TUGAS AKHIR

Berdasarkan Surat Keputusan Dekan Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar.

Nomor : A.106/SK/FT.U-45/XI/2007. Tentang Panitia dan Penguji dan Penguji Tugas Akhir
Maka :

Pada Hari/Tanggal : Rabu / 28 Nopember 2007

Tugas Akhir Atas Nama : 1. Hasrianto (45 01 044 006)

2. Jaymy Elfrain (45 01 044 002)

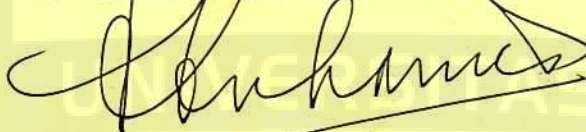
Judul Tugas Akhir : Perancangan Pabrik Asam Asetat Dari Asetaldehid Proses Oksida
Kapasitas 20.000 ton/tahun

Telah Diterima Dan Disahkan Oleh Panitia Dan Penguji Tugas Akhir Sarjana Negara Untuk
Fakultas Teknik Universitas "45" Makassar.

Setelah Dipertahankan di Depan Panitia dan Penguji Tugas Akhir Sarjana Negara Untuk
Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar Sarjana (S-1) Pada Jurusan Teknik Industri
(Program Study Teknik Kimia) Universitas "45" Makassar.

PENGAWAS UMUM :

Rektor Universitas "45" Makassar



(Prof. DR. H. ABU HAMID)

TIM PENGUJI :

Ketua Sidang : Ir. Mandasini, M.Si

Sekretaris : Hj. St. Mufida, ST, MT

Anggota : 1. Ir. Abd. Hayat Kasim, MT

2. Ir. Zulfikar Syaiful, MT

3. Al-Gazali, ST

Pembimbing : Prof. DR. Tjodi Harlim

Ir. Zulman Wardi, MT

Ridwan, ST., M.Si



Makassar, 14 Juli 2008

UNIVERSITAS 45
Fakultas Teknik



(Ir. H. Syamsul Bachri Syuaib, MT)

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Industri



(Ridwan, ST., M.Si)

PENGESAHAN TUGAS AKHIR

PRARANCANGAN PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID

PROSES OKSIDASI

KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Oleh

HASRIANTO : (45 01 044 006)

JAYMY ELFRAIM : (45 01 044 002)

Skripsi Tugas Akhir ini disusun sebagai salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik di Jurusan Teknik Industri Program Study Teknik Kimia Fakultas Teknik

Universitas "45" Makassar


Disetujui Untuk Diseminarkan

Makassar, November 2007

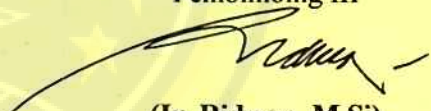
Pembimbing I


(Prof. Dr. Ir. Tjodi Harlim.)

Pembimbing II


(Ir. Zulman Wardi, MT.)


Pembimbing III


(Ir. Ridwan, M.Si)

Mengetahui :


Dekan

Fakultas Teknik


(Ir. H. Syamsul Bachri Suaib, MT)

Ketua Jurusan

Teknik Industri


(Ir. Ridwan, M.Si)



PRAKATA

Puji Syukur Kepada Tuhan Yang Maha Esa, suatu kenikmatan tersendiri dengan terwujudnya Skripsi Tugas Prarancangan Pabrik Kimia ini. Tugas akhir (TA) ini merupakan salah satu syarat untuk menyelesaikan Studi S-1 dan untuk meraih gelar Sarjana Teknik di Jurusan Teknik Industri Universitas 45 Makassar.

Tugas yang dikerjakan berjudul prarancangan pabrik Asam Asetat Dari Asetaldehid Kapasitas 20.000 Ton/Tahun dan pada kesempatan ini penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada yang terhormat :

1. Kedua Orang Tua yang telah memberikan bantuan moril material serta doa yang tulus.
2. Bapak Prof.Dr.Abu Hamid, selaku Rektor Universitas 45 Makassar
3. Bapak Ir.H.Syamsul Bachri Suaid,MT, selaku dekan Fakultas Teknik Universitas 45 Makassar
4. Bapak Ir.Ridwan,Msi, selaku Ketua Jurusan Teknik Industri Universitas 45 Makassar.
5. Bapak Prof.Dr.Ir.Tjodi Harlim, selaku dosen pembimbing I
6. Bapak Ir Zulman Wardi,MT selaku Pembimbing II,dan bapak Ir.Ridwan,Msi selaku Dosen dan Pembimbing III.
7. Bapak Muchtar, selaku Staff Administrasi Jurusan Teknik Industri
8. Segenap bapak dan ibu dosen serta staff di Fakultas Teknik, khususnya Jurusan Teknik Industri.

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 mengembangkan Ilmu Pengetahuan pada masa yang akan datang.

Wabillahi Taufiq Walhidayah

Wassalamu Alaikum Wr.Wb

Makassar, November 2007



DAFTAR ISI

Halaman

Halaman Judul i

Lembaran Pengesahan ii

Prakata iii

Daftar Isi..... iv

Inti Sari v

I. Pendahuluan I – 1

II. Uraian Proses II – 1

III. Neraca Massa III – 1

IV. Neraca Panas IV – 1

V. Spesifikasi Alat V – 1

VI. Perancangan Alat Utama VI – 1

VII. Utilitas VII – 1

VIII. Instrumen dan keselamatan kerja VIII-1

IX. Lokasi Dan Tata Letak Pabrik IX – 1

X. Bentuk Organisasi Dan Manajemen PabrikX – 1

XI. Analisa Ekonomi.....XI – 1

XII. Kesimpulan XII – 1

Daftar Pustaka

Lampiran A Perhitungan Naraca MassaA-1

Lampiran B Perhitungan Neraca PanasB-1

Lampiran C Perhitungan Spesifikasi PeralatanC-1

Lampiran D Perhitungan Analisa EkonomiD-1

INTI SARI

Asam asetat dari asetaldehid adalah salah satu bahan organik yang dipakai dalam industri tekstil dan industri farmasi.

Pabrik direncanakan didirikan di daerah Kabupaten Takalar Propinsi Sulawesi selatan dengan kapasitas produksi dirancang 20.000 ton/tahun, membutuhkan bahan baku asetaldehid 17.788 ton/tahun dan katalis mangan asetat 120 ribu kg/tahun.

Proses pembuatan asam asetat dilakukan dengan proses oksidasi asetaldehid, dimana ada 3 tahapan reaksi yang dilakukan yaitu penyiapan bahan baku, tahap reaksi, dan tahap pemurnian. Dimana bahan baku asetaldehid dipompa kedalam tangki pencampur untuk proses pencampuran dengan asetaldehid hasil recycle dari kolom distilasi sebelum dialirkan kedalam reactor dan diuapkan dengan udara pengoksidasi. Reaksi ini dilakukan dalam reactor gelembung pada kondisi suhu 65°C dan tekanan 5,1 atm dengan bantuan katalis mangan asetat. Produk asam asetat yang berupa cair dikeluarkan pada bagian samping dan disimpan dalam tangki penampungan setelah dikondensasi dan didinginkan dalam cooler, sedangkan produk yang sifatnya gas yang mengandung asetaldehid 99,7 % dikeluarkan pada bagian atas reaktor untuk di distilasi dan direcycle kembali kedalam tangki pencampur

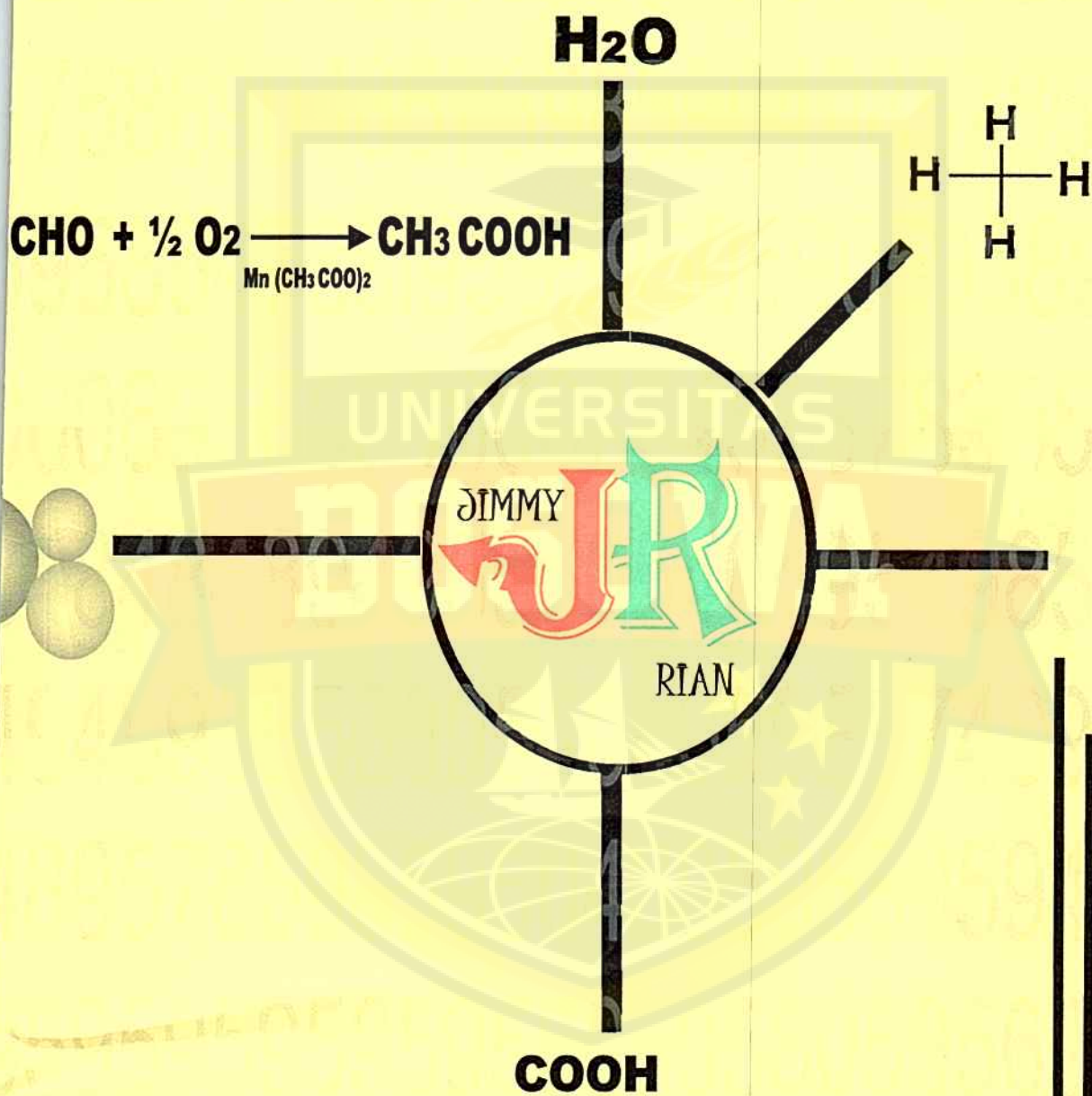
Utilitas berupa air sebesar $451,92 \text{ m}^3/\text{tahun}$, listrik 570.35 Kwh /kapasitas produk diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara dan bahan bakar jenis *Diesel Oil* sebesar 453,6 liter/tahun Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem garis dan staf, membutuhkan tenaga kerja sebanyak 155 orang yang didasarkan pada kebutuhan manajemen perusahaan dan unit-unit produksi yang ada didalam pabrik berdasarkan volume pekerjaan.

Berdasarkan perhitungan evaluasi ekonomi untuk pendirian pabrik asam asetat diatas dibutuhkan modal tetap sebesar Rp 84,9 milyar/tahun. Modal total yang diperlukan sebesar Rp. 139,5 milyar/tahun. harga jual produksi sebesar Rp. 304 milyar/tahun dengan keuntungan sebelum pajak Rp. 66,8 milyar dan sesudah pajak Rp. 33,4 milyar/tahun

Profitabilitas meliputi *Rate Of Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak berturut-turut 40,76% dan 26,50%, *Pay Out Time* (POT) sebelum dan sesudah pajak berturut-turut 2,2 Tahun dan 2,4 Tahun dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 36,23%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 19,80 % dan *Interest Rate Of Return* (IRR) sebesar 26,38 %

Berdasarkan hasil perhitungan analisa ekonomi diatas maka Pabrik Asam Asetat dari Asetaldehid dengan kapasitas 20.000 ton /tahun dapat dilanjutkan ketahap perencanaan.

B.1



PENDAHULUAN



BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang.

Asam asetat merupakan salah satu turunan dari asam karboksilat, juga dikenal dengan nama asam etanoat atau metana karboksilat acid. Pada umumnya asam asetat diproduksi dalam bentuk asam asetat pekat (diatas 90 %) yang dikenal dengan nama asam asetat glasial. Disamping itu ada juga dalam bentuk cuka (Vinegar) serta asam asetat encer yang diperoleh dari fermentasi.

Asam asetat adalah cairan yang tidak berwarna, rasa asam dan berbau tajam (menusuk), larut sempurna didalam air, alkohol, gliserol dan eter pada temperature kamar tetapi tidak larut dalam karbon sulfida dan batas eksflosif lebih kecil dari 4 % (volume dalam udara).

1.2. Tinjauan Pustaka.

A. Sejarah Singkat Asam Asetat.

Asam asetat pertama kali dikenal dalam bentuk cuka (Vinegar) yang berasal dari bahasa Perancis, yaitu dari kata "Vin" dan "Digre" yang berarti Anggur Asam. Dalam bahasa latin vinegar adalah "Acetum", dari kata inilah timbul kata asetat. Produksi cuka secara komersial dimulai pada abad ke-16, Glauber (1604-1688) pertama kali menggambarkan tentang pembuatan asam asetat dari distilasi kayu. Bangsa Romawi Kuno membuat cuka dari anggur dan selama abad pertengahan pembuatan cuka di

Perancis cukup penting bagi perkembangan perusahaan, cuka dapat diproduksi dari setiap zat yang mampu menghasilkan alkohol dengan fermentasi, anggur dan sari buah dapat dipandang sebagai bahan baku terbaik untuk memproduksi cuka. Selain itu dapat juga dibuat dari bahan-bahan gula, kanji dengan proses alkoholik dan akhirnya fermentasi asetat. Undur pokok dari cuka adalah asam asetat, unsur-unsur lainnya tergantung dari bahan baku dimana fermentasi dilakukan. Konsentrasi minimum dari asam asetat dalam cuka adalah 40 gram/liter.

Pada abad ke-18 Lavoiser mempelajari transformasi dari alkohol menjadi Asam Asetat dan menunjukkan bahwa udara dalam proses mutlak sangat diperlukan. Orang pertama yang menyatakan transformasi ini dalam perumusan kimia adalah Davy. Pada tahun 1864 Pasteur menuliskan tesis tentang "Acetic Fermentation", beliau menggambarkan bahwa pembentukan asam asetat tidak berlangsung tanpa kehidupan organisme. Konsep ini selanjutnya di dukung oleh Berzelius dan Leibiq. Mulai pada tahun 1835 Industri proses pembuatan asam asetat tidak hanya meliputi proses fermentasi, yaitu semenjak Doeberainer mengusulkan suatu alat yang dibuat dari platinum yang digunakan untuk katalis pembuatan asam asetat dengan oksidasi alkohol.

Semenjak berkembangnya produksi Acetylen secara komersial pada tahun 1900, maka perkembangan proses pembuatan asam asetat secara sintesis menggunakan acetylen sebagai bahan baku mulai pesat.

Acetylen terlebih dahulu dihidrasi menjadi acetaldehid yang kemudian acetaldehid dioksidasi menjadi asam asetat. Pabrik pertama berskala besar mengenai pembuatan asam asetat dari acetylen didirikan oleh "Hoechst" dekat Frankfurt Jerman Barat tahun 1917.

B. Proses Pembentukan Asam Asetat.

Secara umum pembuatan asam asetat dapat dikelompokkan menjadi tiga kelompok

1. Fermentasi dari alkohol
2. Distilasi kayu
3. Metode sintesis

Diantara ketiga kelompok tersebut, metode sintesis memegang peranan penting dalam industri asam asetat, yaitu oksidasi acetaldehid, oksidasi hidrokarbon dan oksidasi alkohol.

a. Oksidasi Asetaldehid.

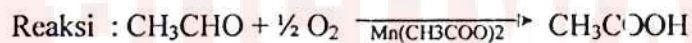
Produksi asam asetat dengan cara mengoksidasi acetaldehid telah dikembangkan lebih kurang 80 tahun yang lalu. Operasi secara komersial telah dimulai sejak 1991 di Jerman dan tahun 1920 di Amerika Serikat.

Sebagian besar kebutuhan asam asetat di dunia dihasilkan dari acetaldehyde menjadi asam asetat memegang peranan penting untuk memenuhi kebutuhan dunia.

Dalam banyak hal, proses acetaldehyde merupakan hal pokok sebagai produk antara dari asam asetat, yang mana ada empat jalur dalam pembuatan acetaldehyde :

1. Dehidrogenation fase uap atau oksidasi dari ethyl alkohol.
2. Hydrasi dari acetylene fase cair.
3. Oksidasi temperatur tinggi dari hidrokarbon jenuh.
4. Oksidasi etilene fase cair.

Oksidasi fase cair secara kontinyu dari acetaldehyde pada umumnya dapat dihasilkan dengan menggunakan udara atau oksigen dan memakai asam mangan asetat sebagai katalis.



Campuran hasil reaksi mengandung acetaldehyde encer dan larutan mangan asetat disirkulasi melalui puncak menara oksidasi. Kondisi reaksi dengan menggunakan udara berkisar antara 55°C sampai 65°C pada tekanan 70 sampai 75 Psi (+ 5 atm), bila menggunakan oksidasi murni temperaturnya 70°C sampai 80°C pada tekanan yang dijaga dan dipertahankan acetaldehyde tetap cair. Oksigen sering diencerkan dengan udara 5 % guna mempertahankan reaksi dan untuk menghindari over oksidasi yang dapat mengakibatkan kelebihan kualitas produk sampingan. Campuran hasil diambil dari bagian atas menara oksidasi dan kemudian dipisahkan secara kontinyu dalam kolom distilasi.

b. Oksidasi Langsung Dari Etanol.

Proses oksidasi ini berlangsung dengan keadaan udara dan uap etanol dengan kemurnian yang tinggi dan mengeluarkan panas yang tinggi. Reaksi berlangsung pada temperatur 540 sampai 550°C dan tekanan 25 sampai 30 Psi. Waktu reaksi yang dibutuhkan sangat singkat dengan menggunakan katalis perak berbentuk kabut, dapat terkondensasi 50 – 55 % per "Pass" dengan menggunakan produk 85 sampai 95 %.

Acetaldehid yang terbentuk serta sisa etanol yang tak bereaksi terbawa gas kemudian dikondensasikan dengan menggunakan air refrigerant, yang selanjutnya diskrub dalam menara scrubber. Cairan yang berasal dari bawah menara scrubber terdiri dari tiga komposisi : air, acetaldehyde dan alkohol. Ketiga komponen ini dipisahkan berturut-turut dalam dua buah menara destilasi, dimana pada menara pertama produk atasnya sebagai acetaldehyde dan alkohol, sedangkan produk bawah berupa air. Campuran alkohol dan acetaldehyde pada menara distilasi tahap kedua, dimana acetaldehyde yang diperoleh pada bagian atas menara dibawa ke reaktor oksidasi untuk pembuatan asam asetat, sedangkan produk bawah berupa alkohol direcovery kembali.

c. Oksidasi Fase Cair Hidrokarbon Rantai Lurus.

Dengan menggunakan katalis yang sesuai, oksidasi ini akan menghasilkan asam asetat sebagai produk akhir dari produk antara seperti eter dan keton. Oksidasi berkesinambungan dari hidrokarbon alifatik

rendah seperti propana, normal butana berlangsung pada temperatur 125 sampai 225°C dengan tekanan 200 sampai 2000 Psi yang menggunakan udara, oksigen yang diencerkan dengan gas inert sebagai oksidizing agent. Asam asetat atau asam-asam organik lainnya dapat digunakan sebagai solvent untuk oksidasi hidrokarbon. Katalis oksidasi meliputi sebagai garam asam organik, garam logam alkali digunakan dalam jumlah yang berbeda sebagai moderator katalis untuk mengendalikan reaksi oksidasi produk antara. Untuk bertekanan dan butana dimasukkan kedalam reaktor dengan mengendalikan laju alir agar sempurna penyediaan oksigen. Uap yang keluar dari atas reaktor mengandung air, hidrokarbon yang tidak bereaksi dan hasil oksigen masuk keserangkaian kondensor yang beroperasi pada 0 sampai 120°C. Nitrogen dan gas-gas lain terpisah, nitrogen akan digunakan untuk menggerakkan turbin penggerak kompresor yang digunakan dalam proses dan hidrokarbon yang tidak bereaksi dikembalikan ke dalam reaktor. Pemisahan ini berlangsung dalam dekanter, sedangkan kondensat adalah merupakan larutan dalam air. Larutan ini terdiri dari asam asetat, ester, keton, dan alkohol yang kemudian dipisahkan dengan menara destilasi.

d. Sintesa Alkohol – Karbon Monoksida

Sintesa ini dikembangkan oleh Du Pont untuk produksi langsung asam asetat dalam sejumlah proses termasuk asam fosfor, logam-logam oksida karbon alifatik dan kobal karbonal sebagai katalis. Proses ini dikerjakan di Amerika Serikat dan dibangun oleh Bardische. Anilin dan

soda pabrik, proses ini memakai metanol dan karbon monoksida turunan dari unit dasar dalam gas alam. Karbon monoksida pertama dikombinasikan dengan hidrogen menghasilkan metanol yang direaksikan dengan penambahan karbon monoksida untuk mendapatkan asam asetat.



Gas karbon monoksida digelembungkan melalui cairan metanol didalam suatu reaktor pada temperatur 410°F dan tekanan 7500 Psi yang menggunakan katalis kobal carbinium.

Hasil reaksi dikeluarkan melalui bagian atas reaktor dalam bentuk cairan, sedangkan yang berbentuk gas didinginkan sampai temperatur 100°F lalu alkohol dipisahkan dalam separator dan dikembalikan kedalam reaktor. Gas sisa dari separator masuk kebagian bawah menara absorpsi lalu kemudian dimasukkan produk cair dari reaktor yang sudah didinginkan. Karbon monoksida akan lolos dari puncak menara dan dikembalikan ke reaktor. Sedangkan cairan dari bawah menara absorber diturunkan tekanannya untuk membuang gas-gas CO₂. cairan yang tersisa terdiri dari asam asetat, air, metil asetat dan katalis yang kemudian dipisahkan dengan cara distilasi di seksi recovery. Secara teoritis Yield proses ini 72 % asam asetat berdasarkan metanol yang dipakai.

Untuk mendapatkan pabrik yang fleksibel dan menguntungkan, maka perlu dilakukan seleksi kembali.

e. Kegunaan Asam Asetat.

Sebagaimana yang telah diketahui, asam asetat merupakan produk antara yang kemudian digunakan dalam industri lain sebagai bahan baku. Untuk asam asetat digunakan sebagai bahan baku pembuatan " Acetic Anhydrit dan Venyl Asetat" dan "Selulosa Asetat" (Hatch Lewis.F,1981). Selain itu asam asetat banyak digunakan dalam industri kimia, baik sebagai bahan baku maupun sebagai bahan pembantu, antara lain :

- Pada industri tekstil, cat
- Untuk pembuatan selulosa dan plastik-plastik asetat.
- Sebagai bahan pelarut organik
- Untuk pigmen, misalnya paris green
- Untuk pembuatan asetamida, ester asam asetat (metil, etil, butil, propil dan amil asetat)
- Digunakan dalam industri farmasi serta untuk solven dan katalis.

d. Pemilihan Proses.

Untuk mendapatkan pabrik yang fleksibel dan menguntungkan, maka perlu dilakukan seleksi proses. Proses yang dipilih adalah oksidasi acetaldehyde karena berdasarkan bahan baku yang digunakan, biaya produksi yang ditrakan lebih rendah dibandingkan dengan menggunakan

acetylene, pemakaian energi lebih hemat, katalis hasil Yield cukup tinggi, kemurniannya dapat mencapai 95 % dan peralatan yang digunakan tidak sebanyak bila menggunakan bahan baku acetylen.

Pemilihan Proses Berdasarkan Perbandingan Dengan Proses Lainnya.

No	Proses	Keuntungan	Kerugian
1.	Oksidasi asetaldehid	<ul style="list-style-type: none"> ➢ Bahan baku diperoleh dengan mudah ➢ Konversi yang dihasilkan cukup tinggi yakni 95% ➢ Tahapan reaksi hanya sekali sehingga peralatan yang digunakan sederhana. 	Membutuhkan steam dan pendingin yang banyak
2.	Oksidasi langsung dari Etanol	Aikohol yang merupakan produk bawah distilasi dapat direcycle kembali.	<ul style="list-style-type: none"> ➢ Konversi reaksi hanya 55% Suhu operasi cukup besar ($540-550^{\circ}\text{C}$) sehingga diperlukan control suhu yang lebih ketat.
3.	Oksidasi fase cair hidrokarbon rantai lurus.	Oksidasi ini menghasilkan asam asetat dan juga menghasilkan produk antara, seperti eter dan keton.	<ul style="list-style-type: none"> ➢ Menggunakan tahapan reaksi yang cukup panjang untuk memperoleh produk utama.

			➤ Tekanan operasi antara 200-2000 Psi sehingga memerlukan pengawasan ketat. ➤ Tekanan operasi sebesar 7500 Psi sehingga diperlukan pengawasan ketat.
4.	Sintesa alkohol dan karbon monoksida	Alkohol sebagai produk dipisahkan didalam separator	

1.3. Tujuan Didirikannya Pabrik

Tujuan perancangan pabrik asam asetat ini didukung oleh beberapa faktor yaitu:

1. Kebutuhan akan asam asetat yang meningkat terus-menerus dari tahun ketahun
2. Dengan mendirikan pabrik diharapkan dapat menyerap tenaga kerja sehingga mengurangi tingkat pengangguran.
3. Dukungan yang diberikan oleh pemerintah dalam rangka era industrialisasi di Indonesia.

Dengan adanya beberapa faktor tersebut dapat diharapkan pendirian asam asetat dapat terlaksana dan mempunyai prospek yang cukup baik di Indonesia. Pertumbuhan yang luar biasa dalam industri penggunaan asam asetat ini semakin bertambah. Dalam tahun-tahun

belakangan ini permintaan akan produk ini semakin meningkat sebab untuk digunakan dalam pembuatan produk-produk dalam berbagai industri-industri kimia.

1.4 Pesifikasi Bahan Baku dan Produk.

b. Bahan Baku

Asetaldehid :

- ◆ Rumus molekul : CH_3CHO
- ◆ Berat molekul : 44 gr/mol
- ◆ Melting point : $-123,5^\circ\text{C}$
- ◆ Boiling point : $20,4^\circ\text{C}$
- ◆ Densitas (20°C) : 0,7833 gr/mol
- ◆ Panas laten campuran (1 atm) : 17,6 kal/gr
- ◆ Panas laten penguapan (1 atm) : 6,01 kal/gr
- ◆ Viskositas (15°C) : 0,02456 cgs/unit
- ◆ Indeks bias : 1,3316
- ◆ Tekanan uap (10°C) : 503,4 mmHg

Air.

- ◆ Rumus molekul : H_2O
- ◆ Berat molekul : 18 gr/mol
- ◆ Melting poin : 0°C
- ◆ Boiling point : 100°C

- ◆ Densitas : 998 kg/m³
- ◆ Heat Vaporization : 40,683 J/mol
- ◆ Panas laten : 539,0 kkal/kg
- ◆ Suhu kritis : 374,5°C
- ◆ Tekanan kritis : 220,5 bar

→ Panas Penguapan

c. Katalis.

Mangan asetat

- ◆ Rumus molekul : Mn (CH₃COO)₂
- ◆ Berat molekul : 173 gr/mol
- ◆ Density : 1,59 gr/cm³
- ◆ Kelarutan : larut baik dalam air dan alcohol
- ◆ LD50 orally in rats : 3,73 gr/kg.

(Sumber : the Merk Index, Ninth Edition)

d. Sifat Produk

Asam asetat merupakan cairan tak berwarna yang larut dalam air, etanol, eter. Merupakan pelarut yang baik untuk zat-zat organik, tetapi tidak larut dalam karbon sulfida. Serta banyak digunakan sebagai bahan baku maupun sebagai bahan pembantu dalam industri kimia.

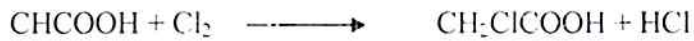
1. Sifat Fisik Asam Asetat.

a. Rumus molekul	: CH_3COOH
b. Berat molekul	: 60 gr/mol
c. Titik lebur	: $16,6^\circ\text{C}$
d. Titik didih (1 atm)	: $118,8^\circ\text{C}$
e. Density (20°C)	: $1,0492 \text{ gr/cm}^3$
f. Tekanan kritis	: 57,2 atm
g. Tegangan permukaan (20°C)	: $27,6^\circ\text{C}$
h. Temperatur kritis	: $321,6^\circ\text{C}$
i. Titik nyala	: $130,0^\circ\text{F}$ ($54,5^\circ\text{C}$)
j. Viskositas (20°C)	: 1,22 cp
k. Panas pembentukan	: - 166,2 kkal/mol
l. Panas peleburan ($16,7^\circ\text{C}$)	: 44,7 kal/gr
m. Panas kelarutan (18°C)	: 0,3 kal/gr
n. Panas penguapan (118°C)	: 96,87 kal/gr
o. Batas keamanan dalam udara	: 4 % volume

2. Sifat Kimia Asam Asetat.

Ciri khas reaksi kimia dari asam asetat dalam pembentukan zat Organik dan garam an organik, halogenasi, pembentukan amida, nitril, dan asam klorida.

- ◆ Reaksi halogenasi



- ◆ Reaksi pembentukan amida



- ◆ Reaksi pembentukan nitril



- ◆ Reaksi pembentukan asam klorida



- ◆ Reaksi pembentukan garam dengan basa.



1.3 Penentuan Kapasitas Produksi.

Di Indonesia saat ini untuk memenuhi kebutuhan asam asetat masih harus didatangkan dari luar negeri. Asam asetat tersebut kebanyakan di import dari Negara seperti Jepang, Cina, USA, dan negara-negara Eropa lainnya. Menurut data dari Balai Pusat Statistik Makassar, import asam asetat mengalami peningkatan dari tahun ke tahun, seperti yang diperlihatkan pada tabel dibawah ini :

Data Import Asam Asetat Di Indonesia

No.	TAHUN	KEBUTUHAN (kg/Thn)
1.	2001	13.278.521
2.	2002	15.573.053
3.	2003	18.973.250
4.	2004	20.530.532
5.	2005	22.548.989

Sumber : BPS, Makassar 2006

Direncanakan pabrik akan mulai didirikan pada tahun 2008 dan akan beroperasi secara kontinyu selama 300 hari / tahun. Berdasarkan tabel import asam asetat diatas, pada tahun 2008 diperkirakan import asam asetat sebesar 30.000.000 kg/ tahun. Maka ditetapkan kapasitas rancangan pabrik Asam Asetat pada tahun 2008 sebanyak 20.000.000 kg/ tahun atau 20.000 ton/ tahun dengan pertimbangan pabrik dirancang hanya untuk memenuhi 70 % dari kebutuhan Asam Asetat dalam negeri.

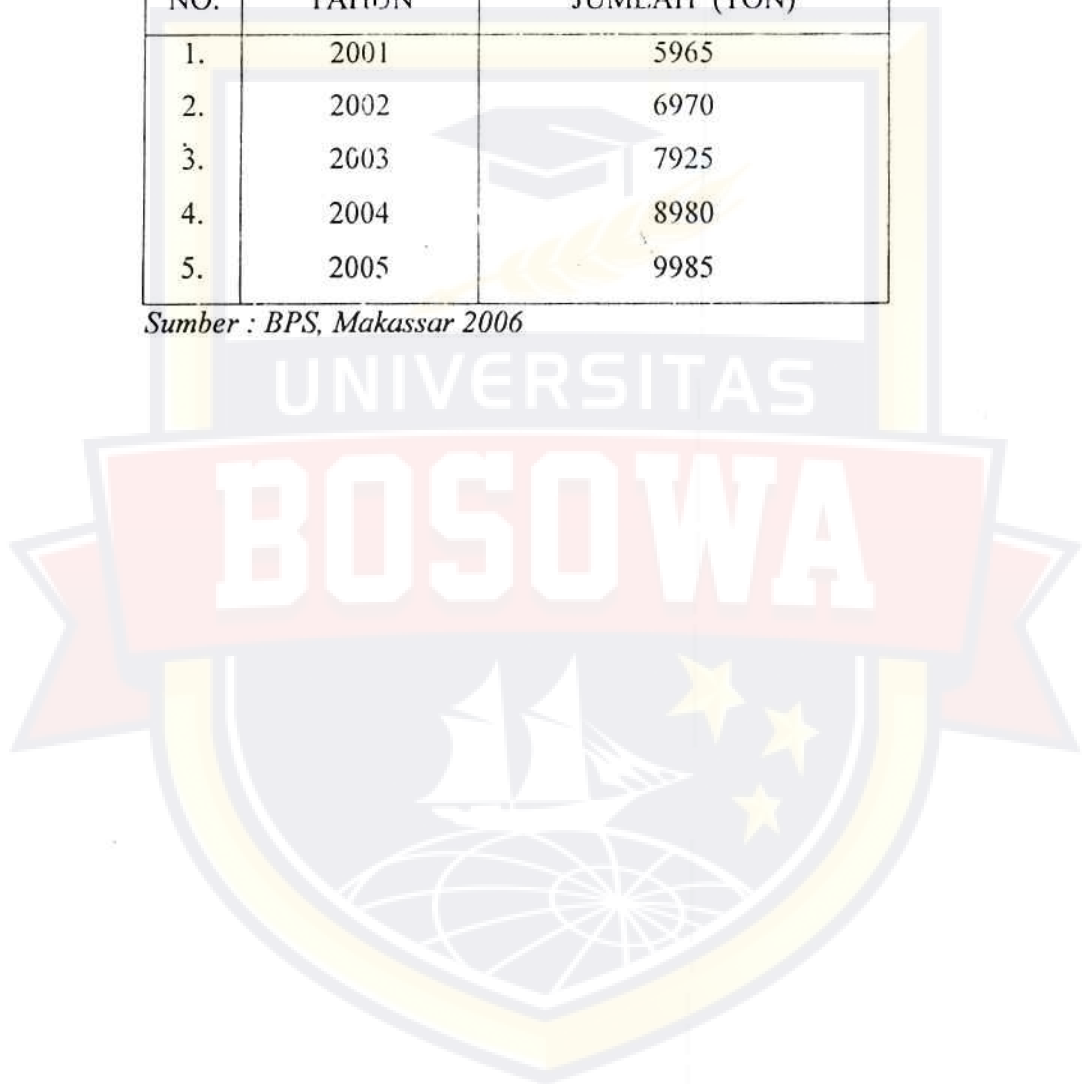
Khusus untuk penggunaan bahan baku Asetaldehid dalam industri di Indonesia, setiap tahunnya juga terus mengalami peningkatan, hal ini disebabkan karena semakin banyaknya industri kimia yang tumbuh di Indonesia yang dalam prosesnya membutuhkan bahan baku Asetaldehid dan sekitar 60 % digunakan sebagai bahan baku pembuatan Asam Asetat, sintesis piridin dan turunannya. Data statistik untuk periode tahun 2001 sampai tahun

2005 menunjukkan Import Asetaldehid, sebagaimana dapat dilihat pada tabel berikut ini:

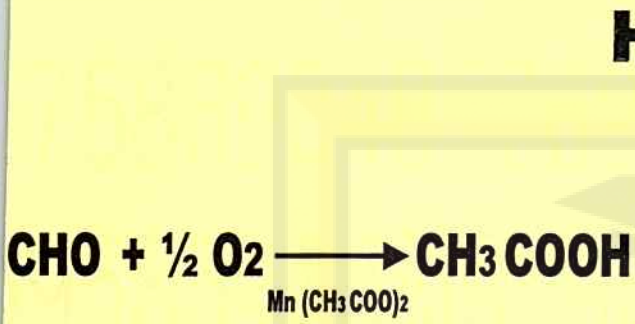
Data Import Bahan Baku Asetaldehid

NO.	TAHUN	JUMLAH (TON)
1.	2001	5965
2.	2002	6970
3.	2003	7925
4.	2004	8980
5.	2005	9985

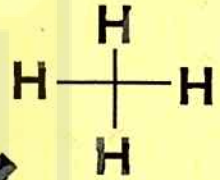
Sumber : BPS, Makassar 2006



B. 11



H₂O



COOH

URAIAN PROSES



BAB II

URAIAN PROSES

Proses pembuatan asam asetat dilakukan dengan proses oksidasi asetaldehid. Uraian proses secara lengkap pembuatan asam asetat ini dilakukan dalam 3 (tiga) tahapan proses yaitu:

1. Tahap Penyiapan Bahan Baku.

Bahan Baku Asetaldehid yang disimpan dalam Tangki Bahan Baku (T-01) dengan bantuan pompa dialirkan ke Tangki Pencampur (TP-01) untuk mencampur asetaldehid umpan segar dan asetaldehid direcycle dari produk atas kolom Distilasi (D-01) dari sini larutan asetaldehid dengan bantuan Pompa (P-02) kemudian dilewatkan pada Heater (H-01) untuk dinaikkan suhunya sampai 65°C sebelum dialirkan ke reaktor, sedangkan udara pengoksidasi dilewatkan pada Filter Udara (FU-01) untuk menghilangkan debu dan kotoran yang ada dalam udara dan selanjutnya dengan bantuan compressor dialirkan dan dinaikkan tekanannya sampai 5,1 atm sebelum diumpankan ke dalam reaktor.

2. Tahap Reaksi.

Reaksi pembentukan asetaldehid dilakukan dalam reaktor. Tipe reaktor gelembung pada kondisi suhu 65°C dan tekanan 5,1 atm dengan bantuan katalis mangan asetat. Reaksi dijalankan dengan cara menggelembungkan oksigen yang ada dalam udara melalui plat berlubang (Perforated Plate) yang terdapat pada bagian bawah reaktor. Reaksi oksidasi

yang terjadi bersifat eksotermis (Melepaskan Panas), sehingga reaktor dilengkapi dengan coil pendingin untuk mempertahankan suhu operasi pada reaktor dan menggunakan air sebagai pendingin, serta produk keluar reaktor yang terdiri dari produk gas dikeluarkan pada bagian atas reaktor, sedangkan produk liquid dikeluarkan pada bagian samping reaktor.

3. Tahap Pemurnian.

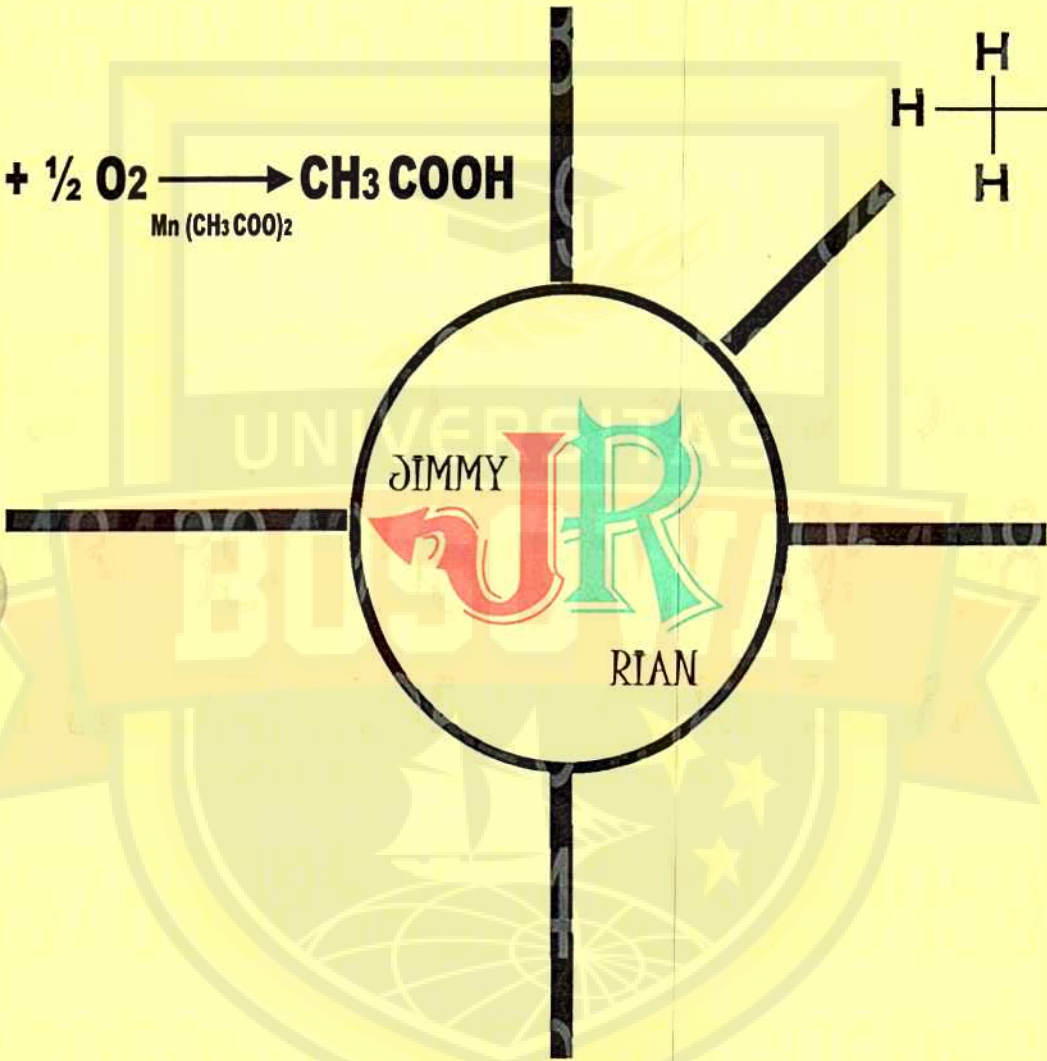
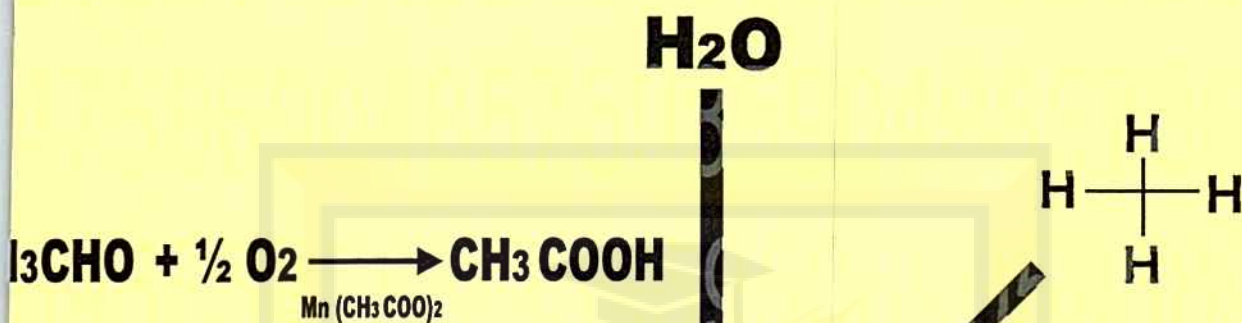
Produk larutan asam asetat yang keluar dari reaktor yang selanjutnya dialirkan ke Flash drum untuk memisahkan produk asam asetat dari campuran katalis mangan asetat. Produk atas Flash drum yang mengandung asam asetat dan campurannya dilewatkan pada Kondensor (CD-01) untuk dikondensasikan dan selanjutnya didinginkan pada Cooler (C-04) sebelum ditampung pada tangki produk asam asetat, sedangkan produk bawah flash drum yang mengandung larutan katalis mangan-asetat terlebih dahulu dilewatkan pada Cooler (C-03) sebelum dikembalikan kedalam reaktor.

Produk atas reaktor yang mengandung campuran sisa udara pengoksidasi dan asetaldehid di umpankan ke menara penyerap (Absorber ; AB-01). Untuk menyerap asetaldehid yang terserap dan keluar pada bagian bawah menara penyerap dengan bantuan pompa dan melewati Heater (H-03) sebelum diumpankan kedalam distilasi yang mengandung larutan asetaldehid 99,7 %, selanjutnya direcycle Ketangki Pencampur (TP-01).

Tabel Diagram Alir Kualitatif Asam Asetat

Masuk	Proses	Keluar
C_2H_4O Udara : O_2 N_2 CH_3COOH H_2O $Mn(CH_3COO)_2$	R - 01 $T = 5,1 \text{ atm}$	C_2H_4O Udara : $O_2 = 21 \%$ $N_2 = 79 \%$
C_2H_4O Udara : O_2 N_2	AB - 01 $T = 2,75 \text{ atm}$	C_2H_4O H_2O Udara : O_2 N_2
C_2H_4O H_2O	D - 01 $T = 2,5 \text{ atm}$	C_2H_4O H_2O
CH_3COOH H_2O C_2H_4O $Mn(CH_3COO)_2$	TP - 01 $T = 2,5 \text{ atm}$	C_2H_4O H_2O CH_3COOH
C_2H_4O H_2O CH_3COOH	KOD - 01 $T = 1,5 \text{ atm}$	H_2O CH_3COOH

LAB. III



COOH

NERACA MASSA



BAB III
NERACA MASSA TIAP ALAT

1. Reaktor (R-01)

Tabel III.2. Neraca Massa Pada Reaktor.

Komponen	Masuk : Kg		Keluar : Kg	
	Umpan segar	Recycle	Gas	Cair
C ₂ H ₄ O	2121,1655	175,9143	651,5343	-
H ₂ O	6,3820	0,5299	4619,2179	-
O ₂	1403,3061	-	185,3147	441,3933
N ₂	4619,2178	-	-	6,9119
(CH ₃ COO) ₂ Mn	-	6,8912	-	6,8912
CH ₃ COOH	-	10,3357	-	2829,4794
	8150,0714	193,671	5456,0669	2887,4218
Total	8343,7427		8343,7427	

2. Absorber AB-01

Table III.3. Neraca Massa Pada Absorber

Komponen	Masuk : Kg		Keluar : Kg	
	Gas	Cair	Gas	Cair
O ₂	651,5343	-	651,5343	-
N ₂	4619,2179	-	4619,2179	-
C ₂ H ₄ O	185,3147	-	9,2252	176,0895
H ₂ O	-	2685,3854	-	2685,3854
Total	5456,0669	2685,3854	5279,9774	2861,4749
	8141,4523		8141,4523	

3. Distilasi (D-01)

Tabel III.4. Neraca massa pada Distilasi

Komponen	Masuk kg	Keluar ; Kg	
		Produk atas (D)	Produk bawah (w)
C ₂ H ₄ O	176,0895	175,9143	0,1752
H ₂ O	2685,3854	0,5299	2684,8555
Total	2861,4749	176,4442	2685,0307
		2861,4749	

4. Flash Drum

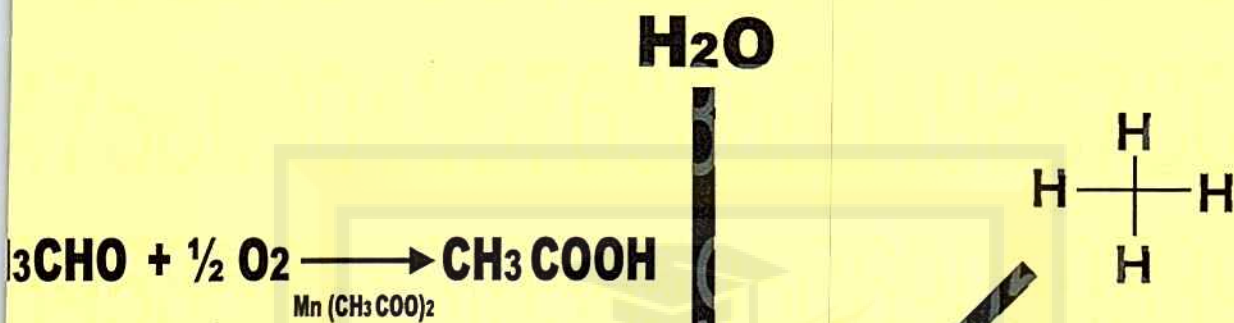
Tabel III.5. Neraca massa pada Flash Drum.

Komponen	Masuk kg	Keluar ; Kg	
		Uap	Cair
C ₂ H ₄ O	44,3933	44,3933	-
H ₂ O	6,9119	6,9119	-
CH ₃ COOH	2829,4794	2819,1437	10,3357
(CH ₃ COO) ₂ Mn	6,8912	-	6,8912
Total	2887,6758	2870,4489	17,2269
		2887,6758	

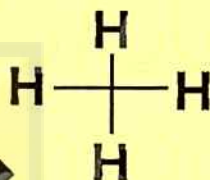
5. Condensor dan Knockout Drum KOD – 01

Komponen	Masuk kg	Keluar	
		Gas	Liquid
C ₂ H ₄ O	44,3933	44,3933	-
H ₂ O	6,9119	6,9119	0,1014
CH ₃ COOH	2819,1437	41,4672	2777,6764
Total	2870,4489	92,6711	2777,7778
		2870,4489	

AB. IV



H₂O



JIMMY

JR

RIAN

COOH

NERACA PANAS

BAB IV
NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 20.000 ton / Tahun

Basis Operasi : 1 jam

Suhu Operasi : 25 °C (298 °K)

Satuan : Kilokalori (kkal)

Masuk	Keluar
1. Compressor	1. Cooler
Q O ₂ : 1484,2469	Q pendingin : 20678,7180
Q N ₂ : 5538,1587	2. Reaktor
Q Kompresi : 255989,8847	Q reaksi : -3532155,7320
263012,2903	
2. Tangki pencampur	3. Distilasi
Q C ₂ H ₄ O : 4822,1514	Q condenser : 35180,9391
Q H ₂ O : 30,8954	Q H ₂ O : 269399,5839
4853,0468	Q C ₂ H ₄ O : 10,0684
	304590,5914
3. Heater	4. Condenser Produk
Q pemanas : 38138,9556	Q pendingin : 286166,4214
4. Reaktor	5. Absorber
Q pendingin : -3522611,6949	Q C ₂ H ₄ O : 39,4280
	Q O ₂ : 2070,9227
5. Absorber	Q N ₂ : 16488,0125
Q H ₂ O : 39023,0386	18582,0523

6. Heater 03 Q pemanas : 206604,3864	6. Q pendingin : 1053604,9604
7. Distilasi Q reboiler : 59970,0325	
8. Heater 02 Q pemanas : 93534,4282	
9. Condensor produk	
- 2546378,1276	-2546378,1276

NERACA PANAS TIAP ALAT

1. Compressor cp-01

Table IV.2. Neraca Panas Compressor

Komponen	Masuk	Keluar
Q O ₂	1484,2469	56581,2994
Q N ₂	5538,1587	206430,9909
Q kompressi	255989,8847	-
Q total	263012,2903	263012,2903

2. Cooler C-01

Table IV.3. Neraca Panas Cooler

Komponen	Masuk	Keluar
Q O ₂	56581,2994	11945,8765
Q N ₂	206430,9909	44347,8958
Q pendingin	-	206718,7180
Q total	263012,2903	263012,2903

3. Tangki Pencampur Tp-01

Table IV.4. Neraca Panas Tangki Pencampur

Komponen	Masuk		Keluar
	<i>Umpan segar</i>	<i>Recycle D-01</i>	
Q C ₂ H ₄ O	4822,1514	1900,8406	6722,8406
Q H ₂ O	30,8954	11,8128	42,9738
Q total	4853,0468	1912,7676	6765,8144
	6765,8144		

4. Heater H-01

Table IV.5. Neraca Panas Heater

Komponen	Masuk	Keluar
Q C ₂ H ₄ O	6722,8406	44636,5478
Q H ₂ O	42,9738	268,2222
Q pemanas	38138,9556	-
Q total	44904,7700	44904,7700

5. Reaktor R-01

Table IV.6. Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk	Keluar	
		gas	Cair
Q C ₂ H ₄ O	44636,5478	-2190,2705	862,6450
Q H ₂ O	268,2222	-	268,2222
Q O ₂	11945,6765	5546,2011	-
Q N ₂	44347,8958	44347,8958	-
Q (CH ₃ COO) ₂ Mn	81,4133	-	81,4133
Q CH ₃ COOH	210,9088	-	57738,0536
Q reaksi	-	-3532155,7320	-
Q pendingin	-3522611,6949	-	-
Total	-3421121,0305	-3480071,3646	58950,3341
		-3421121,0305	

6. Cooler C-02

Table IV.7. Neraca Panas Cooler

Komponen	Masuk	Keluar
Q C ₂ H ₄ O	2190,2705	789,4037
Q O ₂	5546,2011	2070,9227
Q N ₂	44347,8958	16618,6187
Q pendingin	-	32596,4223
Q total	52084,3674	52084,3674

7. Absorber AB-01

Table IV.8. Neraca Panas Absorber

Komponen	Masuk		Keluar	
	<i>gas</i>	<i>liquid</i>	<i>gas</i>	<i>Liquid</i>
Q C ₂ H ₄ O	798,4037	-	39,4280	2112,7321
Q O ₂	2070,9227	-	2054,6118	-
Q N ₂	16618,6187	-	16488,0125	-
Q H ₂ O	-	39023,0386	-	38716,2083
	19487,9451	39023,0386	18582,0523	39928,9404
Q total	58510,9927		58510,9927	

8.Heater H-03

Table IV.9. Neraca Panas Heater

Komponen	Masuk	Keluar
Q C ₂ H ₂ O	1212,7321	8701,0996
Q H ₂ O	38716,2083	237832,2272
Q pemanas	206604,3864	-
Q total	246533,3268	246533,3268

9.Distilasi D-01

Table IV.10. Neraca Panas Distilasi

Komponen	Masuk	Keluar	
		<i>Produk atas</i>	<i>Produk bawah</i>
Q C ₂ H ₄ O	8701,0996	1900,9548	10,0687
Q H ₂ O	237832,2272	11,8128	269399,5839
Q condenser	-	35180,9391	-
Q reboiler	59970,0325	-	-
Q total	306503,3593	37093,7067	269409,6526
		306503,3593	

10. Heater H-02

Table IV.11.Neraca Panas Heater

Komponen	Masuk	Keluar
Q C ₂ H ₄ O	862,6450	2252,2231
Q H ₂ O	268,2222	625,7089
Q (CH ₃ COO) ₂ Mn	81,4133	205,9202
Q CH ₃ COOH	57738,0536	149400,9101
Q pemanas	93534,4282	-
Q total	152484,7623	152484,7623

11. Flash Drum FD-01

Table IV.12.Neraca Panas Flash Drum

Komponen	Masuk	Keluar	
		Gas	Cair
Q C ₂ H ₄ O	2252,2231	2574,7516	-
Q H ₂ O	625,7089	531,6252	-
Q CH ₃ COOH	149400,9101	14826,7252	545,7401
Q (CH ₃ COO) ₂ Mn	205,9202	-	205,9202
Q total	152484,7623	151733,1020	751,6603
		152484,7623	

12. Cooler C-03

Table IV.13 Neraca Panas Cooler

Komponen	Masuk	Keluar
Q (CH ₃ COO) ₂ Mn	205,9202	81,4133
Q CH ₃ COOH	545,7401	210,9088
Q pendingin	-	459,3382
Q total	751,6603	751,6603

13. Condenser Produk CD-01

Table IV.14 Neraca Panas Condensor Produk

Komponen	Masuk	Keluar
Q H ₂ O	531,6252	571,5464
Q C ₂ H ₄ O	2574,7516	2020,9018
Q CH ₃ COOH	148626,7252	134071,6213
Q kondensasi	271097,3889	-
Q pendingin	-	286166,4214
Q total	422830,4909	422830,4909

14. Cooler C-04

Table IV.15. Neraca Panas Cooler

Komponen	Masuk	Keluar
Q H ₂ O	571,5464	100,4420
Q C ₂ H ₄ O	2020,9018	308,2252
Q CH ₃ COOH	134071,6213	20283,6384
Q pendingin	-	115971,7639
Q total	136664,0695	136664,0695

UNIVERSITAS

BOSOWA

BAB V
SPESIFIKASI PERALATAN

1. Tangki Bahan Baku Asetaldehid

Kode alat	: T -01
Fungsi	: Menampung bahan baku larutan asetaldehid untuk kebutuhan proses prabrik selama satu bulan (720 jam)
Tipe	: Selinder fertikal dengan tutup atas standar dishcad atau tupt bawah plat dasar.
Kapasitas	: 37851 ft ³ (1072 m ³)
Diameter	: 31,8 ft (9,7 m)
Tinggi	: 47,7 ft (14,5 m)
Tebal shell	: 5/8 in (1,6 cm)
Tebal tutup atas	: 1 in (2,54 cm)
Tebal tutup bawah	: 5/8 in (1,6 cm)
Bahan kontruksi	: Stainless steel SA-167 grade 10 tipe 310
Jumlah	: 2 buah

2. Tangki Pencampur

Kode alat	: TP -01
Fungsi	: Mencampur aliran umpan segar dan aliran recycle sebelum masuk reaktor
Tipe	: Selinder horizontal tutup elipsoidal
Kapasitas	: 100,4 ft ³ (2,84 m ³)
Diameter	: 3,4 ft
Panjang	: 10,2 ft
Tebal shell	: ¼ in
Tebal tutup	: ¼ in
Bahan konstruksi	: Stainless steel SA-167 grade 10 tipe 310
Jumlah	: 1 buah

3. Heater

Kode alat	: H -01
Fungsi	: Menaikkan suhu larutan asetaldehid sebelum masuk Reactor R-01
Tipe	: Shell and tube
Tube side	: Fluida dingin

OD	: $\frac{3}{4}$ in
BWG	: 16
ID	: 0,62 in
ao	: 0,1963 ft ³ / ft
a't	: 0,302 in ²
Pitch	: 1 in triangular
Panjang	: 2 ft
Jumlah	: 24 buah
Shell side	: Fluida panas
ID shell	: 8 in
Baffle space	: 1,6 in
Passes	: 6
Bahan konstruksi	: carbon stell
Jumlah	: 1 buah

4. Filter Udara

Kode alat : F-01

Fungsi : Menyaring udara dari debu dan kotoran sebelum dialirkan ke reaktor

Tipe : HEPA

Kapasitas : 1000 ft³ / jam

Jumlah : 10 buah

5. Cooler I

Kode alat : C-01

Fungsi : Menurunkan suhu udara pengoksidasi keluar kompresor Cp-01

Tipe : Shell dan tube HE 1-2

Luas perpindahan panas : 128.8 ft²

UD desain : 42,2 BTU/jam ft² °F

UC bersih : 48,7174 BTU/jam.ft² °F

Factor pengotor : 0,0032

Spesifikasi

Tube side : Fluida panas



OD	: ¾ in
BWG	: 16
ID	: 0,62 in
Pitch	: 1 in triangular
Panjang	: 8 ft
Jumlah	: 82 Buah
Pressure drop	: 0,54 psi
Shell side	: Fluida dingin
ID Shell	: 12 in
Baffle Space	: 2 in
Passes	: 2 Buah
Pressure Drop	: 1,50 Psi
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 Buah

6. Cooler II

Kode alat : C-02

Fungsi : Menurunkan suhu gas keluar Reactor sebelum masuk absorber AB-01.

Tipe : Shell and tube HE 1-2

Luas perpindahan panas : 129 ft²

UD desain : 32,5 BTU/jam ft² °F

UC bersih : 37,0654 BTU/jam.ft² °F

Factor pengotor : 0,0038

Spesifikasi

Tube side : Fluida panas

OD : ¾ in

BWG : 16

ID : 0,62 in

Pitch : 1 in triangular

Panjang : 8 ft

Jumlah : 82 Buah

Pressure drop	: 0,022 psi
Shell side	: Fluida dingin
ID Shell	: 12 in
Buffle Space	: 2,4 in
Passes	: 2 Buah
Pressure Drop	: 1,75 Psi
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 Buah

7. Absorber

Kode alat	: AB-01
Fungsi	: Menyerap asetaldehid yang ada dalam campuran gas dingin menggunakan air.
Tipe	: Packed Column
Diameter	: 1,8 ft = 0,55 m
Tinggi	: 18,02 ft (5,5 m)
Tinggi packing	: 13,6 ft
Tipe packing	: Rashing Ring

Ukuran packing	: 1 in
Tebal shell	: 3/16 in (0,48 cm)
Tebal tutup	: 3/16 in (0,48 cm)
Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-212 grade A

Jumlah : 1 Buah

8. Heater III

Kode alat : H-03

Fungsi : Menaikkan suhu larutan keluar Absorber sebelum masuk distilasi.

Tipe : Shell nad tube

UD desain : 82,1 BTU/jam ft² °F

UC bersih : 1500 BTU/jam.ft² °F

Rd : 0,0037

Tube side : Fluida dingin

OD : ¾ in

BWG : 16

ID : 0,62 in = 0,0517 ft

a't : 0,302

Pitch : 1 in triangular

Panjang : 8 ft

Jumlah : 30 Buah

Pressure drop tube : 0,06 psi

Shell side : Fluida panas

ID Shell : 8 in

Buffle Space : 1,6 in

Pressure Drop shell : 0,02 Psi

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Jumlah : 1 Buah

9. Distilasi

Kode alat : D-01

Fungsi : Memurnikan Asetaldehid sebelum di
Recycle ke Reaktor.

Tipe : Plate coulumn

Diameter : 1 m

Tinggi : 11 m

Jumlah Plate : 22 buah
 Plate umpan : ke 12 dari bawah
 Tabel Shell : $3/6 \text{ in} = 0,48 \text{ cm}$

Bahan konstruksi : Carton Steel SA – 283 Grade C

Jumlah : 1 Buah

10. Kondensor II

Kode alat : CD-02

Fungsi : Mengkonensasikan uap keluar puncak kolom

Tipe : Shell and tube

Luas perpindahan panas : $122,4912 \text{ ft}^2$

UD desain : $44,52 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

UC bersih : $52,43 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Rd : 0,0037

Faktor pengotor : 0,0034

Spesifikasi

- tube side : Fluida dingin

OD	: ¾ in
BWG	: 16
ID	: 0,62 in
Pitch	: 1 m
Panjang	: 12 ft
Jumlah	: 52 Buah
Pressure drop	: 1,02 psi
Shell side	: Fluida panas
ID Shell	: 10 in
Buffle Space	: 10 in
Passes	: 2
Pressure drop	: 0,02 Psi
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 Buah

11. Accumulator Distilasi

Kode alat	: AC-01
Fungsi	: Menampung sementara produk liquid keluar kondensor distilasi D-01
Tipe	: Silinder horisontal tutup elipsoidal
Kapasitas	: 12,3 ft ³ (0,35 m ³)
Diameter	: 1,7 ft (0,52 m)
Panjang	: 5,1 ft (1,55 m)
Tebal Shell	: 3/16 in (0,48cm)
Tebal tutup	: 3/16 in (0,48cm)

12. Reboiler.

Kode alat	: RB-01
Fungsi	: Menguapkan sebagian hasil bawah distilasi dijadikan pemanas pada kolom.
Tipe	: Parsial Reboiler
Luas perpindahan panas	: 21,2004 ft ³
UD desain	: 48,7 BTU/jam ft ² °F
UC bersih	: 60,4059 BTU/ jam ft ² °F

Faktor pengotor : 0,0039

Spesifikasi

- Tube side : Fluida Panas

OD : 3/4 in

BWG : 16

ID : 0,62 in

Pitch : 15/16 in triangular

Panjang : 6 ft

Jumlah : 18 Buah

Pressure drop : 2 psi

- Shell side : Fluida dingin

ID Shell : 8 in

Baffle Space : 1,6 in

Pressure drop : 2 Psi

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Jumlah : 1 Buah

13. Heater II

Kode alat	: H-02
Fungsi	: Menaikkan suhu larutan keluar Reaktor sebelum masuk Flash drum
Tipe	: Shell and tube HE 1-2
- <i>Tube side</i>	: Fluida dingin
OD	: 3/4 in
BWG	: 16
ID	: 0,62 in = 0,0517 ft
a`t	: 0,302
Pitch	: 1 in triangular
Panjang	: 8 ft
Jumlah	: 30 Buah
Pressure drop tube	: 0,043 psi
- <i>Shell side</i>	: Fluida panas
ID Shell	: 8 in
Passes	: 2

Buffle Space	: 1,6 in
Pressure Drop	: 0,0052 Psi
Bahan konstruksi	: Carbon Steel
Jumlah	: 1 Buah

14. Flash drum

Kode alat	: FD-01
Fungsi	: Memisahkan produk asam asetat dari campurannya.
Tipe	: Pertikal vapor – liquid drum separator.
<i>Kecepatan design</i>	
Maksimum uap	: 3,63 ft/dtk (1,11 m/dtk)
Luas penampang	: 128,61 ft ³ (11,95 m ²)
Diameter	: 12,8 ft (3,9 m)
Tinggi	: 38,4 ft (11,7 m)
Design time	: 6 menit
Tebal Sheel	: 1/4 in (0,635 in)
Tutup sheel	: 1/4 in (0,635 in)

Bahan konstruksi : stainless steel SA-167 grade lo tipe 310

Jumlah : 1 buah

15. Cooler III

Kode alat : C-03

Fungsi : Menurunkan suhu larutan katalis Mn-asetat yang keluar dari produk botton flash drum FD-01

Tipe : Shell and tube HE 1-2

Luas perpindahan panas : 21,2004 ft²

UD desain : 0,8905 BTU/jam ft² °F

UC bersih : 0,8942 BTU/jam.ft² °F

Faktor pengotor : 0,0047

Spesifikasi

-*Tube side* : Fluida panas

OD : 3/4 in

BWG : 16

ID : 0,62 in

Pitch : 15/16 in triangular

Panjang : 6 ft

Jumlah : 18 Buah

Pressure drop : 0,0065 psi

-*Shell side* : Fluida dingin

ID Shell	: 8 in
Baffle Space	: 1,6 in
Passes	: 8 Buah
Pressure Drop	: 0,00032 Psi

16. Kondensor I

Kode alat	: CD-01
Fungsi	: Mengkondensasikan uap keluar top flash drum
Tipe	: Total Condensor (Shell and tube)
Luas perpindahan panas	: 122,4912 ft ²
UD desain	: 44,6 BTU/jam ft ² °F
UC bersih	: 54,1120 BTU/jam.ft ² °F
Faktor pengotor	: 0,0039

Spesifikasi

<i>-Tube side</i>	: Fluida panas
OD	: 3/4 in
BWG	: 16
ID	: 0,62 in
Pitch	: 1 in
Panjang	: 12 ft
Jumlah	: 52 Buah
Pressure drop	: 2,1 psi
<i>-Shell side</i>	: Fluida dingin

ID <i>Shell</i>	: 8,82 in
Baffle <i>Space</i>	: 10 in
Passes	: 8 Buah
Pressure Drop	: 1,14 Psi
Bahan konstruksi	: Carbon Steel.

Jumlah : 1 Buah

17. Cooler IV

Kode alat : C-04

Fungsi : Menurunkan suhu produk larutan asam asetat keluar dari condensor sebelum dialirkan ketangki produk asam asetat.

Tipe : Shell and tube HE 1-2

Luas perpindahan panas : 81,66 ft²

UD desain : 100,8064 BTU/jam ft² °F

UC bersih : 159,3418 BTU/jam.ft² °F

Faktor pengotor : 0,0036

Spesifikasi

-*Tube side* : Fluida panas

OD : 3/4 in

BWG : 16

ID : 0,62 in

Pitch : 1 in triangular

Panjang : 6 ft

Jumlah	: 52 Buah
Pressure drop	: 5,10psi
-Shell side	: Fluida dingin
ID Shell	: 10 in
Buffle Space	: 2 in
Passes	: 2 Buah
Pressure Drop	: 0,36 Psi

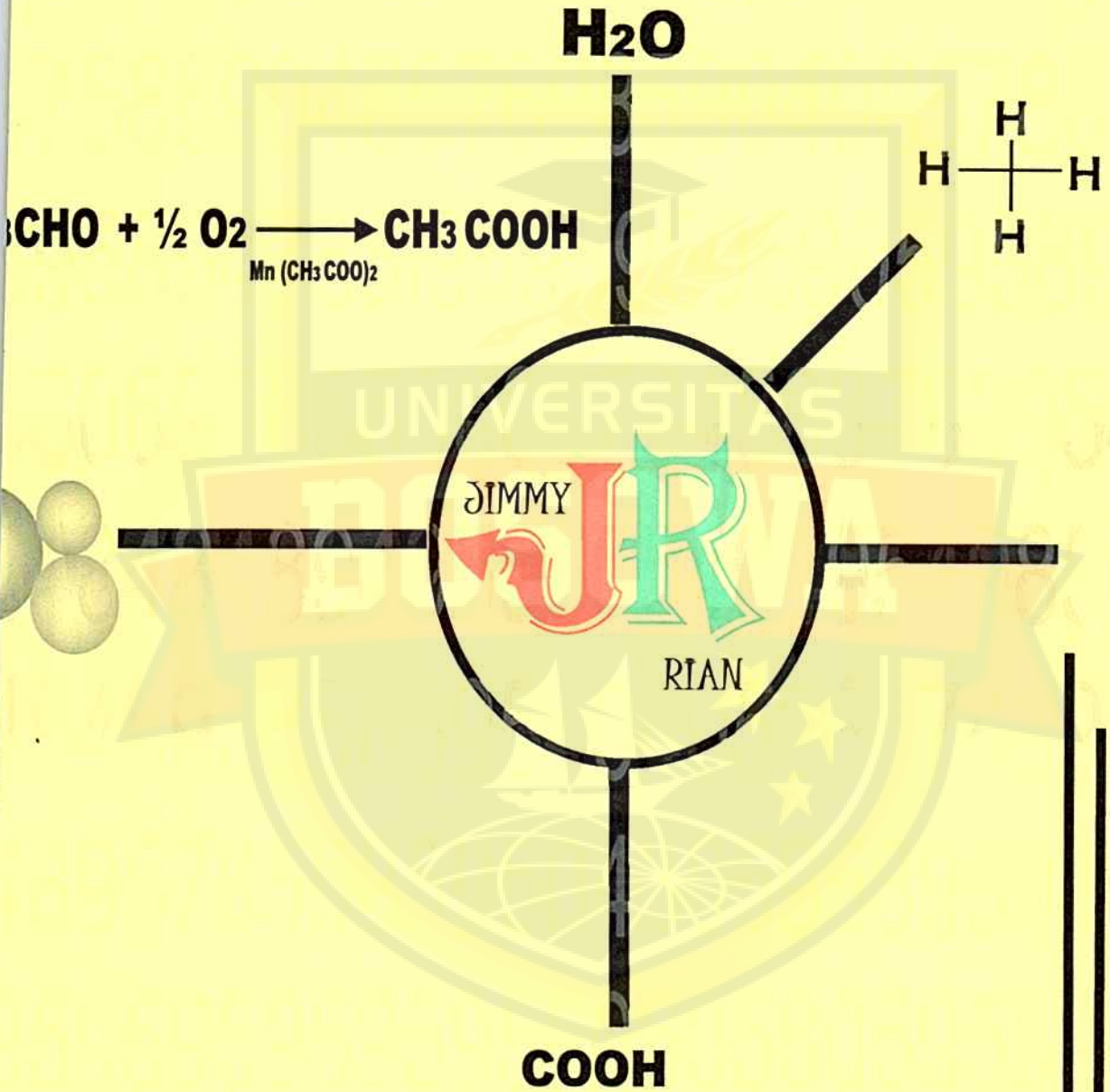
18. Tangki produk asam asetat.

Kode alat	: T-03
Fungsi	: Menampung produk Asam Asetat.
Tipe	: Silinder vertikal tutup atas dished & tutup bawah plat datar.
Kapasitas	: 39728 ft ³ /jam (1125 m ³ /jam)
Diameter	: 32,3 ft
Tinggi	: 48,45 ft
Tebal sheel	: 1/2 in. (1,27)
Tebal tutup	: 7/8 in (2,22 cm)
Bahan konstruksi	: stainless steel SA-167 grade 10 tipe 310.
Jumlah	: 2 Buah

Table pompa spesifikasi peralatan

No	Nama alat	Kode alat	Fungsi	Tipe	Kapasitas ft ³ /jam	Tenaga pompa (Hp)	Tenaga motor (Hp)	Heat pompa ft. lbf/lbm	Bahan konstruksi	Jumlah
1	Pompa- I	P-01	Mengalirkan asetaldehid dari tangki bahan T-01 ketangki pencampur	Pompa sentrifugal aliran aksial	-	1	1,5	7,53	cast iron	2 buah (1 buah cadangan)
2	Pompa asetaldehid	P-02	Mengalirkan asetaldehid dari tangki pencampur ke Reaktor	Pompa sentrifugal aliran aksial	96,8	2,75	3,5	220	Cast iron	1 buah
3	Pompa III	P-03	Mengalirkan larutan mangan asetat keluar bottom flash drum ke reaktor.	Pompa sentrifugal aliran radial	2.2467	0,0385	1	8,27	Cast iron	2 Buah (1buah cadangan)
4	Pompa IV	P-04	Mengalirkan asetaldehid yang keluar dari absorber AB-01 ke distilasi D-01	Pompa sentrifugal aliran radial	99,0471	0,3	1	20,655	Cast iron	2 Buah (1buah cadangan)
5	Pompa V	P-05	Mendistribusikan produk atas kolom untuk refluks dan di recycle ke tangki penampung	Pompa sentrifugal	17,71	0,017	1	11,2	Cast iron	2 Buah (1buah cadangan)
6	Pompa VI	P-06	Mendistribusikan hasil bawah kolom distilasi, untuk sebagiannya diuapkan pada reboiler dan sebagiannya lagi ke pembuangan	Pompa sentrifugal aliran radial	13,7106	0,125	1	5,55	Cast iron	2 Buah (1buah cadangan)

B. VI



PERANCANGAN ALAT UTAMA

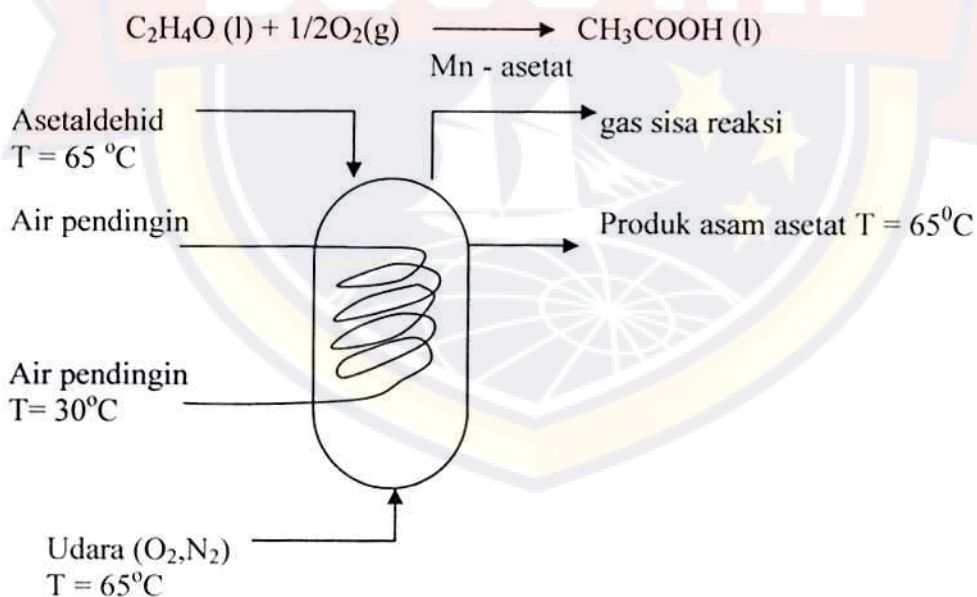


BAB VI.

PERANCANGAN ALAT UTAMA

Alat utama yang dirancang adalah reaktor yang berfungsi sebagai tempat berlangsungnya reaksi pembentukan asam asetat. Tipe reaktor yang digunakan adalah reaktor gelembung yang dilengkapi dengan "perforated plate" (plat berlubang) untuk menggelembungkan gas oksidasi (O_2) kedalam larutan asetaldehid (C_2H_4O) dan coil pendingin berbentuk helical yang ditempatkan pada bagian dalam tangki untuk mempertahankan suhu reaksi pada reaktor.

Reaksi yang terjadi :



Kondisi operasi :

- Suhu = $65^\circ C$
- Tekanan = 5,1 atm

c. Katalis = larutan $(\text{CH}_3\text{COO})_2 \text{Mn}$

d. Fase = gas – cair

Mekanisme terjadi reaksi adalah sebagai berikut:

Transfer massa gas A permukaan batas.

$$r_A = K_A G (P_A - P_{A,i}) \dots \dots \dots (1)$$

pada lapisan batas terjadi kesetimbangan Henry:

$$P_{A,i} = H_A C_{A,i} \dots \dots \dots (2)$$

Difusi gas A melalui lapisan cair kebidang reaksi

$$r_A = \frac{D_{A,L}}{X} (C_{A,i} - C_A) \dots \dots \dots (3)$$

difusi zat B melalui lapisan cair kebidang reaksi

$$r_B = \frac{D_{B,L}}{X_o - X} (C_B - C_A) \dots \dots \dots (4)$$

pada keadaan stabil :

$$r_A = r_B = \frac{D_{B,L}}{X_o - X} (C_B - C_A) \dots \dots \dots (5)$$

$$X_o - X = \frac{D_{B,L}}{r_A} \cdot C_B$$

Dari persamaan (3) diperoleh :

$$r_A = \frac{D_{A,L}}{X} \cdot C_{A,i}$$

$$X = \frac{DAL}{rA} \cdot CAL$$

Dari persamaan (3) dan (5)

$$X_0 - X = \frac{DBL}{rA} \cdot CB$$

$$X_0 - \frac{DAL}{rA} \cdot CAL = X_0 - \frac{DBL}{rA} \cdot CB$$

$$CAL = X_0 - \frac{DBL}{rA} \cdot CB \cdot \frac{rA}{DAL} \dots \dots \dots (6)$$

Dari persamaan (1) dan (2) diperoleh:

$$rA = KAG (PA - H \cdot CAL)$$

$$rA = KAG (PA - H \left(X_0 - \frac{DAL}{rA} \cdot CB \right) \frac{DBL}{rA})$$

$$\frac{rA}{KAG} = \frac{PA}{H} - \frac{X_0 - rA}{DAL} + \frac{DBL}{DAL} \cdot CB$$

$$rA \left[\frac{rA}{KAG} + \frac{X_0}{DAL} \right] = \frac{PA}{H} + \frac{DBL}{DAL} \cdot CB$$

$$rA = \frac{\left[\frac{PA}{H} + \frac{DBL}{DAL} \cdot CB \right]}{\left[\frac{1}{KAG \cdot H} + \frac{X_0}{DAL} \right]} \dots \dots \dots (7)$$

$$\frac{DAL}{X_0} = KAL$$

Maka:

Kelarutan gas O₂ besar maka harga KAG besar sekali dan

$P_A = P_{Ai}$ untuk KAG \approx maka $\frac{1}{KAG} = 0$

$$r_A = \frac{\left[\frac{P_A}{H} + \frac{DBL}{DAL} \cdot CB \right]}{\left[\frac{1}{KAL} \right]}$$

dimana:

P_A = Tekanan parsial gas O₂ dalam gas masuk

H = Konstanta henry

DBL = Difusivitas C₂H₄O dalam larutan ; cm²/dtk

D_{AL} = Difusivitas gas O₂ melalui lapisan cair ; cm²/dtk

K_{AL} = Koefisien perpindahan massa gas O₂ melalui lapisan cair :/dtk

Pada lapisan batas terjadi kesetimbangan henry:

$$P_{Ai} = H \cdot C_{Ai}$$

Gas O₂ yang digunakan murni maka $P_{Ai} = P_A$ sehingga konsentrasi gas O₂ pada bidang batas antara gas dan cairan (interface)

$$C_{Ai} = \frac{P_{Ai}}{H} = \frac{P_A}{H}$$

P_A = Tekanan parsial gas O₂ dalam gas umpan masuk

= Fraksi mol O_2 x tekanan gas udara masuk reaktor

$$= 0,21 \times 5,1 \text{ atm}$$

$$= 1,071 \text{ atm}$$

Konstanta henry (H) *levensfil "tentang gas ideal"* untuk gas O_2 dalam larutan C_2H_4O ditentukan dengan persamaan :

$$\text{Log} \left(\frac{H}{H_0} \right) = -0,0931$$

Dimana :

$$I = \text{Ionic strength} = 1,5 \text{ kgmol/m}^3$$

$$\text{Log } H_0 = 4,117 - 0,059 T + 7,889 \cdot 10^{-5} t_2$$

H_0 = Konstanta henry untuk gas O_2 dalam air ($\text{kgmol/m}^3 \cdot \text{pa}$)

$$T = \text{Suhu } (^{\circ}\text{K}) = 65 + 273 = 338 \text{ } ^{\circ}\text{K}$$

Maka :

$$\text{Log } H_0 = 4,117 - 0,059 (338) + 7,889 \cdot 10^{-5} (338)^2$$

$$= -6,8123$$

$$H_0 = 1,54 \cdot 10^{-7} \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{pa}$$

$$\text{Log} \left(\frac{H}{H_0} \right) = -0,093 (1,5)$$

$$= 0,1395$$

$$\frac{H}{H_0} = 0,7253$$

$$H = 0,7253 H_0$$

$$= 0,7253 \times 1,54 \cdot 10^{-7}$$

$$= 1,1170 \cdot 10^{-7} \text{ kgmol/m}^3 \cdot \text{pa}$$

$$= 0,0113 \text{ kgmol/m}^3 \cdot \text{atm}$$

Atau $H = 88,4956 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kgmol}$

Kontraksi gas O₂ pada bidang batas antara gas dan cairan (interface)

$$CA_i = \frac{PA_i}{H}$$

$$= \frac{PA}{H}$$

$$= \frac{1,071 \text{ atm}}{88,4956 \text{ m}^3 \text{ atm/kgmol}} = 0,01210 \text{ kgmol/m}^3 = 0,0000121 \text{ g/mol/cm}^3$$

Koefisien perpindahan massa gas O₂ melalui lapisan cair (KAL) dalam faktor gelembung tanpa pengadukan dapat dihitung dengan persamaan 18-36 hal 18-69 perry ed-6

$$K_{AL} = \frac{DAL}{dB} = 0,42 \left[\frac{3 \cdot dB \cdot g \cdot (pL - PG)}{DAL \cdot PL} \right]^{1/3} \left[\frac{ML}{PL \cdot DAL} \right]^{1/6} \dots\dots\dots(8)$$

Dimana :

K_{AL} = Koefisien perpindahan massa gas O_2 melalui lapisan cair
(cm/det)

d_B = Diameter gelembung (cm)

g = Percepatan grafitasi (cm/det²)

PL = Berat jenis larutan (gr/cm³) = 0,783 gr/cm³

P_g = Berat jenis gas = 0,084 gr/cm³

ML = Viskositas larutan = $4,114 \cdot 10^{-3}$ gr/cm . det

D_{AL} = Difusifitas gas O_2 melalui lapisan cair = 0,178 cm²/det

Untuk menyelesaikan masalah diatas, maka harus dihitung diameter gelembung yang terjadi dalam larutan.

Metode perhitungan diameter gelembung. Gas O_2 didistribusikan kedalam reaktor dengan ferforated plate pada dasar reaktor.kecepatan volume gas O_2 masuk reaktor.

$$Q_G = \frac{\text{laju alir gas}}{\rho \text{ gas}}$$

Diketahui :

$$M = 5828,0895 \text{ kg/jam}$$

$$= 5828089,5 \text{ gr/jam}$$

$$\begin{aligned} \rho_G &= \text{Densitas gas masuk (udara)} \\ &= 0,0048 \text{ gr/cm}^3 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Q_G &= \frac{5828089,5 \frac{\text{gr}}{\text{jam}} \times 1 \frac{\text{jam}}{3600} \text{ dtk}}{0,0048 \text{ gr/cm}^3} \\ &= 337273,6979 \text{ cm}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Kecepatan volumetrik tiap lubang orifice (Q_{Gc})

$$Q_{Gc} = \frac{Q_G}{N}$$

N = jumlah lubang orifice pada ferforated plate

Kecepatan volume kritis tiap lubang orifice dapat dihitung dengan persamaan :

$$Q_{Gc} = \left(\frac{20 (6 \cdot do)^5}{g \cdot (\rho_L - \rho_G)^2 \cdot \rho_L} \right)^{1/6} \dots\dots\dots (9)$$

Dimana :

σ = tegangan permukaan

P = parachor (tabel 3-343 perrys edisi 6)

ρ_L = densitas cairan (gmol/cm³)

ρ_G = densitas gas (gmol/cm³)

Maka :

$$\begin{aligned}\rho_L &= \frac{\rho_{C_2H_4O}}{BM_{C_2H_4O}} \\ &= \frac{0,783 \text{ gr/cm}^3}{44 \text{ gr/grmol}} = 0,0178 \text{ grmol/cm}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho_G &= \frac{\rho_{\text{udara}}}{BM_{\text{udara}}} \\ &= \frac{0,0084 \text{ gr/cm}^3}{28,04 \text{ gr/grmol}} = 0,00030 \text{ grmol/cm}^3\end{aligned}$$

$$P = 121,5$$

Sehingga =

$$\sigma^{1/4} = 121,5 (0,0178 - 0,0003)$$

$$\sigma^{1/4} = 2,1265$$

$$\sigma = 20,4389 \text{ dyne/cm}$$

Dicoba menggunakan lubang "onfice" pada "perforated plate":

$$\text{Diameter lubang } d_o = 0,50 \text{ cm}$$

$$\text{Jumlah lubang } N = 10.000 \text{ buah}$$

Maka kecepatan volume kritis tiap lubang orifice :

$$\begin{aligned}Q_{Gc} &= \frac{20 (20,4389 \times 0,5)^5}{980 (0,783 - 0,00084)^2 \times 0,783^3} \\ &= 7897,6922 \text{ cm}^2/\text{dk}\end{aligned}$$

Kecepatan volume tiap lubang orifice (Q_{Go})

$$Q_{Go} = \frac{QG}{N}$$

$$= \frac{337273,6979 \text{ cm}^3/\text{detik}}{10000} = 33,7274 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

Jika $Q_{Go} < Q_{Gc}$, maka diameter gelembung saat lepas dari lubang dihitung dengan persamaan 6.1 treyball hal 141.

$$dB = \left(\frac{6 \cdot do \cdot 6}{g \cdot \Delta\rho L} \right)^{1/3}$$

$$\Delta\rho = \rho_L - \rho_G$$

$$= 0,783 - 0,0084 = 0,7746 \text{ gr/cm}^3$$

Maka :

$$dB = \left(\frac{6 \times 0,5 \times 20,4389}{981 \times 0,7746} \right)^{1/3}$$

$$= 0,43 \text{ cm} = 4,3 \text{ mm}$$

Jika $dB > 1,4 \text{ mm}$ ($0,14 \text{ cm}$) maka kecepatan gelembung bergerak keatas dengan kecepatan terminalnya dihitung dengan pers:

$$V_t = \left[\frac{2 \cdot 6}{dB \cdot \rho_L} + \frac{g \cdot dB}{2} \right]^{0,5} \quad (\text{pers 6.7 treyball hal 142})$$

$$V_t = \left[\frac{2 \times 20,4389}{4,3 \times 0,783} + \frac{g \cdot 981 \times 0,43}{2} \right]^{0,5}$$

$$= 14,935 \text{ cm/detik}$$

Pengecekan bilangan reynold (N_{Re})

Pengecekan bilangan reynol dimaksudkan untuk menghindari terjadinya jet gelembung. Jet gelembung terjadi bila.

$$N_{Re} = 10000 - 50000 \text{ (treball,1985)}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho L \cdot Vt \cdot dB}{ML}$$

Dimana : Vt = kecepatan terminal (cm/detik)

ρL = densitas larutan (gr/cm^3)

dB = diameter gelombang (cm)

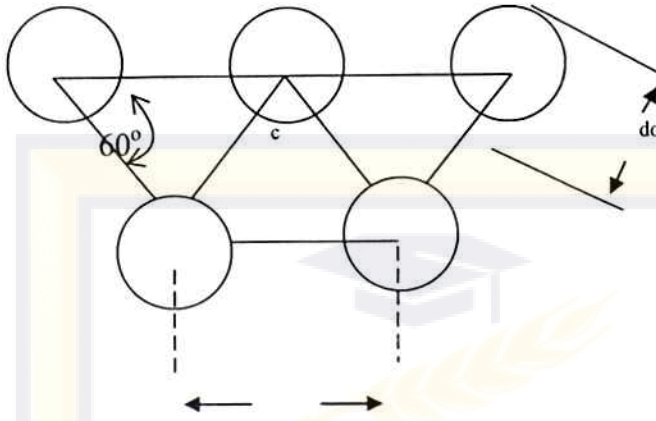
ML = viskositas larutan ($\text{gr/cm} \cdot \text{detik}$) = $4,114 \times 10^{-3} \text{ gr/cm.dtk}$

$$N_{RE} = \frac{0,783 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} \times 14,935 \frac{\text{cm}}{\text{dtk}} \times 0,43 \text{ cm}}{4,114 \times 10^{-3} \frac{\text{gr}}{\text{cm}} \cdot \text{detik}}$$

$$= 1222,2013$$

Oleh karena $N_{RE} < 10000$ maka pemisahan diameter orifice (do) dan jumlah lubang orifice (N) dapat diterima.

Perforate plate yang digunakan mempunyai lubang yang disusun "triangular pitch" supaya tidak terjadi tumbukan dibuat jarak antara 2 pusat orifice (c) miniman sama dengan 2 kali diameter gelembung.



Jarak antara dua pusat orifice (c) = $2 \cdot do$

$$= 2 \times 0,50 \text{ cm}$$

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

Luas Δ ABC = $\frac{1}{2} (c \sin 60^\circ) C$

$$= \frac{1}{2} (1,0 \sin 60^\circ)(1,0)$$

$$= 0,433 \text{ cm}^2$$

Setiap luas segi tiga mewakili $\frac{1}{2}$ luas satuan lubang orifice maka luas 1 buah lubang orifice

$$A \text{ orifice} = 2 \times \text{luas segi tiga cm}^2$$

$$= 2 \times 0,433 \text{ cm}^2$$

$$= 0,866 \text{ cm}^2$$

Sehingga luas plate (L_p)

$$\begin{aligned} L_p &= A \text{ orifie} \times N \\ &= 0,866 \text{ cm}^2 \times 10.000 \\ &= 8660 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

Diameter ferforate plate (D_p)

$$\begin{aligned} D_p &= \left(\frac{L_p}{\frac{1}{4}\pi} \right)^{1/2} \\ &= \left(\frac{8660 \text{ cm}^2}{\frac{1}{4} \cdot 3,14} \right)^{1/2} \\ &= 105,03 \text{ cm} \end{aligned}$$

Diambil jarak antara dinding reaktor dengan diameterperforated plate = 10 cm

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{Diameter reaktor ; DR} &= 105,03 \text{ cm} + 2 (10 \text{ cm}) \\ &= 125,03 \text{ cm} \end{aligned}$$

Luas penampang reaktor (AR) ;

$$\begin{aligned} AR &= \frac{1}{4} \pi DR^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (125,03)^2 \\ &= 12271,5132 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

Maka koefisien perpindahan massa gas O₂; kal (pers 9)

$$K_{al} = \frac{D_{AL}}{d_B} \cdot 0,42 \left[\frac{3 \cdot d_B \cdot g (\rho_L - \rho_G)}{D_{AL} \cdot \rho_L} \right]^{1/3} \left[\frac{m_L}{\rho_L \cdot D_{AL}} \right]^{1/6}$$

Dimana =

KAL = Koefisien perpindahan massa gas O₂ melalui lapisan cair bila tidak terjadi reaksi (cm/det)

dB = Diameter gelembung (cm)

g = Percepatan gravitasi (cm/det²)

ρ_L = Berat jenis larutan (gr/cm³)

ρ_G = Berat jenis gas (gr/cm³)

ML = Viskositas larutan (gr/cm.det)

d_{al} = Difusivitas gas O₂ melalui lapisan cair (cm²/det)

CB = Konsentrasi C₂H₄O dalam larutan

D_{BL} = Difusivitas C₂H₄O dalam larutan $1,25 \cdot 10^{-5}$ cm²/det

D_{AL} = Difusivitas gas O₂ melalui lapisan cair 0,178 cm²/dtk

$$K_{AL} = \frac{0,178}{0,43} \times 0,42 \times$$

$$\left[\frac{3 \times 0,43 \times 981 \times (0,783 - 0,084)}{0,178 \times 0,783} \right] \left[\frac{4,114 \cdot 10^{-3}}{0,783 \times 0,178} \right]^{1/6}$$

$$= 1,6747 \text{ cm/det}$$

Sehingga persamaan laju reaksi :

$$r_A = \frac{\frac{PA}{H} + \frac{DBL}{DAL} \cdot CB}{\frac{1}{KAL}}$$

$$r_A = \frac{\frac{1,071}{88,4956} + \left(\frac{1,25 \cdot 10^{-5}}{0,178} \right) CB}{\frac{1}{1,6747}}$$

$$= \frac{0,0121 + 7,022 \cdot 10^{-5} \cdot CB}{0,5971}$$

$$= 0,0203 + 0,00011761 CB$$

Neraca panas setelah menjadi reaksi :

Cairan :

Komponen	Kgmol/jam
C ₂ H ₄ O	2222,9197 (1-x)
O ₂	1358,0010
(CH ₃ COO) ₂ Mn	6,6688
Total	3587,5895 - 2222,9197x

Rate volumetrik cairan/larutan masuk reaktor:

$$QL = \frac{m}{\rho L} \quad (m = \text{rate massa larutan masuk})$$

$$= \frac{2069,3554 \text{ kg/jam}}{783 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2,6429 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Konsentrasi $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ pada saat terjadinya reaksi (CB) :

$$\text{CB} = \frac{2222,9197 (1-x) \text{ kgmol/jam}}{2,6429 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 841,0911 (1-x) \text{ kgmol/m}^3$$

$$= 0,8410911 (1-x) \text{ gmol/cm}^3$$

$$r_A = 0,0203 + 0,00011761 \cdot \text{CB}$$

$$= 0,0203 + 0,00011761 \cdot (0,8410911 \cdot (1-x))$$

$$= 0,02041761 - 0,0000989 X \Delta \text{ cm}^3 \cdot \text{Det/grmol}$$

Menghitung volume reaktor :

Asumsi : aliran gas bersifat mixed flow steady state.

$$-r_A = \frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} \text{ (pers hal 415 levensvill)}$$

$$-r_A = 0,02041761 - 0,0000989 X \Delta$$

$$-r_A \cdot V \cdot dt = dN_A \quad N_A = N_B (1-x_A)$$

$$-r_A \cdot V \cdot dt = dN_A \quad dN_A = N_{A0} dX_A$$

$$-r_A \cdot V \cdot dt = N_{A0} \cdot dX_A.$$

$$V \int_0^t dt = NA_0 \int_0^{XA} \frac{dXA}{rA}$$

$$V.t = NA_0 \int_0^{XA} \frac{dXA}{(0,02041761 - 0,0000989 XA)}$$

$$V.t = NA_0 \times \frac{1}{0,0000989} [-\ln(0,02041761 - 0,0000989 XA)]$$

NA_0 = jumlah mol C_2H_4O mula-mula

$$= 2222,9197 \text{ kgmol} = 6,1747 \text{ gmol/dtk}$$

XA = konversi reaksi = 90%

t = waktu kontak = 3 detik

Maka :

$$V.t = 6,1747 \times \frac{1}{0,0000989} [-\ln(0,02041761 - 0,0000989 XA)]$$

$$= 8756205,482 \text{ cm}^3 \cdot \text{det}$$

$$V = \frac{8756205,482 \text{ cm}^3 \cdot \text{dtk}}{3 \text{ detik}}$$

$$= 2918735,161 \text{ cm}^3$$

Diambil faktor keamanan %

Maka volume reaktor ; VR

$$VR = 1,1 \times V$$

$$= 1,1 \times 2918735,161$$

$$= 3210608,677 \text{ cm}^3$$

Dirancang tutup atas dan tutup bawah reaktor elipsoidal

$$V \text{ tutup} = \frac{\pi}{24} \cdot DR^2 \text{ (brownell and young hal 88 untuk ratio tinggi tutup}$$

(b) dan jari-jari (a) 2:1)

$$V \text{ tutup} = \frac{\pi}{24} \cdot (125,03)^3$$

$$= \frac{3,14}{24} \cdot (125,03)^3$$

$$= 255717,8827 \text{ cm}^3$$

Maka volume silinder reaktor ; V_s :

$$V_s = V_R - (2 \times V \text{ tutup})$$

$$= 3210608,677 - (2 \times 255717,8827)$$

$$= 3210608,677 - 511435,7654 = 2699172,912$$

Tinggi silinder reaktor .

$$H_s = \frac{V_s}{\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot DR^2}$$

$$= \frac{2699172,912}{\frac{1}{4} \times 3,14 (125,03 \text{ cm})^2}$$

$$= 219,9544 \text{ cm}$$

$$\text{Tinggi tutup (b)} = \frac{1}{2} a \longrightarrow a = \text{jari - jari reaktor}$$

$$= \frac{1}{2} D$$

$$= \frac{1}{2} (125,03 \text{ cm})$$

$$= 62,515 \text{ cm}$$

$$b = \frac{1}{2} (62,515 \text{ cm})$$

$$= 31,2575 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= H_s + 2 \times \text{tinggi tutup} \\ &= 219,9544 + (2 \cdot 31,2575 \text{ cm}) \\ &= 282,4694 \text{ cm} \end{aligned}$$

Kesimpulan dimensi reaktor.

$$\text{Diameter dalam} = (DR) = 125,03 \text{ cm}$$

$$\text{Tinggi reaktor (HR)} = 282,4694 \text{ cm}$$

Tebal dinding reaktor

Total dinding reaktor dihitung dengan menggunakan pers. 13.1 Brownell x Young hal 255.

$$t_s = \frac{\rho \cdot r_i}{fE - 0,6\rho} + C$$

dimana :

$$P = \text{Tekanan desain (lb/in}^2\text{)}$$

$$r_1 = \text{Jari-jari reaktor (in)}$$

$$f = \text{Tegangan yang diizinkan (lb/in}^2\text{)}$$

$$C = \text{Faktor korosi (in)}$$

Bahan konstruksi yang digunakan carbon steel SA-212 grade-B dari tabel 13.1

Brownell & young hal.251 didapat $f=18750$ Psi efisiensi pengelasan tipe double welded but joint efisiensi $E = 80\%$ tekanan desain (P)

$$P = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P \text{ operasi} = 5,1 \text{ atm} \times 14,7 \text{ psi/atm} = 74,97 \text{ psi}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \cdot g/gc \cdot \Delta h$$

$$h_L = \text{tinggi larutan dalam reaktor} = 122,1156 \text{ cm} = 4,006 \text{ ft}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \cdot g/gc \cdot \Delta h$$

$$= 48,8827 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{32,2 \text{ ft/dtk}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbf}}{\text{lbm}} \cdot \text{dtk}^2} \times 4,006 \text{ ft}$$

$$= 195,9823 \text{ lb/ft}^2 \times 1 \text{ ft}^2/144 \text{ in}^2 = 1,36 \text{ lb/in}^2$$

$$P \text{ desain} = 74,97 \text{ Psi} + 1,36 \text{ Psi} = 76,33 \text{ lb/in}^2$$

Jari-jari reaktor (r)

$$a = \frac{1}{2} D2 = \frac{1}{2} \times 110 \text{ cm} = 55 \text{ cm} = 21,65 \text{ in}$$

Maka :

$$t_s = \frac{76,33 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \times 21,65 \text{ in}}{(18750 \text{ Psi} \times 0,80) - (10,6 \times 76,33 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,24 \text{ in}$$

Diambil tebal dinding reaktor $t_s = \frac{1}{4} \text{ in} = 0,635 \text{ cm}$

Tebal Tutup Reaktor

Tebal tutup Reaktor dihitung dengan menggunakan pers. 13.10 brownell and young untuk head tipe ellipsoidal.

$$t_h = \frac{P \cdot d}{2fE - 0,2 \rho} + C$$

bahan konstruksi head sama dengan shell

$$t_h = \frac{76,33 \text{ Psi} \times 43,3 \text{ in}}{(2 \times 18750 \text{ Psi} \times 0,8) - (0,2 \times 76,33)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,235 \text{ in}$$

Diambil tebal tutup reaktor standar (t_h) = $\frac{1}{4} \text{ in} = 0,635 \text{ cm}$. dari brownell & young

hal. 80 untuk ellipsoidal diambil perbandingan tinggi tutup (b) dan jari-jari (a) =

2:1

Atau :

$$a = 2b$$

$$b = \frac{1}{2} a$$

$$= \frac{1}{2} (55 \text{ cm}) = 27,5 \text{ cm}$$

Maka tinggi reaktor total (HR total)

$$\begin{aligned} \text{HR total} &= \text{HR} + 2b + 2t_h \\ &= 147,1156 + 2 (27,5 \text{ cm}) + 2 (0,635 \text{ cm}) \\ &= 203,4 \text{ cm} \end{aligned}$$

Diambil tinggi reaktor 203,4 cm

Perancangan Coil Pendingin

Pada reaktor ini dibutuhkan air sebagai pendingin yang dilewatkan dalam coil berbentuk helix yang ditempatkan pada bagian dalam tangki. Dari perhitungan neraca panas dapat diketahui.

$$\begin{aligned} \text{Beban panas pendingin (Q)} &= 3522611,6949 \text{ kkal/jam} \\ &= 13978617,8300 \text{ B}_{\text{TU}}/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu air pendingin masuk} \quad ; t_1 = 30^\circ \text{C} = 86^\circ \text{F}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} \quad ; t_2 = 37^\circ \text{C} = 98,6^\circ \text{F}$$

Jumlah air pendingin ; $m = 503230,2420 \text{ kg/jam}$
 $= 1108436,6560 \text{ lb/jam}$

Dipilih pipa coil pendingin dengan spesifikasi :

Nominal pipa size ; NPS = 2 in

Schedule ; SCH = 40

Diameter dalam ; ID = 2,067 in = 0,17255 ft

Diameter luar ; OD = 2,38 in = 0,19833 ft

Luas permukaan bagian luar perpanjang pipa $a \cdot t = 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}$ koefisien perpindahan panas bagian dalam pipa coil dihitung dengan persamaan.

$$h_i = 150 (1 + 0,011 \text{ Tav}) \left(\frac{V^{a8}}{ID^{a2}} \right)$$

dimana :

$$\begin{aligned} \text{TAV} &= \frac{1}{2} (T_1 + T_2)^{\circ}\text{F} \\ &= \frac{1}{2} (86 + 98,6) = 92,3^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

ID = Diameter dalam pipa coil (ft)

V = Kecepatan air pendingin dalam coil (ft/dtk)

Kecepatan volumetrik air pendingin dalam coil (Q)

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

$$= \frac{1108436,6560 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} = 17754,87195 \text{ ft}^3/\text{jam} = 4,9320 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Luas penampang pipa coil ; A

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

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,17225)^2 = 0,0233 \text{ ft}^2$$

Maka :

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

$$= \frac{4,9320 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0233 \text{ ft}^2} = 211,6738 \text{ ft/dtk}$$

Sehingga :

$$hi = 150 (1 + (0,011 \times 92,3)) \left(\frac{(211,6738)^{0,8}}{(0,17225)^{0,2}} \right)$$

$$= 31169,7130 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Karena pipa berbentuk coil maka hi coil adalah :

$$= hi \left(1 + 3,5 \left(\frac{ID}{DH} \right) \right)$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= 150 (1+(0,011 \times 92,3)) \left(\frac{(211,6738)^{0,8}}{(0,17225)^{0,2}} \right) \\
 &= 31169,7130 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Karena pipa berbentuk coil maka h_i coil adalah :

$$= h_i \left(1 + 3,5 \left(\frac{ID}{DH} \right) \right)$$

Dimana : ID = Diameter dalam pipa coil (in)

DH = Diameter helix (lingkaran) coil (in)

Diambil DH = 0,70 DR

$$\begin{aligned}
 &= 0,70 \times 43,31 \text{ in} \\
 &= 30,317 \text{ in} = 2,53 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 h_{i \text{ coil}} &= 31169,7130 \left(1 + 3,5 \left(\frac{2,067}{30,317} \right) \right) \\
 &= 38607,6946 \text{ BTU/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$h_{io \text{ coil}} = h_{i \text{ coil}} (ID/OD)$

$$= 38607,6946 \left(\frac{2,067}{2,38} \right) = 33530,2961 \text{ BTU/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Koefisien perpindahan panas dinding luas pipa coil dihitung dengan persamaan.

$$H_{av} = 1200 \text{ USG}^{0,22}$$

Dimana :

USG = Kecepatan super fisial gas (ft/dtk)

Hav = Koefisien perpindahan panas udara-air

$$USG = \frac{QG}{AR}$$

Dimana :

QG = Kecepatan volumetric gas = $337273,6979 \text{ cm}^3/\text{dtk} = 11,9107 \text{ ft}^3/\text{dtk}$

AR = Luas penampang reactor

$$= \frac{1}{4} \pi DR^2 = \frac{1}{4} \times 3,14 \times (110,1592)^2$$

$$= 9526,0137 \text{ cm}^2 = 10,2537 \text{ ft}^2$$

$$USG = \frac{11,9107 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{10,2537 \text{ ft}^2} = 1,1616 \text{ ft/dtk}$$

Maka :

$$HAV = 1200 (1,1616 \text{ ft/dtk})^{0,22}$$

$$= 1240,2056 \text{ B}_{TU}/\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih (vc) :

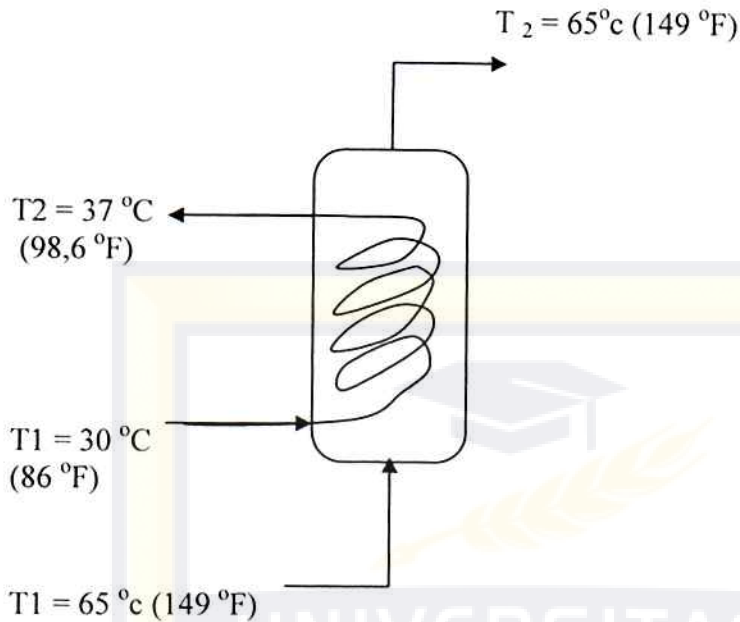
$$\begin{aligned}
 UC &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{33530,2961 \times 1240,2056}{33530,2961 + 1240,2056} \\
 &= 1195,9695 \text{ Btu/jam. Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas keseluruhan desain (VD) :

$$\begin{aligned}
 \frac{1}{UD} &= \frac{1}{UC} + RD \\
 &= \frac{1}{1195,9695} + 0,0030 = 0,00384
 \end{aligned}$$

$$UD = 260,4167 \text{ Btu/jam ft } ^\circ\text{F}$$

Penyusunan aliran pada reactor R-01



$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{(149^{\circ}F - 86^{\circ}F) - (149^{\circ}F - 98,6^{\circ}F)}{\ln \frac{(149-86)}{(149-98,6)}}$$

$$= 56,5^{\circ}F$$

Luas permukaan perpindahan panas coil pendingin (A_o)

$$A_o = \frac{Q}{UD \cdot \Delta t}$$

$$= \frac{1397861,7830 \text{ BTU/jam}}{260,4167 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \text{ft}^2 \text{ } ^{\circ}F \times 56,5^{\circ}F}$$

$$= 95 \text{ ft}^2$$

Luas permukaan coil perlilitan (A_c)

$$A_c = \pi \cdot DH \cdot a \cdot t$$

$$= 3,14 \times 2,53 \text{ ft} \times 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 4,9413 \text{ ft}^2$$

Jumlah lilitan coil (NC)

$$NC = \frac{A_o}{A_c} = \frac{95 \text{ ft}^2}{4,9413 \text{ ft}^2} = 19 \text{ lilitan}$$

Tinggi lilitan coil = NC x OD pipa coil

$$= 19 \times 0,19833 \text{ ft}$$

$$= 3,808 \text{ ft} = 116 \text{ cm}$$

Jarak antara coil (spasi)

$$= \frac{HL - \text{tinggi lilitan coil}}{NC - 1}$$

Dimana :

$$HL = \text{tinggi larutan dalam reaktor} = 122,1156 \text{ cm}$$

$$\text{Spasi coil} = \frac{122,1156 - 116}{19 - 1}$$

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

PERANCANGAN NOZZLE

Nozzel yang akan dirancang antara lain :

- a. Nozzle pemasukan gas

$$= \frac{12837,2015 \text{ lb/jam}}{0,2997 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 42833,5052 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 11,8982 \text{ ft}^3/\text{dk}$$

Diameter optimum (D_i)

$$D_i = 3,9 \times (11,8982)^{0,45} \times (0,2997)^{0,13}$$

$$= 10,1625 \text{ in}$$

Dari table 13 peters hal 888 dipilih pipa standar dengan spesifikasi :

Nominal pipe size (NPS) = 10 in

Schedule (SCH) = 40

Diameter dalam (ID) = 10,02 in = 0,835 ft

Luas penampang (A) = 78,8 in² = 0,5472 ft²

Kecepatan linear dalam aliran fluida dalam pipa

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{11,8982 \text{ ft}^3/\text{det ik}}{0,5472 \text{ ft}^2}$$

$$= 21,7438 \text{ ft/dtk}$$

Pengecekan bilangan Reynold (N_{RE})

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

$$= \frac{0,2997 \times 21,7435 \times 0,835}{1,344 \times 10^{-5}}$$

$$= 404858,6312$$

$N_{RE} > 2100$: asumsi aliran turbulen memenuhi.

b. Nozzle pengeluaran gas

$$\text{Laju alir massa ; } m = 5279,9202 \text{ kg/jam} = 11629,7802 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas gas ; } \rho = 0,2693 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas ; } \mu = 6,05 \times 10^{-6} \text{ lb/ft.dtk}$$

Laju alir volumetric :

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{11629,7802 \text{ lb/jam}}{0,2693 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 43185,2217 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 11,9959 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Diameter optimum (D_i)

$$D_i = 3,9 \times (11,9959)^{0,45} \times (0,2693)^{0,13}$$

$$= 10,06 \text{ in}$$

Dari table 13 hal 888 peters dipilih pipa standart dengan spesifikasi :

Diameter Nominal pipa (NPS) = 10 in

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

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 10,02 \text{ in} = 0,835 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 78,8 \text{ in}^2 = 0,5472 \text{ ft}^2$$

Kecepatan linear aliran fluida dalam pipa :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{11,9959}{0,5472}$$

$$= 21,9223 \text{ ft/dtk}$$

Pengecekan bilangan Reynold (N_{RE})

$$N_{RE} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} = \frac{0,2693 \times 21,9223 \times 0,835}{6,05 \times 10^{-6}}$$

$$= 814804,7852$$

$N_{RE} > 2100$; asumsi aliran turbulen memenuhi dan ukuran pipa dapat digunakan.

c. Nozzle pemasukkan larutan asetaldehid

$$\text{Laju alir massa } m; = 2229,6085 \text{ kg/jam} = 4911,0319 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas ; } \rho = 48,8827 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viscositas ; } \mu = 1,0756 \times 10^{-4} \text{ lb/ft detik}$$

Laju alir volumetric

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} = \frac{4911,0319 \text{ lb/jam}}{48,8827 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 100,4656 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0279 \text{ ft}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa (D_i)

$$\begin{aligned}
 D_i &= 3,9 (0,0279)^{0,45} \times (48,8827)^{0,13} \\
 &= 1,29 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

Dari table 13 hal 888 peters dipilih pipa standart dengan spesifikasi :

Diameter Nominal pipa (NPS) = 1 1/4 in

Schedule (SCH) = 40

Diameter dalam (ID) = 1,380 in = 0,115 ft

Luas penampang (A) = 1,50 in² = 0,0104 ft²

Kecepatan linear aliran fluida dalam pipa

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{Q}{A} = \frac{0,0279 \text{ ft}^3/\text{dk}}{0,0104 \text{ ft}^2} \\
 &= 2,6827 \text{ ft/dtk}
 \end{aligned}$$

Pengecekan bilangan Reynold (N_{RE})

$$N_{RE} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} = \frac{48,8827 \times 2,6827 \times 0,115}{1,0756 \times 10^{-4}}$$

$$= 140208,4996$$

$N_{RE} > 2100$, asumsi aliran turbulen memenuhi dan ukuran pipa dapat digunakan

d. Nozzle Pengeluaran larutan produk propilen karbonat

Laju aliran massa; $m = 2794,4486 \text{ kg/jam} = 6155,1731 \text{ lb/jam}$

Densitas; $\rho = 65,49 \text{ lb/ft}^3$

Viscositas; $\mu = 7,394 \times 10^{-4} \text{ lb/ft detik}$

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

$$= \frac{6155,1731 \text{ lb/jam}}{65,49 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 93,9865 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0261 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter Optimum (D_i)

$$D_i = 3,9 \times (0,0261)^{0,45} \times (65,49)^{0,13}$$

$$= 1,30 \text{ in}$$

Dari table 13 hal 888 peters dipilih pipa standar dengan spesifikasi :

Nominal pipe size (NPS) = 1 1/4 in

Schedule (SCH) = 40

Diameter dalam (ID) = 1,38 in = 0,115 ft

Luas penampang (A) = 1,50 in² = 0,0104 ft²

Kecepatan linear aliran fluida dalam pipa

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0261 \text{ ft}^3/\text{dk}}{0,0104 \text{ ft}^2}$$

$$= 2,51 \text{ ft/dtk}$$

Pengecekan bilangan Reynold (N_{RE})

$$N_{RE} = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{65,49 \times 2,51 \times 0,115}{7,394 \times 10^{-4}}$$

$$= 25566,2544$$

Jika aliran $N_{RE} > 2100$, asumsi aliran turbulen memenuhi dan ukuran pipa dapat digunakan.

e. Nozzle pemasukkan dan pengeluaran air pendingin

Laju alir massa ; $m = 503230,2420 \text{ kg/jam} = 1108436,6560 \text{ lb/jam}$

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

Viscositas ; $\mu = 4,598 \cdot 10^{-4} \text{ lb/detik}$

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetric } Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{1108436,6560 \text{ lb/ jam}}{62,43 \text{ lb/ ft}^3} \end{aligned}$$

$$= 17754,8720 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 4,9319 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Diameter optimum (Di)

$$\begin{aligned} \text{Di} &= 3,9 \times (4,9319)^{0,45} \times (62,43)^{0,13} \\ &= 13,68 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari table 13 hal 888 peters dipilih pipa standart dengan spesifikasi:

$$\text{Diameter Nominal pipa (NPS)} = 14 \text{ in}$$

$$\text{Schedule (SCH)} = 30$$

$$\text{Diameter dalam (ID)} = 13,25 \text{ in} = 0,920 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 138 \text{ in}^2 = 0,9583 \text{ ft}^2$$

Kecepatan linear aliran fluida dalam pipa :

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{4,9319 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,9583 \text{ ft}^2} \\ &= 5,1465 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

Pengecekan Bilangan Reynold (N_{RE})

$$N_{RE} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\mu} = \frac{62,43 \times 5,1465 \times 0,0920}{4,598 \times 10^{-4}}$$

$$= 64287,14993$$

Jika aliran $N_{RE} > 2100$ asumsi aliran turbulen memenuhi dan ukuran pipa dapat dipergunakan.

f. Menhole

Dipilih ukuran manhole standar sesuai dengan Appendix f item 4 Brownell dan young hal 351 dengan diameter dalam 20 in.

t = Tebal shell = $\frac{1}{4}$ in

T = Tebal Flange = $\frac{1}{4}$ in

A = size of fillet ; weld A = $\frac{3}{16}$ in

B = size of fillet ; weld B = $\frac{1}{4}$ in

R = apron radius = $\frac{1}{4}$ in

L = Length of zize = $45\frac{1}{2}$ in

W = Width of rein forring plate = $54\frac{1}{4}$ in

D_p = Max diameter of hole in shell = $24\frac{1}{4}$ in

ID min = inside diameter of hole in shell = 20 in

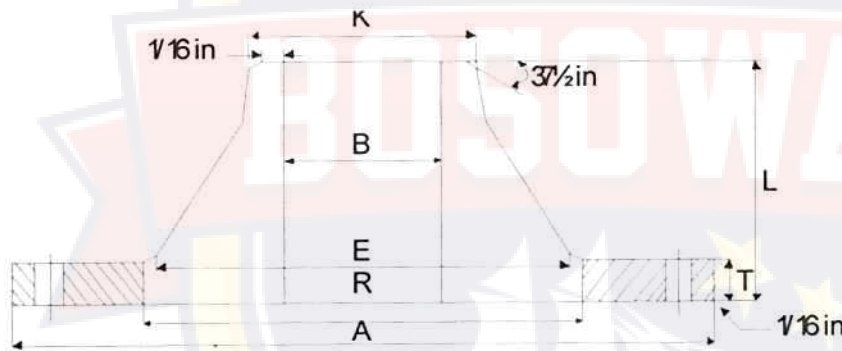
ID max = inside Diameter of hole in shell = 22 in

DB = Diameter of bold Circle = $26\frac{1}{4}$ in

DC = Diameter of cover plate = $28\frac{3}{4}$ in

g. Ukuran flange nozzle

Keseluruhan leher nozzle disambung dengan flange tipe tipe *welding neck flangedar*. Standar 150 lb steel berdasarkan ASA B1G-1939 (*Brownell & Young* hal. 221). Ukuran *flange* didasarkan pada ukuran diameter nominal pipa nozzle.



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

L = Panjang; in

B = Diameter dalam untuk dinding pipa; in

Table ukuran *flange nozzle* reaktor :

No.	NSP (in)	A	T	R	E	K	L	B
2.	1 1/4	4 5/8	5/8	2 5/16	2 5/16	1,66	2 ¼	1,38
3.	10	16	13/16	12 ¾	5 5/16	10,75	4	10,02
4.	14	21	1 2/8	16 1/4	15 3/4	14,00	5	13,

h. Gasket

- Bahan konstruksi = Stainless Steel
- Internal pressure = 35,2704 psi
- Stress design min, Y = 26000
- Faktor gasket, m = 6,5

Lebar gasket dihitung dengan pers. 12-2, Brownel & Young, p. 226.

$$\frac{d_o}{d_i} = \left(\frac{Y - P \times m}{Y - P \times (m+1)} \right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{26000 - 35,2704 \times 6,5}{26000 - 35,2704 \times 7,5} \right)^{1/2}$$

$$= 1,0014$$

$$d_i = \text{ID Vessel} + 2t$$

$$= 25,500 + 2 \times (0,25)$$

$$= 26,00 \quad \text{in}$$

$$d_o = 1,0014 \times 26,00$$

$$= 26,036 \quad \text{in}$$

$$\text{Lebar gasket minimum, } W = \frac{1}{2} (d_o - d_i)$$

$$= \frac{1}{2} \times (26,036 - 26,00)$$

$$= 0,0178 \quad \text{in}$$

$$\text{Diameter gasket rata-rata, } G = d_i + \text{lebar gasket minimum}$$

$$= 26 + 0,0178$$

$$= 26,0178 \quad \text{in}$$

Basic seating width, b_o

$$b_o = W/8$$

$$= \frac{0,0178}{8}$$

$$= 0,0022 \quad \text{in}$$

Karena $b_o < 0,25$ in maka efektif gasket setting width $b = b_o = 0,1057$ (MV. Joshi, p.163).



Perhitungan Beban Penyangga

a. Berat bagian shell

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

Dimana :

ID_s = diameter dalam shell

$$= 110 \text{ cm} = 43,31 \text{ in}$$

OD_s = Diameter luar shell

$$= 43,31 \text{ in} + 2 (1/4 \text{ in}) = 43,81 \text{ in}$$

H_R = Tinggi Shell reactor

$$= 147,1156 \text{ cm} = 57,92 \text{ in}$$

ρ = densitas steel = $0,283 \text{ lb/in}^3$

Maka :

$$W_{\text{shell}} = \frac{3,14}{4} (43,81^2 - 43,31^2) \times 57,92 \times 0,283$$

$$= 560,4960 \text{ lb}$$

b. Berat tutup reactor (W_{tertutup})

$$W_{\text{tertutup}} = \frac{1}{6} (OD_h^3 - ID_h^3) \cdot \rho_{\text{Steel}}$$

Dimana :

ID_s = Diameter dalam shell

$$= 43,31 \text{ in}$$

OD_h = Diameter luar tutup

$$= 43,3 + (2 \times 1/4) = 43,8 \text{ in}$$

Maka :

$$W_{\text{tertutup}} = \frac{1}{6} (43,8^3 - 43,31^3) \times 0,283$$

$$= 131,5325 \text{ lb}$$

c. Berat Coil pendingin (W_{Coil})

$$W_{\text{coil}} = \frac{\pi}{4} (OD_c^2 - ID_c^2) \times N_c \times DH \times \rho_{\text{Steel}}$$

Dimana :

ODc = diameter luar pipa coil = 2,38 in

IDc = Diameter dalam pipa coil = 2,067 in

Nc = Jumlah lilitan coil = 19

DH = Diameter lingkaran coil = 30,317 in

ρ = Densitas steel = 0,283 lb/in³

maka :

$$W_{\text{coil}} = 3,14/4 (2,38^2 - 2,067^2) \times 19 \times 30,317 \times 0,283$$

$$= 178,1178 \text{ lb.}$$

d. Berat perforated plate (Wplate)

$$W_{\text{plate}} = \Delta_{\text{plate}} \times t_p \times \rho_{\text{steel}}$$

Dimana :

Δ_{plate} = luas plate – luas orifice

$$= (9526 \text{ cm}^2 - 0,8660 \text{ cm}^2)$$

$$= 866 \text{ cm}^2 = 134,23 \text{ in}^2$$

t_p = tebal perforated plate = 1 in

$$W_{\text{plate}} = 134,23 \text{ in}^2 \times 1 \text{ in} \times 0,283 \text{ lb/in}^3$$

$$= 37,9871 \text{ lb.}$$

e. Berat air pendingin (W_{ap})

$$W_{ap} = \text{Volume coil} \times \rho$$

$$V_{coil} = \frac{1}{4} \pi D_c^2 \times N_c \times DH$$

$$= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 2,067^2 \times 5 \times 30,317$$

$$= 1931,9258 \text{ in}^3$$

$$\rho_{air} = 62,43 \text{ lb/ft}^3 = 0,0361 \text{ lb/in}^3$$

$$W_{air} = 1931,9258 \text{ in}^3 \times 0,0361 \text{ lb/in}^3$$

$$= 69,7425 \text{ lb}$$

f. Berat Larutan (asetaldehid) ; $w_{larutan}$:

$$W_{larutan} = \frac{1}{4} \pi D_R^2 \times HI \times \rho_{larutan}$$

Dimana:

D_R = Diameter dalam reaktor

$$= 110,9622 \text{ cm} = 43,6859 \text{ in}$$

HI = Tinggi larutan = 122,1156 cm = 48,08 in

ρ = Densitas larutan = 0,783 gr/cm³ (0,0282 lb/in³)

Maka :

$$W_{larutan} = \frac{1}{4} \times 3,14 \times (43,3 \text{ in})^2 \times 48,08 \text{ in} \times 0,0282 \text{ lb/in}^3$$

$$= 1995,5335 \text{ lb}$$

g. Berat gas proses (W_{gas})

W_{gas} = massa udara pengoksidasi

$$= 5828,0895 \text{ kg/jam} = 12837,2015 \text{ lb/jam}$$

$$W_{\text{gas}} = \frac{12837,2015 \text{ lb/jam} \times 1 \text{ jam} \times 2,5 \text{ detik}}{3600 \text{ detik}}$$

$$= 8,9147 \text{ lb}$$

Maka berat total (W):

$$W_{\text{total}} = W_{\text{shell}} + (2 \times W_{\text{tertutup}}) + W_{\text{coil}} + W_{\text{late}} + W_{\text{ap}} + W_{\text{larutan}} + W_{\text{gas}}$$

$$= (560,4960 + (2 \times 131,5325) + 178,1178 + 37,9871 + 69,7425 + 1995,5335$$

$$+ 8,9147 \text{ lb}$$

$$= 3113,8566 \text{ lb}$$

Untuk berat perlengkapan yang lain seperti baut, flange, nozzle dan lain-lain serta factor keselamatan, maka berat reactor untuk perhitungan system penyangga ditambah 25 % termasuk didalamnya telah dipertimbangkan berat isolasi reaktor.

$$\text{Sehingga } W_T = 1,25 \cdot W$$

$$= 1,25 \times 3113,8566 \text{ lb}$$

$$= 3892,3208 \text{ lb}$$

b. Perhitungan Leg Support (Kaki Penyangga)

Dalam perancangan ini digunakan penyangga jenis 1 beam. Beban yang diterima penyangga dihitung dengan menggunakan persamaan (10.76 Brownell and Young) :

$$D = \frac{4 \cdot \rho_w(H-L)}{N \cdot D \cdot bc} + \frac{W}{N}$$

Direncanakan reactor ini diletakkan dalam gedung, dengan penyangga yang tidak terlalu tinggi, maka beban karena angin diabaikan atau $\rho_w = 0$, sehingga :

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

Dimana :

W = Beban reactor = lb

N = Jumlah penyangga = 4 buah

Maka :

$$P = \frac{3892,3208 \text{ lb}}{4}$$

$$= 973,0802 \text{ lb}$$

Total Panjang Leg (Kaki):

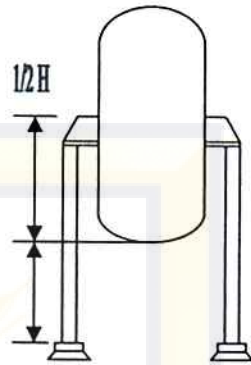
H = Tinggi reaktor sampai pondasi + $\frac{1}{2}$ tinggi reaktor

$$H = L + 1/2 H_R$$

Tinggi reactor $H_R = 203,4 \text{ cm} = 6,67 \text{ ft}$

Ditetapkan $L = 5 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} \text{Maka : } H &= 5 + (1/2 \times 6,67 \text{ ft}) \\ &= 8,335 \text{ ft} \end{aligned}$$



Dipilih 1 beam dengan spesifikasi :

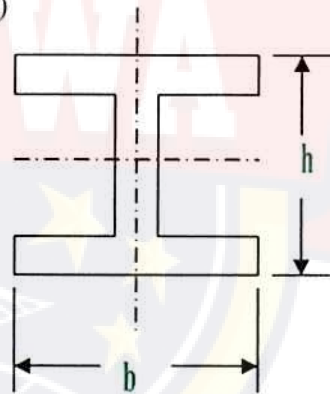
Ukuran : 7 in ($7 \times 3 \frac{5}{8}$)

Berat : 20 lb/ft (appendix G Brownell dan young)

Luas penampang (A) = 5,38 in²

$h = 7 \text{ in}$

$b = 3,86 \text{ in}$



Dicoba dipasang dengan axis 2-2

Dari appendiks G Brownell and Young didapat :

$$I = 3,1 \text{ in}^4$$

$$r = 0,74 \text{ in}$$

Tekanan yang diterima 1 beam ; f_c

$$I/r = 3,1/0,74 = 4,2 \text{ in}^3$$

untuk $0 < I/r < 60$ dari persamaan 4.21 hal. 20 Brownell and Young

$$\begin{aligned} f_c &= \frac{18000}{\left(1 + \frac{I^2}{r^2 \cdot 18000}\right)} \\ &= \frac{18000}{\left(1 + \frac{(3,1)^2}{(0,74)^2 \cdot 18000}\right)} \\ &= 17982,4678 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Luas yang dipakai komposisi (A hitung)

$$\begin{aligned} A \text{ hitung} &= \frac{P}{f_c} = \frac{873,0802 \text{ lb}}{17982,4678 \text{ lb/in}^2} \\ &= 0,2458 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Menentukan diameter baut :

$$W = \frac{P}{n} \quad (n = \text{Jumlah baut} = 4 \text{ Buah})$$

$$= \frac{973,0802 \text{ lb}}{4}$$

$$= 243,2701 \text{ lb}$$

$$f_s = \frac{w}{A_b} \quad (A_b = \text{Luas Penampang Baut})$$

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

$$= \frac{243,2701 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 0,0162 \text{ in}^2$$

$$A_b = 1/4 \pi d_b^2$$

$$d_b = \left(\frac{4A_b}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{4 \cdot 0,0162 \text{ in}^2}{3,14} \right)^{1/2}$$

$$= 0,144 \text{ in}$$

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

$$\text{Diameter Baut (db)} = 1/2 \text{ in}$$

$$\text{Luas permukaan (Ab)} = 0,126 \text{ in}^2$$

$$\text{Bolt Spacing (B)} = 2. 1/4 \text{ in}$$

$$\text{Radial distance (R)} = 13/16 \text{ in}$$

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

$$\text{Nat dimension} = 7/8 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Phitung} &= f_s \cdot A_b \\ &= 15000 \text{ lb/in}^2 \times 0,126 \text{ in}^2 \\ &= 1890 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\text{Paktual} = 243,2701 \text{ lb}$$

Phitung > Paktual ,maka ukuran baut dapat digunakan .

Perencanaan lebar plate horisontal dan jarak Gasset

Lebar plate horisontal (a)

$$a = 2 \cdot db + 7 \text{ in}$$

$$= (2 \times 0,5) + 7 \text{ in}$$

$$= 8 \text{ in}$$

Jarak gusset ;

$$\begin{aligned}
 b &= 2.db + 3,86 \text{ in} \\
 &= (2 \times 0,5 \text{ in}) + 3,86 \text{ in} \\
 &= 4,86 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perancangan tebal plate horizontal

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

$$\begin{aligned}
 l &= a + \frac{1}{2} b \\
 &= 7 \text{ in} + \frac{1}{2} (4,86 \text{ in}) \\
 &= 9,43 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$b/l = \frac{4,86}{9,43} = 0,52$$

Dari tabel 10.6 Brownell & Young diperoleh :

$$y_i = 0,565$$

Beban kompresi terhadap plate horizontal dihitung dengan dengan menggunakan persamaan 10.40 Brownell & young :

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[(1 + \mu) \ln \left(\frac{2.L}{\pi.e} \right) + (1 - y_i) \right]$$

Dimana :

M_y = Maksimum bending momen sepanjang axis radial ; lb

P = Beban yang diterima baut = 243,2701 lb

μ = Poison ratio (0,30 untuk baja)

$$e = (\text{nut dimention } /2) = \frac{7/8}{2} = 0,4375 \text{ in}$$

L = lebar plate horizontal = 9,43 in

Maka :

$$M_y = \frac{243,2701 \text{ lb}}{4 \times 3,14} \left[(1 + 0,30) \ln \left(\frac{2 \times 9,43}{3,14 \times 0,4375} \right) + (1 - 0,565) \right]$$

$$= 74,4 \text{ lb}$$

Maka Tebal plate horizontal; Thp :

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

$$= \left(\frac{6 \times 74,4 \text{ lb}}{15000 \text{ Psi}} \right)^{0,5}$$

$$= 0,1725 \text{ in}$$

Digunakan tebal plate horizontal = 3/16 in (0,48 cm)

Perancangan Base Plate

Dipilih base plate berbentuk persegi panjang

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

Diketahui beban leg (beban yang diterima I beam)

$$P = 74,4 \text{ lb}$$

Berat leg (kaki) = Berat I beam x Panjang leg (H)

$$= 20 \text{ lb/ft} \times 8,335 \text{ ft}$$

$$= 166,7 \text{ lb}$$

Beban tiap plate,

$$= P + \text{berat Leg (kaki)}$$

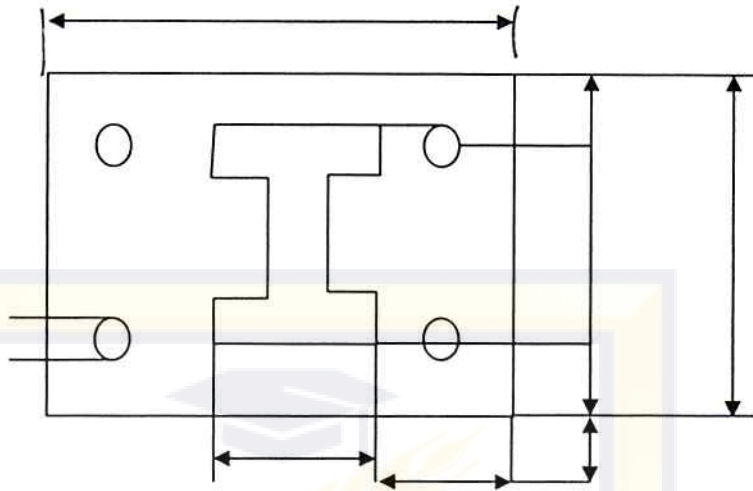
$$= (74,7 + 166,7) \text{ lb}$$

$$= 240,7 \text{ lb}$$

Luasan base plate (Abp)

$$Abp = (2n + 0,8 b)(2m + 0,95 h)$$

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



Nilai f base plate sama dengan bearing capacity fondaty base plate, dipilih pondasi beton dengan nilai bearing capacity = 600 psi. (H and R). Tabel 7 Bahan Konstruksi base plate adalah SA-201 Grade A dengan tegangan yang diijinkan 15.000 psi.

Maka :

$$\begin{aligned} A_{bp} &= \frac{240,7 \text{ lb}}{600 \text{ lb/in}^2} \\ &= 0,4012 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Untuk perhitungan awal diasumsikan $m = n$

$$\begin{aligned} A_{bp} &= (2m + 0,8 b) (2m + 0,95 \times 7) \\ 0,4012 &= [2m + (0,8 \times 3,86)] [2m + (0,95 \times 7)] \\ m &= 3,325 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga ;

$$\begin{aligned} \text{Lebar base plate} &= 2m + 0,8 b \\ &= (2 \times 3,325) + (0,8 \times 3,86) \\ &= 9,378 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang base plate} &= 2 m + 0,95 h \\ &= (2 \times 3,325) + (0,95 \times 7) \\ &= 13,3 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{A baru} &= \text{Panjang} \times \text{lebar} \\ &= 9,738 \text{ in} \times 13,3 \text{ in} \\ &= 129,52 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih ukuran base plate} = (11 \times 11) \text{ in}$$

$$\text{panjang} = 2m + 0,95 h$$

$$11 = 2m + (0,95 \times 7)$$

$$m = 2,175 \text{ in}$$

$$\text{lebar base plate} = (2n + 0,8 b)$$

$$n = 3,956 \text{ in}$$

$$\text{A base plate} = 11 \times 11$$

$$= 121 \text{ m}^2$$

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

$$\text{Tebal base plate} = (0,00015 \cdot P \cdot n^2)^{0,5}$$

Dimana:

$$P = \text{Tekanan base plate}$$

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

$$P = \frac{240,7 \text{ lb}}{121 \text{ in}^2}$$

$$= 1,99 \text{ lb/in}^2$$

Sehingga tebal base plate :

$$T_{bp} = (0,00015 \times 1,99 \times 3,956^2)^{0,5}$$

$$= 0,068 \text{ in}$$

Digunakan tebal base plate standar = $3/16 \text{ in} = 0,48 \text{ cm}$

Tekanan pada baut base plate :

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

$$= \frac{240,7 \text{ lb}}{4}$$

$$= 60,175 \text{ lb}$$

Luas baut pada base plate

$$\begin{aligned} a_b &= \frac{P}{f_s} \\ &= \frac{60,175 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} \\ &= 0,0040 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Diameter baut base plat:

$$\begin{aligned} D_b &= \left(\frac{4 \cdot A_b}{\pi} \right)^{0,5} \\ &= \left(\frac{4 \times 0,0040}{3,14} \right)^{0,5} \\ &= 0,071 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih dengan ukuran diameter standar = 1/2 in (tabel 10.4 Brownell and young)

Anchor

Panjang Anchor ditetapkan 6 - 14 in

Diambil panjang anchor 7 in

Diameter Anchor = diameter baut

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

Pondasi

$$\text{Beban pada base plate} = 240,7 \text{ lb}$$

$$\text{Densitas baja : } \rho = 0,284 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Berat base plate} = \text{panjang base plate} \times \text{lebar base plate} \times \text{tebal} \times \rho \text{ baja}$$

$$= 11 \text{ in} \times 11 \text{ in} \times 0,284$$

$$= 34,364 \text{ lb}$$

$$\text{Berat total} = \text{beban base plate} + \text{berat base plate}$$

$$= (240,7 + 34,364) \text{ lb}$$

$$= 275,064 \text{ lb}$$

Diambil ukuran pondasi :

$$\text{Luas atas} = 14 \text{ in} \times 14 \text{ in} = 196 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas bawah} = 18 \text{ in} \times 18 \text{ in} = 324 \text{ in}^2$$

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

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

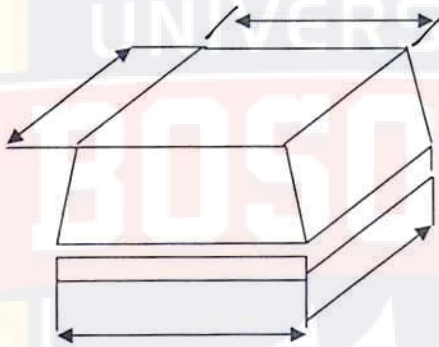
$$\text{Panjang sisi rata-rata} = \frac{(14 + 18) \text{ in}}{2} = 16 \text{ in}$$

$$\text{Luas permukaan rata-rata} = (16 \times 16) \text{ in}^2 = 256 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume pondasi} &= \text{luas permukaan rata-rata} \times \text{tinggi pondasi} \\
 &= 256 \text{ in}^2 \times 10 \text{ in} \\
 &= 2560 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat pondasi} &= 2560 \text{ in}^3 \times 0,0868 \text{ lb/in}^3 \\
 &= 222,208 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Digunakan cement sand dan graver dengan sate bearing power = 5 ton/ft³



Tekanan pada tanah:

$$= \frac{\text{Berat pondasi} + \text{berat total}}{\text{Luas rata-rata}}$$

$$= \frac{222,208 + 275,064}{256 \text{ in}^2}$$

$$= 1,94 \text{ lb/in}^2$$

Pengecekan Ukuran Pondasi

Dari Hesse, persamaan 12-3 hal. 334, allowable compressive strenght adalah 22,50 psi

Maka :

$$d = \left(\frac{a}{57} \right) p^{0.5}$$

Dimana : d = bagian vertikal dari pondasi; in

a = bagian horizontal

P = tekanan pada tanah; lb/ft²

Maka :

Slop (a/d)

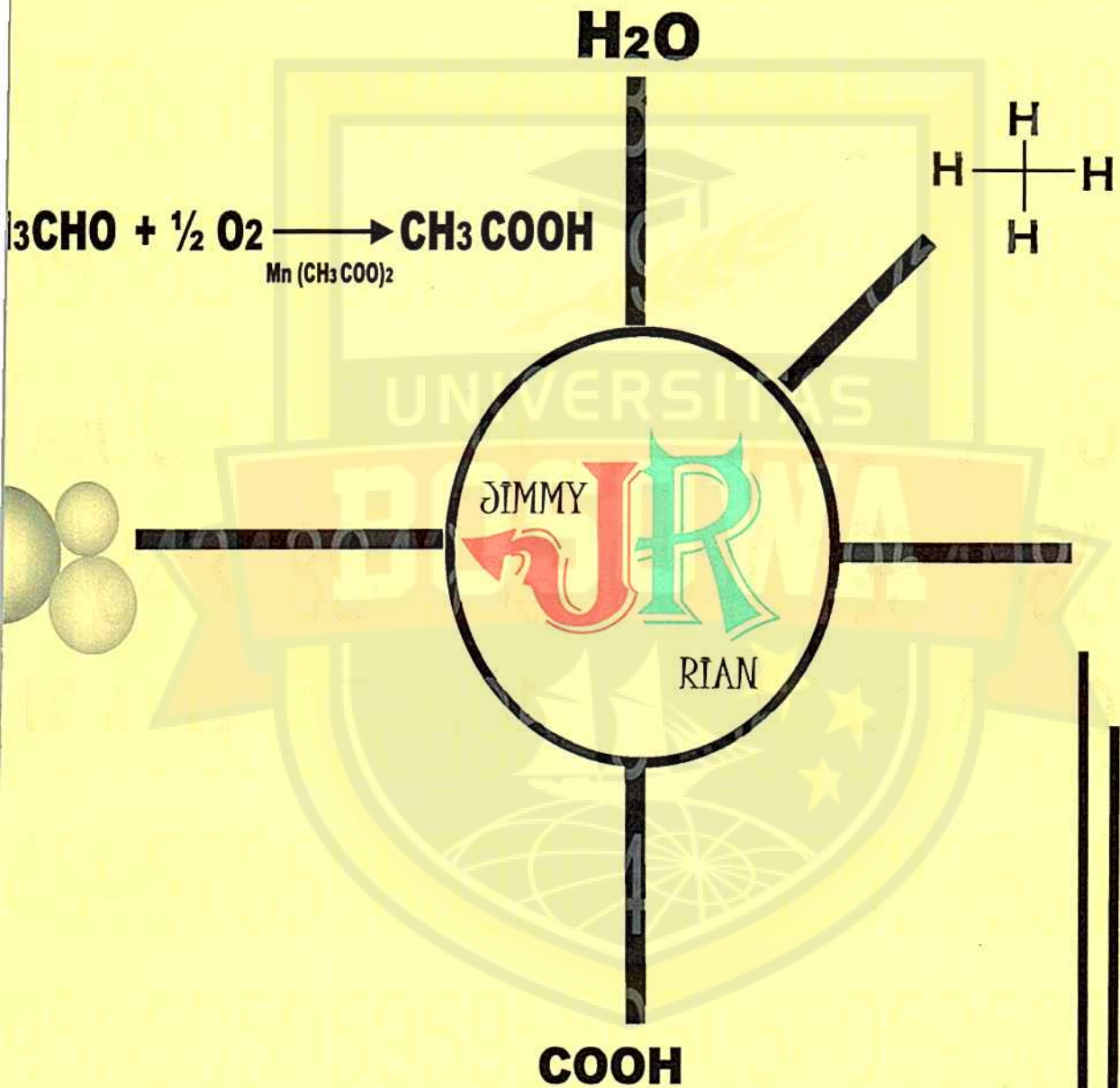
$$\begin{aligned} a/d &= \frac{57}{(p)^{0.5}} \\ &= \frac{57}{(1,94)^{0.5}} \\ &= 40,9 \end{aligned}$$

Kemiringan pondasi

$$\begin{aligned} &= \left(\frac{18-14}{10in} \right) in \\ &= 0,40 \end{aligned}$$

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

LAB. VII



UTILITAS



BAB VII UTILITAS

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

1. Unit penyediaan *steam* (uap).
2. Unit penyediaan air
3. Unit pembangkit tenaga listrik

1. Unit penyediaan uap (*steam*)

Penyediaan steam untuk pabrik asam asetat dihasilkan dari boiler. Air umpan boiler terlebih dahulu diolah untuk memenuhi syarat sebagai air ketel, sehingga pembentukan kerak dan korosi pada boiler dapat dihindari.

Dari perhitungan neraca panas diketahui kebutuhan *steam* sebagai berikut :

Tabel. 7.1. Tabel Kebutuhan Steam

Nama alat	Kode alat	Jumlah steam
Heater I	H - 01	82,3558
Heater II	H - 02	201,9746
Heater III	H - 03	446,1334
Reboiler	RB - 01	129,4969
Total		859,9607

Untuk memperhitungkan faktor keamanan dan kebocoran, maka direncanakan steam yang digunakan 10 % berlebih besar dari kebutuhan normal.

Jadi jumlah steam yang harus disediakan boiler :

$$\begin{aligned} M_s &= 1,10 \times 85,9607 \text{ kg/jam} \\ &= 945,9568 \text{ Kg/jam} \\ &= 2083,6053 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Steam pemanas yang digunakan adalah saturated steam (uap jenuh) pada kondisi suhu 200 °C dan tekanan 16,0 kgf/cm². Berdasarkan table C-1 smith van ness edisi 4 hal. 579 diketahui data entalphi steam :

1. Liquid jenuh : $H_f = 204 \text{ kkal/kg} = 367,5238 \text{ Btu/lb}$
2. Uap jenuh : $H_g = 667,1 \text{ kkal/kg} = 1201,8389 \text{ Btu/lb}$

a) Power Boiler

Power boiler dihitung sesuai persamaan :

$$H_p = \frac{M_s (H_g - H_f)}{33480}$$

Dimana :

M_s = Massa steam yang dihasilkan boiler ; lb/jam

H_g = Entalpi uap jenuh steam ; Btu/lb

H_f = Entalpi liquid jenuh steam ; Btu/lb

Maka :

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{2083,6053 \text{ lb/jam} (1201,8389 - 367,5238) \text{ Btu/lb}}{33480 \text{ Btu/jam/Hp}} \\ &= 51,9 \text{ Hp} \approx 52 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan power boiler 25 Hp, dan digunakan 1 buah boiler

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 :

$$\begin{aligned} F &= \frac{H_g - H_f}{970,4} \\ &= \frac{(1201,8389 - 367,5238) \text{ Btu/lb}}{970,4} \\ &= 0,86 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} W' &= \frac{2083,6053 \text{ lb/jam}}{0,86} \\ &= 2422,7969 \text{ lb/jam} \\ &= 1099,9498 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jadi air umpan boiler yang dibutuhkan sebesar 1099,9498 kg/jam

c) **Kebutuhan bahan bakar boiler**

Untuk bahan bakar boiler yang digunakan adalah minyak diesel (*diesel oil*) dengan *heating value* (nilai kalor pembakaran) : $\Delta H_v = 19525 \text{ Btu/lb}$, dimana efisiensi pembakaran 85 %, maka kebutuhan bahan bakar boiler:

$$M_f = \frac{M_s \times (H_g - H_f)}{\eta_B \times H_v}$$

Dimana :

M = Massa bahan bakar ; lb/jam

M_s = Massa steam yang dihasilkan ; lb/jam

H_g = Entalpi uap jenuh steam ; Btu/lb

H_f = Entalpi cairan jenuh steam ; Btu/lb

η_B = Efisiensi boiler

H_v = Nilai kalor bahan bakar ; Btu/lb

Maka :

$$\begin{aligned} M_f &= \frac{2422,7969 \text{ lb/jam} (1201,8389 - 367,5238) \text{ Btu/lb}}{0,85 \times 19525 \text{ Btu/lb}} \\ &= 121,8 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Diketahui densitas bahan bakar : ρ = 54,9384 lb/ft³

Maka rate volumetrik bahan bakar boiler:

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{121,8 \text{ lb/jam}}{54,9384 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2,22 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 63 \text{ ltr/jam} \end{aligned}$$

Jadi kebutuhan bahan bakar boiler sebesar 63 ltr/jam

d) Perpindahan panas boiler

Boiler yang digunakan tipe water tube boiler heating surface boiler 10 ft² tiap 1 Hp. Jadi heating surface boiler yang digunakan (A) :

$$\begin{aligned} A &= Hp \times 10 \text{ ft}^2/Hp \\ &= 52 Hp \times 10 \text{ ft}^2/Hp \\ &= 520 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Ditetapkan tube boiler :

- Nominal pipe size; Nps = 6 in
- Luas permukaan perpanjang tube, $a_o = 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft}$
- Panjang tube, L = 8 ft

Maka jumlah tube boiler, Nt:

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{a_o \times L} \\ &= \frac{520 \text{ ft}^2}{1,734 \text{ ft}^2 \times 8 \text{ ft}} \\ &= 37,5 \text{ buah} \end{aligned}$$

Ditetapkan jumlah tube boiler sebanyak 38 buah

Spesifikasi Boiler (B-01)

1. Nama alat : Boiler
2. Fungsi : Menghasilkan steam
3. Tipe : *Water tube boiler*
4. Panjang tube : 8 ft = 2,44 m
5. Jumlah tube : 38 buah
6. Jenis bahan bakar : *Diesel oil*

7. Kebutuhan bahan bakar : 63 liter/jam
 8. Efisiensi pembakaran : 85 %
 9. Power boiler : 52 Hp
 10. Jumlah alat : 1 buah

Tangki Bahan Bakar Boiler

Kode : TBB-01

Fungsi : Menampung bahan bakar untuk persediaan selama satu bula proses

Tipe : Silinder horizontal

Q : 2,22 ft³/jam

Volume bahan bakar selama satu bulan:

$$V = 2,22 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 720 \text{ jam} = 1598,4 \text{ ft}^3$$

Tangki dirancang dengan ketentuan:

1. tangki terisi 90% bahan bakar
2. perbandingan panjang (L) dan diameter tangki (D) 3:1
3. digunakan 1 buah tangki

Volume bahan bakar tiap tangki :

$$VL = \frac{1598,4 \text{ ft}^3}{0,90} = 1776 \text{ ft}^3 = 50,3 \text{ m}^3$$

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

$$D = \left[\frac{4 VL}{3 \pi} \right]^{1/3} = \left[\frac{4 \times 1776}{3 \times 3,14} \right]^{1/3} = 9,1 \text{ ft} = 2,8 \text{ m}$$

$$L = 3D = 3 \times 9,1 \text{ ft} = 27,3 \text{ ft} = 8,32$$

Spesifikasi tangki bahan bakar boiler:

1. kode alat = TB – 01
2. tipe = silinder horizontal
3. kapasitas = 50,3 m³
4. diameter tangki = 2,8 m
5. bahan konstruksi = karbon steel SA-283 grade C
6. jumlah = 1 buah

2. Unit Penyediaan Air

Air merupakan bagian yang sangat penting dalam suatu industri kimia. Pabrik asam asetat ini dibutuhkan air dalam jumlah yang sangat besar. Penyediaan air untuk pabrik ini, dibuat unit pengolahan air (Water Treatment Plant) sendiri karena lebih ekonomis dan menjamin tersedianya air secara terus menerus.

Pengadaan air baku diperoleh dari air sungai yang dipompa ke dalam bak penampung pendahuluan (reservoir), yang dilewatkan pada penyaring atau sekat-sekat yang dipasang pada sumber air guna menghindari terikutnya kotoran-kotoran menuju bak penampung pendahuluan (disini sudah terjadi proses pengendapan awal).

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

Dari bak air bersih, air didistribusikan untuk kebutuhan air umpan boiler dan proses, air pendingin, serta air sanitasi untuk kebutuhan air umpan boiler dan proses dilewatkan pada ion exchanger untuk menghilangkan kation dan anion yang terdapat dalam air.

a. Perhitungan kebutuhan air

Jumlah kebutuhan air proses, air pendingin, air sanitasi dan air umpan boiler diperoleh berdasarkan perhitungan neraca panas dan neraca massa.

Data kebutuhan tersebut adalah :

1. Air pendingin

Tabel 7.2. Tabel Kebutuhan Air

Nama alat	Kode alat	Jumlah air (kg/jam)
Cooler I	C - 01	29531,2454
Cooler II	C - 02	4656,6318
Cooler III	C - 03	65,6197
Cooler IV	C - 04	16567,3948
Condensor distilasi	CO-01	5025,8484
Condensor produk	CO-02	40830,9173
Reaktor	R-01	503230,2420
Total		599957,8994

Untuk menghemat pemakaian air, air bekas pendingin keluar dari peralatan pendingin perlu disirkulasi. Dengan asumsi terjadi kehilangan 10 % dari total air sebelum disirkulasi.

$$\begin{aligned} \text{Air yang disirkulasi} &= 90\% \times 599957,8994 \text{ kg/jam} \\ &= 539962,1095 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air yang harus ditambahkan (make-up water):

$$= (599957,8994 - 539962,1095) \text{ kg/jam}$$

$$= 59995,7899 \text{ kg/jam}$$

2. Air umpan boiler

Kebutuhan air umpan boiler diperoleh dari perhitungan unit penyediaan steam sebanyak 1099,9498 kg/jam untuk menghasilkan steam sebanyak 859,9607 kg/jam. Kondensat yang disirkulasi dengan asumsi terjadi kehilangan sebelum disirkulasi sebanyak 20 % dari total kondensat steam.

Kondensat steam yang disirkulasi :

$$= 80\% \times 859,9607 \text{ kg/jam}$$

$$= 687,9686 \text{ kg/jam}$$

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

$$= \text{jumlah steam} - \text{kondensat steam yang disirkulasi}$$

$$= (859,9607 - 687,9686) \text{ kg/jam}$$

$$= 171,9921 \text{ kg/jam}$$

3. Air proses

Dari perhitungan neraca massa dapat diketahui kebutuhan H₂O proses pada absorber AB-01 sebanyak 12598,6880 kg/jam

4. Air sanitasi

Jumlah karyawan pabrik sebanyak 145 orang dan kebutuhan air 5000 liter perhari setiap karyawan

Total kebutuhan air karyawan :

$$= 145 \text{ orang} \times 5000 \text{ liter/orang/hari}$$

$$= 725.000 \text{ liter/hari}$$

$$= 30208,3333 \text{ liter/jam}$$

Air untuk kebutuhan laboratorium, kantor dan pencucian peralatan diperkirakan 10.000 liter/hari = 416,6667 liter/jam.

Sehingga total kebutuhan sanitasi:

$$= (30208,3333 + 416,6667) \text{ liter/jam}$$

$$= 30625 \text{ liter/jam}$$

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

1. Air pendingin	: 59995,7899 kg/jam
2. Air umpan boiler	: 171,9921 kg/jam
3. Air proses	: 2598,6880 kg/jam
4. Air sanitasi	: 30625 kg/jam
<hr/>	
Total	: 62766,4750 kg/jam

b. Perhitungan peralatan pengolahan air

1. Pompa air sungai

Kode alat : P - 01

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke bak penampungan air sungai (reservoir).

Tipe : pompa senrifugal aliran radial

$$\begin{aligned} \text{Laju alir massa; } m &= 62766,4700 \text{ kg/jam} \\ &= 138252,1366 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

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

$$\text{Viskositas ; } \eta = 6,72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.dtk}$$

Rate volumetrik air (Q) :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{138252,1366 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2214,5144 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,6150 \text{ ft}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Diameter optimum pipa (Di) :

Diameter optimum pipa dihitung dengan menggunakan persamaan 15 hal. 496 Peter's untuk asumsi aliran turbulen ($N_{Re} > 2100$).

$$\begin{aligned} D_i &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times (0,6150)^{0,45} \times (62,43)^{0,13} \\ &= 5,42 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi : (appendix D table 13 Peter's).

$$\text{NPS} \quad : 6 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} \quad : 40$$

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

$$\text{Luas penampang (A)} \quad : 28,9 \text{ in}^2 \quad = 0,207 \text{ ft}^2$$

Uji Bilangan Reynold ; Nre :

$$N_{RE} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{\eta}$$

Dimana :

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,6150 \text{ ft}^3/\text{dk}}{0,2007 \text{ ft}^2}$$

$$= 3,0643 \text{ ft/dk}$$

Maka :

$$N_{RE} = \frac{62,43 \text{ lb/ft}^3 \times 3,0643 \text{ ft/dk} \times 0,5054 \text{ ft}}{6,72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.dtk}}$$

$$= 143876,7373$$

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

Instalasi perpipaan yang digunakan :

- a. Panjang pipa lurus ; L : 2000 m (6562 ft)
- b. Tinggi pemompaan ; Z : 15 m (49 ft)
- c. 5 buah standar elbow 90° dan 2 buah gate valve standar 45°

Panjang ekuivalen sambungan ; Le

- a. Elbow 90° $Le = 5 \times 30 \times 0,5054 = 75,81 \text{ ft}$
- b. Gate valve $Le = 2 \times 13 \times 0,5054 = 13,1404 \text{ ft}$
- c. Elbow 45° $Le = 2 \times 15 \times 0,5054 = 15,162 \text{ ft}$

$$\text{Total Le} = 104,1124$$

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

$$= (6562 + 104,1124) \text{ ft}$$

$$= 6666,1124 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pipa total (ZL)} &= L + L_e \\
 &= 6562 \text{ ft} + 104,1124 \text{ ft} \\
 &= 6666,1124 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Kontraksi yang terjadi :

Friksi karena gesekan dalam pipa (F)

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

Dipilih pipa komersil steel dengan $Z = 0,00015$, untuk $\Sigma/D = 0,0003$

dan $N_{Re} = 143826,7373$

Diperoleh dari grafik 14.1 (peters hal. 482) faktor friksi (f) = 0,0065,

maka:

$$\begin{aligned}
 ZF &= \frac{0,0065 \times 6666,1124 \text{ ft} \times (3,0643 \text{ ft/dtk})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbm/lbf.dtk}^2 \times 0,5054 \text{ ft}} \\
 &= 12,5160 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

Energi mekanik pompa (-Ws) :

$$-W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta V^2}{2 g_c} + \Sigma F$$

dimana :

$$\frac{\Delta P}{\rho} = 0 \quad (P_1 = P_2)$$

$$\frac{\Delta V^2}{2 g_c} = \frac{(3,0643 - 0)^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,1459 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned}\Delta Z \frac{g}{gc} &= 49 \times \frac{32,2}{32,174} \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 49,0396 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}-W_s &= (0 + 49,0396 + 0,1459 + 12,5106) \text{ ft.lbf/lbm} \\ &= 61,6965 \text{ ft.lbf/lbm}\end{aligned}$$

Kerja pompa :

$$\begin{aligned}W_{Hp} &= \frac{-W_s \cdot Q \cdot \rho}{550} \\ &= \frac{61,6965 \text{ ft.lbf/lbm} \times 0,6150 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times 62,43 \text{ lbm}/\text{ft}^3}{550 \text{ ft.lbf}/\text{detik}/\text{Hp}} \\ &= 4,3069 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Power pompa (BHp)

$$BHp = \frac{W_{Hp}}{\eta} \longrightarrow \eta = \text{efisiensi pompa}$$

Dari Fig. 14-37 Peter,s hal 520 didapat efisiensi pompa $\eta = 80 \%$

Maka :

$$\begin{aligned}BHp &= \frac{W_{Hp}}{\eta} \\ &= \frac{4,3069 \text{ Hp}}{0,80} \\ &= 5,3836 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Power motor (P)

$$P = \frac{BHp}{\eta}$$

Dari Fig. 14-38 Peter's hal. 521 untuk WHP = didapat $\eta = 90\%$

$$P = \frac{5,3836 \text{ Hp}}{0,90}$$

$$= 5,98 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan motor dengan power sebesar 6 Hp.

Spesifikasi Pompa air sungai:

- a) Kode alat : P - 01
- b) Type : single stage centrifugal pump
- c) Kapasitas : 62,7 ft³/jam
- d) Head pompa : 61,6965 ft.lbf/lbm
- e) Power motor : 6 Hp
- f) Bahan konstruksi : cast iron
- g) Jumlah : 2 buah (1 buah cadangan)

Hasil perhitungan pompa berikutnya dapat dilihat pada Tabel 7.6.

2. Bak penampung air sungai

Kode : B - 01

Fungsi : Menampung air yang dipompakan dari sungai dan juga sebagai tempat pengendapan pendahuluan.

Tipe : Bak persegi panjang

Rate air masuk ; m = 62766,4700 kg/jam

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

$$\text{Waktu tinggal ; } t = 2 \text{ jam}$$

Volume air yang tertampung (V) :

$$\begin{aligned} V &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{62766,4700 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 125,53 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang 90 % dari volume bak berisi air dan digunakan 2 buah bak.

Volume bak Vr:

$$V_r = \frac{125,53 \text{ m}^3}{0,90} = 139,5 \text{ m}^3$$

Dipilih bak persegi panjang dengan ketentuan :

$$\text{Panjang, } P = 2\mu$$

$$\text{Lebar, } l = \mu$$

$$\text{Tinggi, } t = 1,5 \mu$$

Maka volume bak ; $V = p \times l \times t$

$$= 2 \mu \cdot \mu \cdot 1,5 \mu = 3 \mu^3$$

atau :

$$\mu = \left(\frac{V}{3} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{139,5 \text{ m}^3}{3} \right)^{\frac{1}{3}} = 3,6 \text{ m}$$

Sehingga dimensi bak dihitung:

$$\text{Panjang, } P = 2 \times 3,6 \text{ m} = 7,2 \text{ m}$$

$$\text{Lebar, } l = 3,6 \text{ m} = 3,6 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi, } t = 1,5 \times 3,6 \text{ m} = 5,4 \text{ m}$$

3. Clarifier (Tangki pengendapan)

Kode : T - 01

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

Tipe : Grafity Clarifier.

Rate air masuk ; $m = 62766,4700 \text{ kg/jam}$

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

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

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik air (Q)} : \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{62766,4700 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 62,8 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

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

Volume clarifier (V) = volume silinder (V_s) + volume konis (V_c)

$$V^1 = \frac{62,8 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1/2 \text{ jam}}{0,90} = 34,9 \text{ m}^3$$

Dimana:

$$\begin{aligned} \text{Vilume silinder, } V_s &= \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot H \rightarrow H = 3D \\ &= \frac{3}{4} \pi D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis, } V_c &= \frac{1}{12} \pi D^2 \cdot h \rightarrow h = \frac{1}{2} D \cdot \text{tg } 45^\circ = \frac{1}{2} D \\ &= \frac{\pi}{24} \cdot D^3 \\ &= 0,1308 D^3 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} V &= V_s + V_c \\ &= 2,335 D^3 + 0,1308 \cdot D^3 \\ &= 2,4858 \cdot D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter silinder; } D &= \left(\frac{V}{2,4858} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left(\frac{34,9}{2,4858} \right)^{\frac{1}{3}} = 2,4 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi silinder; } H &= 3 \cdot D \\ &= 3 \times 2,4 \text{ m} = 7,2 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Conis; } h &= \frac{1}{2} D \\ &= \frac{1}{2} \times 2,4 \text{ m} = 1,2 \text{ m} \end{aligned}$$

Desain Pengaduk Clarifier

Dipilih pengaduk jenis *sixplate blade turbine* dengan konfigurasi pengaduk sebagai berikut (Brown hal. 507) :

$$D_t/D_i : 3$$

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

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

$$W/D_i : 0,10$$

$$L/D_i : 0,25$$

$$J/D_i : 0,20$$

Dimana :

$$D_t : \text{Diameter dalam tangki ; } 11,3855 \text{ ft}$$

- D_i : Diameter *impeller* (pengaduk)
 Z_i : Tinggi pengaduk dari dasar tangki
 W : Lebar baffle
 L : Panjang sudu
 J : Lebar sudu

Maka diperoleh :

$$\begin{aligned}
 D_i &= D_t/3 &= 2,4/3 = 0,8 \text{ m} &= 2,62 \text{ ft} \\
 Z_i &= 1,3 D_i &= 1,3 \times 2,62 \text{ ft} &= 3,406 \text{ ft} \\
 W &= 0,10 D_i &= 0,1 \times 2,62 \text{ ft} &= 0,262 \text{ ft} \\
 L &= 0,25 D_i &= 0,25 \times 2,262 \text{ ft} &= 10,655 \text{ ft} \\
 J &= 0,20 D_i &= 0,20 \times 2,62 \text{ ft} &= 0,524 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Power Pengaduk

Bilangan Reynold (N_{RE})

$$N_{RE} = \frac{D_i^2 \cdot N \cdot \rho}{\eta}$$

Dimana :

- D_i : Diameter pengaduk = 2,62 ft
 N : Putaran pengaduk = 60 rpm = 1 rps
 ρ : Densitas air = 62,43 lb/ft³
 η : Viskositas air = 6,72 x 10⁻⁴ lb/ft.dtk

Maka :

$$\begin{aligned}
 N_{RE} &= \frac{(2,62 \text{ ft})^2 \times 1/\text{detik} \times 62,43 \text{ lb/ft}^3}{6,72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.dtk}} \\
 &= 637715,0179
 \end{aligned}$$

Untuk $N_{RE} = 637715,0179$ dari fig. 477 hal. 507 Brown didapat power number, $\phi = 6$

$$\text{Power pengaduk, } P = \frac{\phi \cdot n^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho}{g_c}$$

Dimana:

$$D_i = \text{Diameter impeller} = 2,62 \text{ ft}$$

$$N = \text{Putaran pengaduk} = 1 \text{ rps}$$

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

$$g_c = \text{Faktor konversi satuan} = 32,174 \text{ ft.lbf/lbm.dtk}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} P &= \frac{6 \times (1 \text{ rps})^3 \times (2,62)^5 \times 62,43}{32,174} \\ &= 1437,295 \text{ ft.lbf/dtk} \times 1 \text{ Hp}/550 \text{ ft.lbf/dtk} \\ &= 2,6 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari Fig. 14-38 hal 521 Peter's diketahui efisiensi motor $\eta = 90 \%$

Power motor pengaduk ;

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{P}{\eta} \\ &= \frac{2,6 \text{ Hp}}{0,90} \\ &= 2,91,2263 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan power motor pengaduk clarifier sebesar 3 Hp

Kebutuhan Flokulan

Digunakan *flokulan* $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ sekitar 10 mg/liter air (tabel 11.5 hal. 309 Walas).

Volume air dalam tangki pengendap $V = 34,9 \text{ m}^3$

Maka jumlah flokulan yang ditambahkan ke *clarifier* sebanyak :

$$= 34,9 \text{ m}^3 \times 1000 \text{ liter/m}^3 \times 10 \text{ mg/liter}$$

$$= 349.000 \text{ mg} = 0,349 \text{ kg}$$

Jadi penambahan flokulan ke dalam tangki pengendapan sebanyak setiap 1 jam operasi berlangsung,

Spesifikasi tangki pengendapan (*Clarifier*)

Kode alat	: T - 01
Tipe	: <i>Grafiti Clarifier</i>
Kapasitas	: $34,9 \text{ m}^3$
Dimensi	: Diameter silinder = 2,4 m Tinggi silinder = 7,2 m Tinggi conis = 3,6 m
Power motor pengaduk	: 3 Hp
Kebutuhan flokulan	: 0,349 kg
Bahan konstruksi	: Carbon steel
Jumlah	: 1 buah

4. sand filter (bak saringan pasir)

Kode alat : B - 02

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

Tipe : *Grafiti sand filter*.

- Rate volumetrik air masuk filter, Q :

$$Q = \frac{m}{\rho} = \frac{62766,4700 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 62,77 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Kecepatan fitrasi (Qf) diambil nilainya sebesar :

$$Q_f = 0,84 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam}$$

Luar penampung bak saringan pasir (A)

$$A = \frac{Q}{Q_f}$$

$$= \frac{62,77 \text{ m}^3/\text{menit}}{0,84 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{menit}} = 74,73 \text{ m}^2$$

Dipilih bak saringan pasir berbentuk persegi empat dan digunakan dua buah bak

- Luas untuk 1 buah bak saringan (A)

$$A = \frac{74,73 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,84 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{jam}} = 74,73$$

- Luas bak $\Leftrightarrow A = \mu^2$

$$\mu = A^{1/2}$$

$$= (74,73)^{1/2} = 8,64 \text{ m}$$

Ditetapkan dimensi saringan pasir :

1. Tinggi pasir halus = 1,5 m
 2. Tinggi pasir kasar = 1,5 m
 3. Tinggi krikil = 1,5 m
- Spesifikasi bak saringan pasir

Kode alat = B - 02

Dimensi = Panjang sisi bak = 6,1 m
 = Tinggi pasir halus = 1,5 m
 = Tinggi pasir kasar = 1,5 m
 = Tinggi krikil = 1,5 m

Bahan konstruksi = Beton

Jumlah = 2 buah

5. Bak Air Bersih

Kode alat : B - 032

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

Tipe : Bak beton persegi panjang.

Rate air masuk, m = 62766,4700 kg/jam

Densitas, ρ = 1000 kg/m³

Waktu tinggal, t = 2 jam

Volume air tertampung, = $\frac{62766,4700 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$
 = 125,5 m³

Dirancang 90 % dari volume bak berisi air.

Maka volume bak :

$$V = \frac{125,5 \text{ m}^3}{0,9} = 139,4 \text{ m}^3$$

Dipakai bak persegi panjang dengan dimensi :

$$p = 2 \mu$$

$$l = \mu$$

$$t = 1,5 \mu$$

Maka volume bak;

$$V = p \times l \times t \\ = 3 \mu^3$$

$$\mu = (V/3)^{1/3} \\ = \left(\frac{139,4}{3} \right)^{1/3} = 3,6 \text{ m}$$

Sehingga dimensi bak dapat dihitung:

$$p = 2 \times 3,6 \text{ m} = 7,2 \text{ m}$$

$$l = 3,6 \text{ m} = 3,64,1066 \text{ m}$$

$$t = 1,5 \times 3,6 \text{ m} = 5,4 \text{ m}$$

Spesifikasi bak air bersih

1. Kode : B - 03
2. Tipe : Bak persegi panjang
3. Kapasitas : 139,4 m³
4. Dimensi : Panjang = 7.2 m

Lebar = 3,6 m

Tinggi = 5,4 m

5. Bahan konstruksi : Beton

6. Jumlah : 1 buah

6. Tangki penukar ion

Tangki ini terdiri dari tangki kation exchanger & tangki anion exchanger.

a. Kation Exchanger

Kode alat : KE - 01

Fungsi : Untuk mengikat kation dalam air umpan.

Rate air masuk (m) : Boiler di air proses dengan menggunakan

Densitas (ρ) : Resin asam

Rate air masuk, m = 92770,6801 kg/jam

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

Rate volumetrik air masuk, Q :

$$Q = \frac{2770,6801 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2,8 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diperkirakan kandungan kation dihilangkan dalam air :

$\text{Mg}^{+2}, \text{Ca}^{+2} = 0,7995 \text{ mgrek/liter}$

$\text{Fe}^{-2} = 0,0356 \text{ mgrek/liter}$

$\text{Mn}^{+2} = 0,0182 \text{ mgrek/liter}$

Total = 0,8533 mgrek/liter

Kation Exchanger beroperasi 16 jam/hari dengan 8 jam regenerasi.

Total kation yang dihilangkan :

$$= \frac{0,8533 \text{ mgrek}}{\text{ltr}} \times \frac{1 \text{ grek}}{1000 \text{ mgrek}} \times \frac{2,8 \text{ m}^3}{\text{jam}} \times \frac{1600 \text{ ltr}}{\text{m}^3} \times 16 \text{ jam}$$

$$= 38,23 \text{ grek.}$$

Resin yang digunakan jenis *Green Sand* (Fe Silikat) dengan spesifikasi: (Perri's ed. 6 tabel 19-7 hal. 19-41).

Kapasitas penyerapan : 0,35 – 0,70 grek/liter resin

Tinggi bed minimum : 24 in

Regenerasi resin : HCl atau H₂SO₄ gr/liter resin (110%
gr/liter resin)

$$\text{Volume resin (V)} = \frac{\text{Kation yang dihilangkan}}{\text{Kapasitas penyerapan}}$$

$$= \frac{38,23 \text{ grek}}{0,35 \text{ grek/liter}}$$

$$= 109,2 \text{ liter} = 3,86 \text{ ft}^3$$

Dirancang tinggi bed ; h = D

$$\text{Maka volume bed (V)} = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot h$$

$$= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^3$$

$$\text{Dimana Diameter bed tangki; } D = \left(\frac{4 \cdot V}{1,5 \pi} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{4 \times 3,86 \text{ ft}^3}{1,5 \times 3,14} \right)^{1/3}$$

$$= 1,7 \text{ ft} = 0,52 \text{ m}$$

Karena $h = D$, maka tinggi bed (h) = 0,52 m

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

Kebutuhan HCl untuk regenerasi resin

Diambil regenerasi : 110 % gr HCl/liter resin

$$\begin{aligned} \text{HCl yang dibutuhkan} &= 1,1 \text{ g HCl/ltr} \times \text{volume resin} \\ &= 1,1 \text{ g/ltr} \times 109,2 \text{ liter} \\ &= 120 \text{ gr} \end{aligned}$$

Untuk regenerasi resin digunakan HCl 36 % dengan densitas 1180 kg/m^3

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan HCl 36 \%} &= \frac{0,120 \text{ kg}}{1180 \text{ kg/m}^3} \\ &= 21,02 \times 10^{-4} \text{ m}^3 = 0,10 \text{ liter} \end{aligned}$$

Jadi untuk setiap 8 jam regenerasi/hari dibutuhkan larutan HCl 36 % sebanyak 0,10 liter.

Spesifikasi *Kation Exchanger*

1. Kode alat : KE - 01
2. Tipe : *Fixed Bed Ion Exchanger*
3. Kapasitas penyerapan : 2,8 m^3/jam
4. Dimensi tangki : Diameter = 0,52 m
Tinggi bed = 0,52 m
tinggi tangki = 1,04 m
5. Jenis resin : *Green Sand* (Fe silikat)

6. Regenerasi : HCl 36 %
7. Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
8. Jumlah : 1 buah

b. Anion Exchanger

Kode : AE - 01

Fungsi : Untuk mengikat anion dalam air

Rate air masuk (m) : 2770,6801 kg/jam

Densitas air (ρ) : 1000 kg/m³

Rate volumetrik air masuk, Q :

$$Q = \frac{2770,6801 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2,8 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diperkirakan kandungan air masuk yang akan dihilangkan anionnya :

$$\text{SO}_4^{-2} = 20 \text{ mg/liter} = 0,4167 \text{ mgrek/liter}$$

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

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

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

Anion Exchanger beroperasi 16 jam/hari dengan 8 jam regenerasi

Total anion yang dihilangkan :

$$= \frac{0,8270 \text{ mgrek}}{\text{ltr}} \times \frac{1 \text{ grek}}{1000 \text{ mgrek}} \times \frac{2,8 \text{ m}^3}{\text{jam}} \times \frac{1000 \text{ ltr}}{\text{m}^3} \times 16 \text{ jam}$$

$$= 37,05 \text{ grek.}$$

Resin yang digunakan jenis *Acrylic Based* dengan spesifikasi : (Perri's ed. 6 tabel 16-4 hal. 16-10 dan tabel 19-7 hal. 19-41).

- Kapasitas penyerapan : 0,35 – 0,70 grek/liter (diambil 0,35 grek/liter)
- Tinggi bed minimum : 24 in
- Regenerasi resin : 70 – 140 g NaOH/liter resin

Volume resin yang digunakan (V)

$$V = \frac{\text{anion yang dihilangkan}}{\text{kapasitas penyerapan}}$$

$$= \frac{37,05 \text{ grek}}{0,35 \text{ grek/liter}}$$

$$= 106 \text{ liter}$$

$$= 3,74 \text{ ft}^3$$

Dirancang tinggi bed (h) = diameter bed (D)

$$\begin{aligned} \text{Diameter bed; } D &= \left(\frac{4 \cdot V}{\pi} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{4 \times 3,74}{3,14} \right)^{1/3} \\ &= 1,7 \text{ ft} = 0,52 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi tangki total, H = 2 x tinggi bed

$$= 2 \times 0,52 \text{ m}$$

$$= 1,04 \text{ m}$$

NaOH yang dibutuhkan untuk regenerasi resin sebanyak :

Diambil regenerasi : 70 gr NaOH/liter resin

$$= 70 \text{ gr NaOH/liter} \times \text{volume resin}$$

$$= 70 \text{ gr NaOH/liter} \times 106 \text{ liter}$$

$$= 7420 \text{ gr}$$

Jadi untuk setiap 8 jam regenerasi/hari dibutuhkan NaOH sebanyak

7,42 kg

Spesifikasi *Anion Exchanger* :

1. Kode alat : AE - 01
2. Tipe : *Fixed Bed Ion Exchanger*
3. Dimensi tangki : Diameter = 0,52 m
Tinggi = 1,04 m
4. Jenis resin : *Acrylic based*
5. Regenerasi : NaOH 40 %
6. Bahan konstruksi : *Carbon Steel*
7. Jumlah : 1 buah

7. Bak Air Lunak

Kode alat : B - 04

Fungsi : Menampung air yang keluar dari ion exchanger untuk kebutuhan air proses, dan air umpan boiler.

Tipe : Bak persegi panjang.

Rate air masuk, m = 2770,6801 kg/jam

Densitas, ρ = 1000 kg/m³

Waktu tinggal, t = 2 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air tertampung} &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{2770,6801 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 5,54 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki dirancang 90 % dari volume tangki berisi air dan digunakan 1 buah bak.

Maka Volume bak :

$$\begin{aligned} V &= \frac{5,54 \text{ m}^3}{0,90} \\ &= 6,2 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

dipilih bak persegi panjang dengan dimensi :

Panjang, $p = 2 \mu$

Lebar, $l = \mu$

Tinggi, $t = 1,5 \mu$

Volume tangki ;

$$\begin{aligned} V &= p \times l \times t \\ &= 3 \mu^3 \\ \mu &= (V/3)^{1/3} \\ &= \left(\frac{6,2 \text{ m}^3}{3} \right)^{1/3} = 1,30 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga dimensi bak dapat dihitung:

Panjang, $p = 2 \times 8,1691 \text{ m} = 16,3382 \text{ m}$

Lebar, $l = 8,1691 \text{ m} = 8,1691 \text{ m}$

Tinggi, $t = 1,5 \times 8,1691 \text{ m} = 12,2536 \text{ m}$

Spesifikasi bak air lunak :

Kode alat : B - 04

Tipe : Bak persegi panjang

Kapasitas : $6,2 \text{ m}^3$

Dimensi : Panjang = $2,6 \text{ m}$

Lebar = $1,3 \text{ m}$

Tinggi = $1,95 \text{ m}$

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 1 buah

8. Bak Air Umpan Boiler

Kode alat : T - 02

Fungsi : Menampung air untuk kebutuhan air umpan boiler (make-up) dan resirkulasi kondensat steam.

Tipe : Tangki silinder horisontal

Rate masuk $m = 1099,9498 \text{ kg/jam}$

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

Waktu tinggal ; $t = 4 \text{ jam}$

$$\begin{aligned} \text{Volume air tertampung} &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{1099,9498 \text{ kg/jam} \times 4 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 4,4 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tangki rancangan terisi air 90 % dari volume tangki dengan perbandingan panjang (l) dan diameter (D).

$$\begin{aligned} \text{Volume bak; } V &= \frac{4,4 \text{ m}^3}{0,90} \\ &= 4,8 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Panjang tangki (L) = 3D

$$V = \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot L$$

$$V = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot 3D^1 \cdot D^2 = \frac{3}{4} \pi D^3$$

$$4,8 \text{ m}^3 = \frac{3 \pi D^3}{4}$$

$$D = \left(\frac{4,4,8 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,27 \text{ m}$$

Sehingga L = 3 x 1,27 m = 3,81 m

Spesifikasi tangki air umpan boiler :

Kode alat	: T - 02
Tipe	: Silinder horisontal
Kapasitas	: 4,8 m ³
Dimensi	: Diameter = 1,27 m Panjang = 3,811,3690 m
Bahan konstruksi	: Carbon steel
Jumlah	: 1 buah

9. Bak Air Pendingin

Kode alat : B - 05

Fungsi : Menampung air untuk kebutuhan air pendingin peralatan pada proses pabrik

Tipe : Bak persegi panjang

Rate air masuk $m = 599957 \text{ kg/jam}$

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

Waktu tinggal ; $t = 2 \text{ jam}$

$$\begin{aligned} \text{Volume air tertampung} &= \frac{m \times t}{\rho} \\ &= \frac{599957,8994 \text{ kg/jam} \times 2 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1200 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang 90 % dari volume bak berisi air dan digunakan 2 buah bak.

$$\begin{aligned} \text{Volume bak; } V &= \frac{1200 \text{ m}^3}{0,90 \times 2} \\ &= 666,67 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dipakai bak persegi panjang dengan dimensi:

Panjang, $P = 2 \mu$

Lebar, $l = \mu$

Tinggi, $t = 1,5 \mu$

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

$$666,67 \text{ m}^3 = 2 \mu \times \mu \times 1,5 \mu = 3 \mu^3$$

$$\mu = \left(\frac{666,67 \text{ m}^3}{3} \right)^{1/3} = 6,06 \text{ m}$$

Spesifikasi bak air pendingin :

Kode alat : B - 05

Tipe : Bak persegi panjang

Kapasitas : 666,67 m³

Dimensi : Panjang = 12,12 m

Lebar = 6,06 m

Tinggi = 9,09 m

Bahan konstruksi : Beton

Jumlah : 2 buah

10. Bak Air Sanitasi

Kode alat : B - 06

Fungsi : Menampung kebutuhan air sanitasi pabrik

Tipe : Bak persegi panjang

Rate air masuk m = 30625 kg/jam

Densitas ; ρ = 1000 kg/m³

Waktu tinggal ; t = 12 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume air tertampung} &= \frac{m \times t}{\rho} = \frac{30625 \text{ kg/jam} \times 12 \text{ jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\ &= 367,5 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang 90 % dari volume bak berisi air.

11. Cooling tower

Kode alat : CT - 01

Fungsi : Mendinginkan air bekas pendingin sebelum disirkulasi.

Tipe : *Induced Draft Cooling Tower*

Rate air masuk m = 599957,8994 kg/jam

Densitas ; ρ = 1000 kg/m³

Rate volumetric air ;

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

$$= \frac{599957,8994 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 599,96 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 2641 \text{ gpm}$$

Suhu air masuk, CT -01 = 37 °C (98,6 °F)

Suhu air keluar, CT -01 = 30 °C (86 °F)

Suhu wet bulb = 70 °F

Suhu approach = (86 - 70)°F = 16 °F

Suhu range = (98,6 - 86) °F = 12,6 °F

Konsentrasi air 2 gpm/ft² (Perry's edisi 6 hal. 12-15).

Maka didapat luas permukaan teoritis tower, A :

$$\begin{aligned} A &= \frac{2641 \text{ gpm}}{2 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 1320,5 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Power teoritis fan (untuk 100 % standar performance)

$$P = 0,04 \text{ Hp/ft}^2 \times \text{luas tower}$$

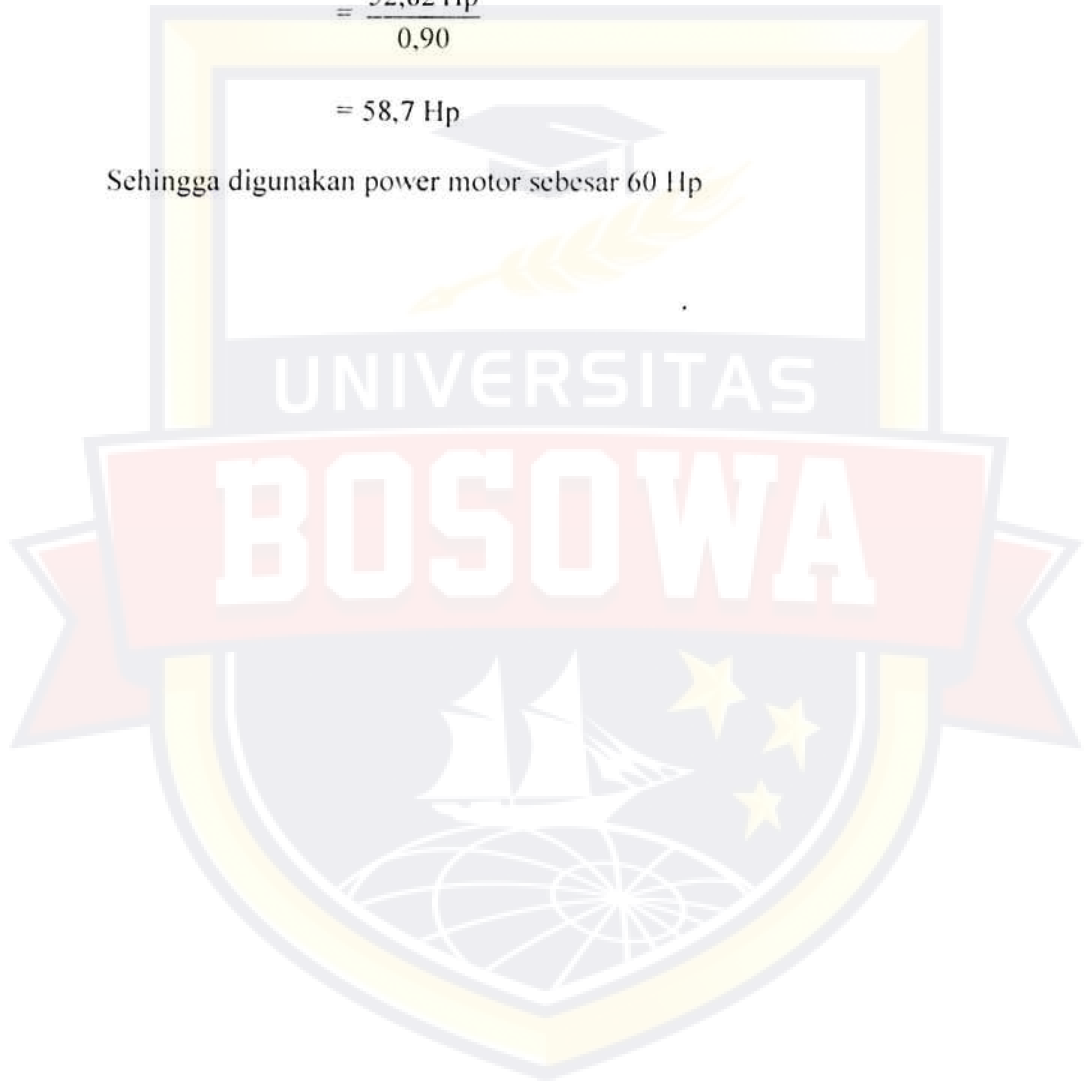
$$= 0,04 \text{ Hp/ft}^2 \times 1320,5 \text{ ft}^2$$

$$\text{Power motor : } = \frac{P}{\text{efisiensi motor}} \quad \mu = 90 \%$$

$$= \frac{52,82 \text{ Hp}}{0,90}$$

$$= 58,7 \text{ Hp}$$

Sehingga digunakan power motor sebesar 60 Hp



3. Unit Penyediaan Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik suatu pabrik dapat diperoleh langsung dari PLN setempat, atau menggunakan generator sendiri. Pabrik asam asetat beroperasi secara kontinyu, maka untuk mengantisipasi kemungkinan gangguan PLN maka ditetapkan menggunakan generator sendiri. Perkiraan kebutuhan tenaga listrik disajikan dalam tabel berikut ini:

Tabel. 7.3. Kebutuhan Tenaga Listrik Untuk Unit Proses

Nama alat	Kode alat	Jumlah	Daya (P)	Total (Hp)
Kompressor	CR - 01	1	550	550
Pompa I	P - 01	1	1,5	1,5
Pompa II	P - 02	1	3,5	3,5
Pompa III	P - 03	1	1	1
Pompa IV	P - 04	1	1	1
Pompa V	P - 05	1	1	1
Pompa VI	P - 06	1	1	1
Pompa VII	P - 07	1	1	1
Total				650

Total kebutuhan listrik unit proses adalah :

$$= 560 \text{ Hp} \times 745 \text{ watt/ Hp}$$

$$= 417200 \text{ Watt}$$

$$= 417,200 \text{ Kw}$$

Tabel. 7.4. Kebutuhan Tenaga Listrik Unit Utilitas

No	Nama alat	Kode Alat	Jumlah	Daya (Hp)	Total (Hp)
1	Pompa air sungai	P - 01	1	6	6
2	Pompa bak pengendap	P - 02	1	1	1
3	Pompa ion excanger	P - 03	1	1	1
4	Pompa umpan boiler	B - 01	1	1	1
5	Pompa distribusi air	P - 07	1	13	13
6	pendingai	P- 08	1	10	10
7	Pompa air sanitasi	C - 01	1	3	3
8	Clarifier (pengaduk)	CT - 01	1	60	60
	Cooling tower (fan)				
Total					95

Total kebutuhan listrik untuk unit utilitas adalah :

$$= 95 \times 745 \text{ watt/Hp}$$

$$= 70775 \text{ Watt}$$

$$= 70,775 \text{ Kw}$$

Tabel. 7.5. Kebutuhan listrik untuk penerangan

No.	Ruang/Tempat	Luas (ft ²)	ft Candela	Lumen
1.	Pos keamanan	97	10 ft	970
2.	Jalan dan taman	1937,5	10 ft	19375
3.	Parkir angkutan	1614,5	10ft	16145
4.	Parkir karyawan/tamu	323	10 ft	3230
5.	Kantor	6458	20 ft	129160
6.	Perpustakaan	1076	20 ft	21520
7.	Mushallah	2422	20 ft	48440
8.	Kantin	161,5	10 ft	1615
9.	Poliklinik	538	10 ft	4380
10.	Daerah proses	40365	20 ft	807300
11.	Laboratorium	1614,5	20 ft	32290
12.	Bengkel	4305,5	20 ft	86110
13.	Daerah bahan baku	2422	20 ft	48440
14.	Daerah produk	2422	20 ft	48440
15.	Daerah utilitas	6458	10 ft	64580
16.	Gudang	1646	10 ft	161460
17.	Toilet	161,5	5 ft	807,5
18.	Ruang control	377	20 ft	7540
19.	Halaman pabrik	323	10 ft	3230
20.	PMK	1614,5	10 ft	16145
Total				1.522.177,5

Untuk parkir, taman dan jalan digunakan lampu mercury 100 watt dengan lumen output 3000/buah.

Jadi lampu mercury yang digunakan:

$$= \frac{(19375 + 16145 + 3230) \text{ lumen}}{3000 \text{ lumen/buah}} = 12,9 = 13 \text{ buah}$$

Untuk daerah lainnya menggunakan lampu TL 40 watt type daylight dengan lumen output 1960/buah. Jadi jumlah TL 40 watt yang digunakan:

$$= \frac{(1.522.177,5 - 38750) \text{ lumen}}{1960 \text{ lumen/buah}} = 757 \text{ buah}$$

Jumlah daya listrik yang digunakan:

a) Lampu Mercury	= 100 watt x 13	= 1.300 watt
b) Lampu TL	= 40 watt x 757	= 30.280 watt
c) AC	= 200 watt x 10	= 2.000 watt
<hr/>		
Total		= 33.380 watt
		= 33,58 kw

Kebutuhan tenaga listrik lainnya seperti bengkel dan instrument dan sebagainya ditetapkan 10 % dari total kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas:

$$= 0,10 (\text{tenaga listrik proses} + \text{tenaga listrik utilitas})$$

$$= 0,10 (417,200 + 70,775) \text{ kw}$$

$$= 48,7975 \text{ kw}$$

Jadi total kebutuhan listrik

a) Unit proses	=	417,200 kw
b) Unit utilitas	=	70,775 kw
c) Unit penerangan	=	33,580 kw
d) Unit lainnya	=	48,7975 kw
<hr/>		
Total	=	570,3523 kw

Diperkirakan gangguan listrik dari PLN selama pabrik beroperasi adalah 15 % dari total kebutuhan listrik pabrik.

$$= 0,15 \times 570,3525 \text{ kw}$$

$$= 85,55 \text{ kw}$$

Perhitungan Generator

1. Power generator

Power faktor untuk generator penggerak mesin diesel sebesar 0,85.

Maka,

$$\text{Power generator} = \frac{\text{Total kebutuhan listrik}}{\text{Power faktor}}$$

$$= \frac{85,55 \text{ kw}}{0,85}$$

$$= 100,65 \text{ kw}$$

Digunakan generator dengan power 100 kw

Spesifikasi generator :

- a) Jenis = A (generator)
- b) Power = 100 kw
- c) Tegangan = 220/380 Volt
- d) Power faktor = 0,85
- e) Fase = 3 fase
- f) Putaran = 1500 rpm
- g) Jumlah = 1 buah

2. Kebutuhan bahan bakar generator

Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil dengan heating value, HV = 19525 Btu/lb dan densitasnya bahan bakar (ρ) = 54,9384 lb/ft³

Jumlah bahan bakar yang digunakan :

$$= \frac{100.000 \text{ watt}}{19525 \text{ Btu/lb} \times 0,239 \text{ watt.jam/Btu} \times 54,9384 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,39 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 11,05 \text{ liter/jam}$$

3. Tangki bahan bakar

Kode : TBG - 01

Fungsi : Menampung bahan bakar generator untuk persediaan selama 1 bulan.

Tipe : Silinder horisontal.

Volume bahan bakar untuk persediaan 1 bulan produksi (720 jam)

$$V = 0,39 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 720 \text{ jam}$$

$$= 280,8 \text{ ft}^3$$

Tangki dirancang dengan ketentuan 85 % dari volume tangki berisi bahan bakar dan perbandingan panjang dengan diameter tangki yaitu : $L=3D$

$$V_t = \frac{V}{0,85}$$

$$= \frac{280,8 \text{ ft}^3}{0,85} = 330 \text{ ft}^3$$

$$V_t = \left(\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot L \right) \rightarrow L = 3 \cdot D$$

$$330 \text{ ft} = \frac{3}{4} \pi D^3$$

$$D = \left[\frac{4 \cdot V}{3 \cdot \pi} \right]^{\frac{1}{3}}$$
$$= \left[\frac{4 \times 330 \text{ ft}^3}{3 \times 3,14} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$= 5,2 \text{ ft}$$

$$= 1,58 \text{ m}$$

Panjang tangkil (L)

$$L = 3 \times D$$

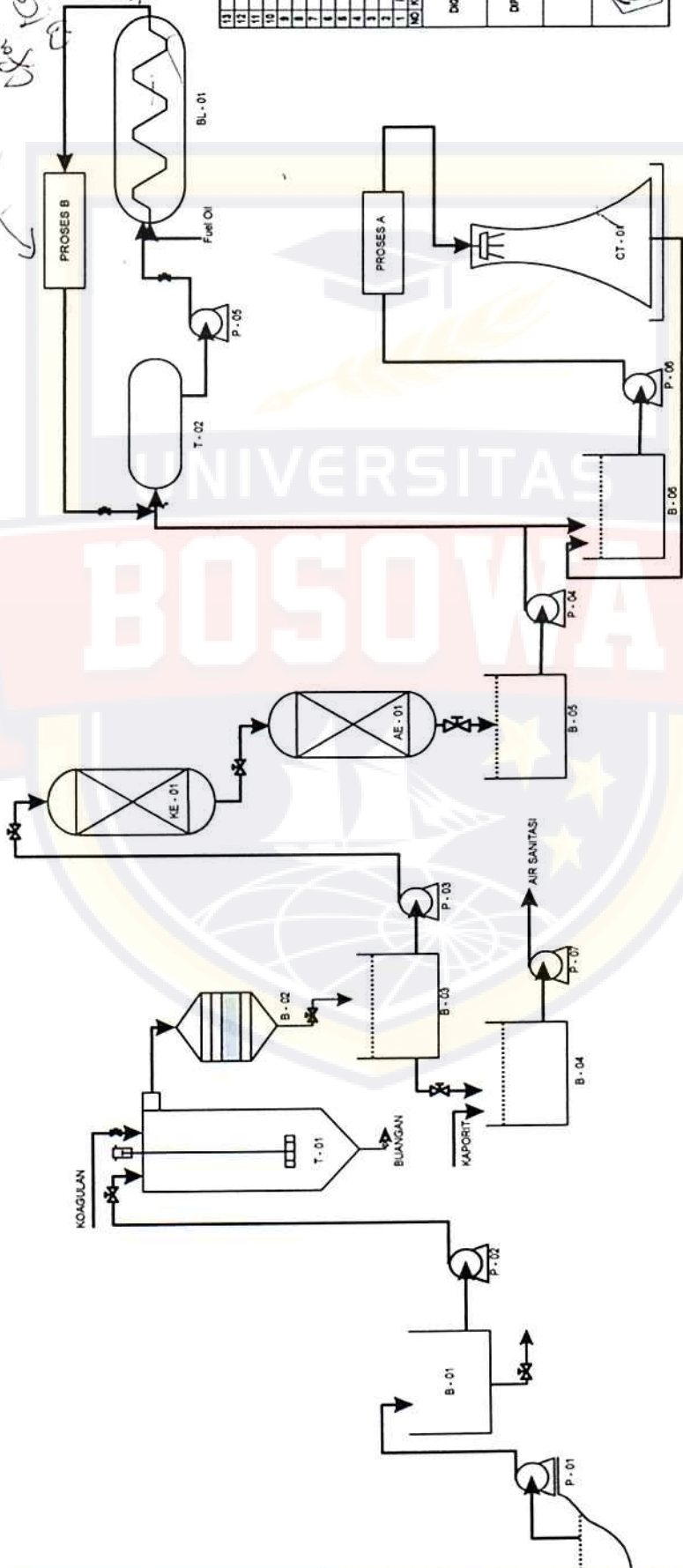
$$= 3 \times 1,58 \text{ m}$$


$$= 4,74 \text{ m}$$

Spesifikasi tangki bahan bakar :

1. Kode alat : TBG - 01
2. Tipe : Silinder horisontal
3. Kapasitas : 330 ft³
4. Dimensi tangki : Diameter = 1,58 m
Tinggi = 4,74 m
5. Bahan konstruksi : Carbon steel
6. Jumlah : 1 buah.

Flow Sheet Pengolahan Air (Water Treatment) PABRIK ASAM ASETAT

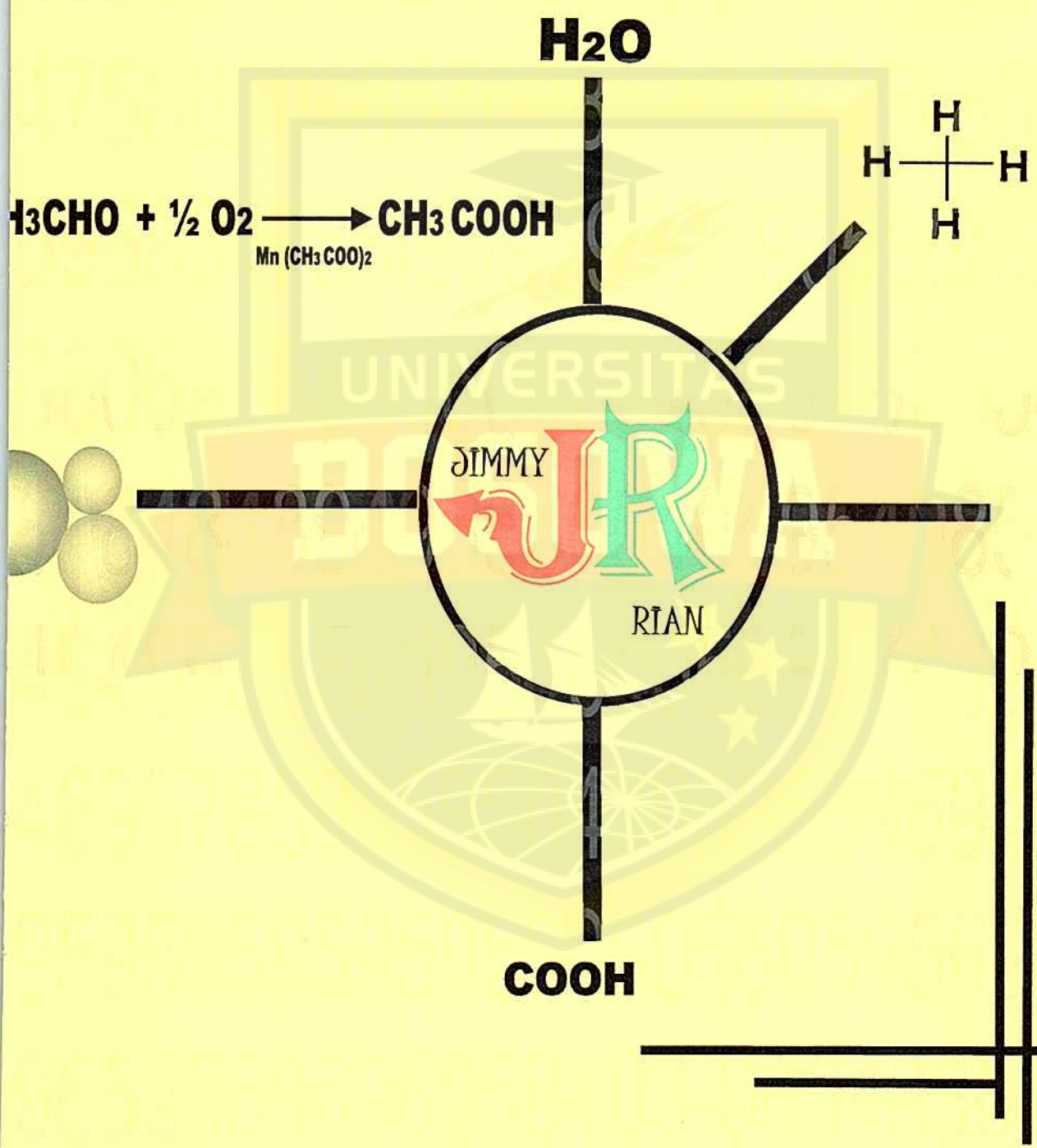


13	CT-01	COOLING TOWER (MENYALU PENYANGKUTAN)
12	B-08	BAK AIR PENYANGKUT
11	BL-01	BOILER
10	TBB-01	TANGKI BAHAN BAKAR
9	B-08	BAK AIR LUMPUR BAKAR
8	AE-01	ANION EXCHANGER
7	KE-01	KATION EXCHANGER
6	B-04	BAK AIR SANGKUT
5	B-03	BAK AIR BERSIH
4	B-02	BAK SANGKUT PALER
3	T-01	TANGKI PENGENDAPAN
2	B-01	BAK AIR SANGKUT
1	P-01-06	POMPA
NO. KODE ALAT		
NAMA PERALATAN		
1. HASRABUDDI		
2. AESTI DAM IRE		
3. JATRY ELFRUM		
4. 48 91 044 902		
DIPERIKSA		
1. Prof. Dr. Ir. Tjoeh Harlim		
2. Ir. Zulman Harli, MT.		
PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM		
PENGOLAHAN AIR (WATER TREATMENT)		
PABRIK ASAM ASETAT		
 JURUAN TEKNIK INDUSTRI PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS "45" BAKALSAR 2008		

Handwritten notes in Indonesian:

- Keendahnya (Cleanliness)
- Sedimentasi (Sedimentation)
- Filtrasi (Filtration)
- Kandungan (Content)

BAB. VIII



INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA



BAB VIII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Penggunaan alat-alat kontrol didalam suatu industri mutlak dilakukan agar pabrik dapat memproduksi dan bererja dengan baik secara kontinyu terhadap jalannya proses serta kerja dapat terjamin. Pada bagian instrumentasi akan diuraikan prinsip dari alat-alat instrumen yang dipakai dalam pabrik yang akan dirancang, sedangkan dalam keselamatan kerja akan diuraikan tentang kecelakaan yang mungkin terjadi dalam pabrik dan cara pencegahannya.

1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan hal terpenting didalam suatu industri. Karena itu dengan pengendalian yang baik akan diketahui dan dikontrol dengan segera kesalahan-kesalahan atau penyimpangan proses yang mungkin terjadi. Untuk mencapai tujuan ini diperlukan pemasangan instrumentasi pada peralatan proses. Sistem pengontrolan memakai peralatan antara lain:

- a. Petunjuk sesaat (indicating)
- b. Pencatat dat secara kontinyu (recording)
- c. Pengontrolan (controlling)

Dengan menggunakan alat-alat kontrol tersebut diharapkan :

1. Dapat mengetahui melokalisir kerusakan serta kebocoran pada alat-alat dengan cepat

2. Mengukur kondisi operasi pada setiap sistem atau peralatan seperti : temperatur,tekanan,laju air dan tinggi permukaan (level). Selain mengontrol hal-hal tersebut dapat berfungsi untuk menjaga kualitas produk dan membantu dalam keselamatan kerja. Pengendalian peralatan sertakondisi operasi yang menjadi persyaratan pemilihan dan pemakaian instrumen harus menguntungkan baik tinjau dari segi proses maupun segi ekonomis.kriteria tersebut meliputi:

1. Mudah dalam pengendalian operasi
2. Mudah dalam perawatan dan perbaikan
3. Harga relatif murah dengan kualitas yang memadai.

2.Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja merupakan pola pikir untuk suatu yang aman dan harus menjadi pelengkap dari setiap prosedur yang dimiliki suatu perusahaan dalam hal ini diberikan pengertian yang luas dalam usaha mencegah,mengurangi,memberi kesempatan atau dengan menyelamatkan diri dari bahaya yang timbul akibat menjalankan pekerjaan.

Kecelakaan merupakan kejadian yang tidak diharapkan yang dapat muncul setiap sat. Setiap tempat melaksanakan pekerjaan tentunya semua pabrik menginginkan “effective production first” yang tercapai tanpa seseorangpun cidera akibat kecelakaan. Oleh karena itu keselamatan benar-benar diperlukan dalam suatu perusahaan untuk produk yang maksimal.

Bahaya yang dapat timbul dalam suatu pabrik dapat dibedakan dalam tiga kelompok, yaitu:

A. Bahaya kebakaran

B. Bahaya mekanik

C. Bahaya kesehatan

Ad. A. Bahaya Kesehatan

1. Penyebab kebakaran

Adanya nyala terbuka yang berasal dari utilitas maupun langsung dari loncatan api (bunga api) dari aliran listrik

2. Cara pencegahan

- Menempatkan utilitas dan power plant cukup jauh dari proses dan penyimpanan
- Menempatkan bahan-bahan yang mudah terbakar, dalam hal ini gas hidrogen dan bahan bakar ditempat yang aman
- Mengatur pemasangan kabel, pemasangan listrik dan sistem pengisolasian yang baik
- Menggunakan alarm

Ad. B. Bahaya mekanik

Kesalahan mekanik yang terjadi kerana kesalahan pengerjaan yang tidak mengikuti aturan pemakaian yang ditetapkan. yang termaksud bahaya mekanik :

1. Tangki

Ledakan yang mungkin terjadi akibar salah perencanaan akan mengakibatkan kefatalan.

Cara pencegahan :

- Menyeleksi tebal flat. Abrikasi yang menyangkut bahan konstruksi, sambungan las dan sebagainya.
- Untuk bertegangan tinggi digunakan safety valve.

2. Heat exchanger

Kebocoran pada sistem heat exchanger biasa menyebabkan keadaan yang serius. Cara pencegahannya, dengan mengadakan pengecekan rutin.

3. Sistem pemipaan

Sistem pengaturan pemipaan yang tidak teratur dapat menyebabkan pekerja, terutama di malam hari, misalnya tersandung, berbenturan dan sebagainya.

Cara pencegahan :

- Pemasangan pemipaan hendaknya diatur pada elevasi yang tepat, sebaiknya tidak dibenarkan/ditanam dibawah tanah karena bisa menimbulkan bahaya bila terjadi kerusakan.
- Sebelum dilakukan pemasangan hendaknya dilakukan pengecekan terhadap kekuatan tekan dan kerusakan akibat perubahan suhu.

4. Listrik

Kebakaran sering terjadi akibat kurang baiknya perencanaan instalasi listrik kecerobohan operator yang bekerja.

Cara pencegahan :

- Pemasangan alat-alat listrik dan kabel dibawah tanah sebaiknya diberi tanda.
- Penerangan yang cukup baik pada seluruh bagian pabrik
- Pengontrolan sistem kabel terutama pada bagian yang tersembunyi

5. Isolasi

Isolasi sebaiknya dipasang pada alat-alat yang menimbulkan panas seperti reaktor, boiler dan sebagainya. Juga pada tabel instrumen atau kabel listrik yang ada didaerah panas untuk mencegah terjadinya kebakaran.

Ad. C. Bahaya kesehatan

Polusi bisa menyebabkan kerugian yang cukup serius bagi karyawan, polusi udara dan polusi suara. Pada tempat-tempat dengan polusi yang tinggi, karyawan yang bekerja disana dapat terserang paru-paru maupun batuk-batuk yang serius. Sedangkan tempat yang terjadi polusi udara kebanyakan akan mengalami kerusakan pada alat pendengaran.

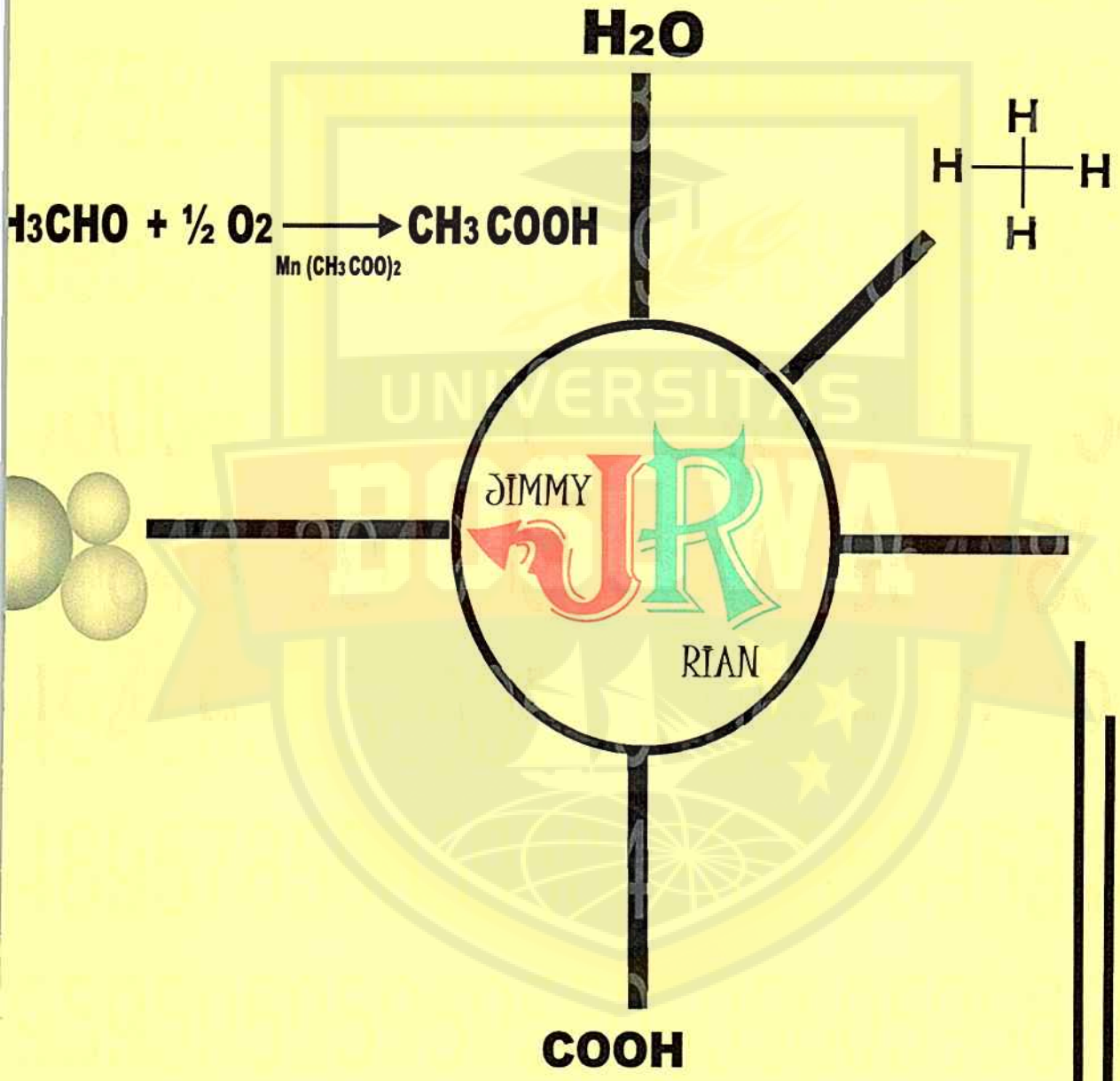
3. Cara Pencegahan

Untuk bagian pabrik yang menimbulkan polusi, baik polusi udara maupun polusi suara, sebaiknya diberikan perhatian khusus dengan menyediakan alat-alat peindung seperti penutup hidung atau masker untuk mencegah atau memperkecil bahaya diatas maka :

1. Pada daerah proses yang rawan atau yang berbahaya dipasang papan peringatan yang mudah terlihat oleh karyawan.
2. Permukaan yang panas diberi isolasi secukupnya, begitu juga pada bagian mesin yang bergerak diberi kerangka penutup yang sesuai
3. Pada peralatan yang tinggi diberikan perangkat petir
4. Pada daerah proses yang tinggi diberikan penangkal petir
5. Pada daerah proses yang rawan atau memakai bahan-bahan yang berbahaya (beracun) seperti laboratorium, diharuskan setiap orang menggunakan masker pelindung terhadap kemungkinan keracunan yang berbahaya.
6. Dipasang alaran yang dapat diketahui bila terjadi bahaya serta adanya tempat berkumpul para karyawan
7. Diberi petunjuk arah angin bila terjadi kebocoran, karyawan akan segera menyingkir ketempat yang lebih aman.
8. Disediakan poliklinik yang saranya memadai untuk pertolongan darurat.

Meskipun dari segi perencanaan kemungkinan terjadinya bahaya diusahakan sekecil mungkin, namun faktor manusia dan kesadaran para karyawan sangat berperan dalam keselamatan kerja. Oleh karena itu perlu disiapkan program latihan menghadapi keadaan berbahaya.

BAB. IX



LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK



BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK pabrik

Di dalam bab ini, dibahas mengenai pemilihan lokasi didirikannya pabrik dan tata letak gedung serta peralatan proses pabrik asam asetat dari asetaldehid proses oksidasi

Lokasi Pabrik

Keputusan untuk menentukan lokasi pabrik sangat penting, karena akan mempengaruhi kedudukan perusahaan. Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dapat dibagi menjadi dua golongan besar, yaitu :

1. Faktor utama
2. Faktor khusus

Faktor Utama

a. Bahan baku

Hal-hal yang perlu diperhatikan dari segi bahan, adalah :

- Letak sumber bahan baku
- Kapasitas bahan baku
- Cara memperoleh dan membawanya ke pabrik
- Kualitas bahan baku yang ada

b. Pemasaran

Hal-hal yang perlu diperhatikan mengenai daerah pemasaran, adalah :

- Daerah dimana produk akan dipasarkan
- Daya serap dan prospek di masa yang akan datang
- Pengaruh saingan yang ada
- Jarak daerah pemasaran dan cara mencapai daerah tersebut

c. Tenaga listrik dan Bahan Bakar

Hal-hal yang perlu diperhatikan :

- o Kemungkinan pengadaan listrik dan PLN (Perusahaan Listrik Negara)
- o Sumber bahan baku
- o Harga listrik dan bahan bakar

d. Air

Air bisa diperoleh dari beberapa sumber, yaitu :

- o Dari sungai/sumber air
- o Dari perusahaan air minum (PDAM)
- o Dari air pengeboran / air tanah
- o Dari kawasan industri

Jika dibutuhkan air cukup besar, maka pemakaian air sumber / air sungai, lebih ekonomis. Hal-hal yang harus diperhatikan, adalah :

- Kemampuan sumber untuk melayani pabrik
- Kualitas air yang ada
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- Nilai ekonomis

e. Iklim

Hal-hal yang perlu diperhatikan, adalah :

- o Keadaan alam yang akan mempengaruhi tinggi rendahnya investasi untuk konstruksi bangunan
- o Kelembaban dan temperatur udara
- o Adanya badai, angin topan dan gempa bumi

Faktor Khusus

a. Transportasi

Dalam hal ini, yang harus diperhatikan adalah pengangkutan bahan baku dan penyaluran produk dengan fasilitas-fasilitas yang ada, yaitu :

- Jalan raya yang dapat dilalui truk
- Sungai dan laut yang dapat dilalui oleh kapal pengangkutan

b. Tenaga Kerja

Hal-hal yang perlu diperhatikan, adalah :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja disekitar pabrik

- Tingkat penghasilan tenaga kerja di daerah tersebut
- Perburuhan dan sekitar buruh

c. Peraturan dan Undang-Undang

Hal-hal yang perlu diperhatikan, adalah :

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah Industri
- Ketentuan mengenai jalan umum bagi Industri di daerah tersebut

d. Karakteristik Lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan, adalah ;

- Susunan tanah, daya dukung terhadap bangunan pabrik, kondisi jalan, serta pengaruh air
- Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan atau pembangunan unit baru.
- Harga tanah

e. Faktor Lingkungan dan Sekeliling Pabrik

Hal-hal yang perlu diperhatikan, adalah :

- Adat istiadat, kebudayaan di daerah sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, sekolah, poliklinik dan tempat ibadah
- Fasilitas tempat hiburan dan biayanya

f. Pembuangan Limbah

Hal yang berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berasal dari bahan bakar, minyak pelumas dengan memperhatikan peraturan pemerintah.

Dengan memperhatikan faktor utama dan faktor khusus diatas, maka pabrik asam asetat direncanakan didirikan di Kab. Takalar , Sulawesi selatan.

Dengan pertimbangan dari pemilihan lokasi adalah :

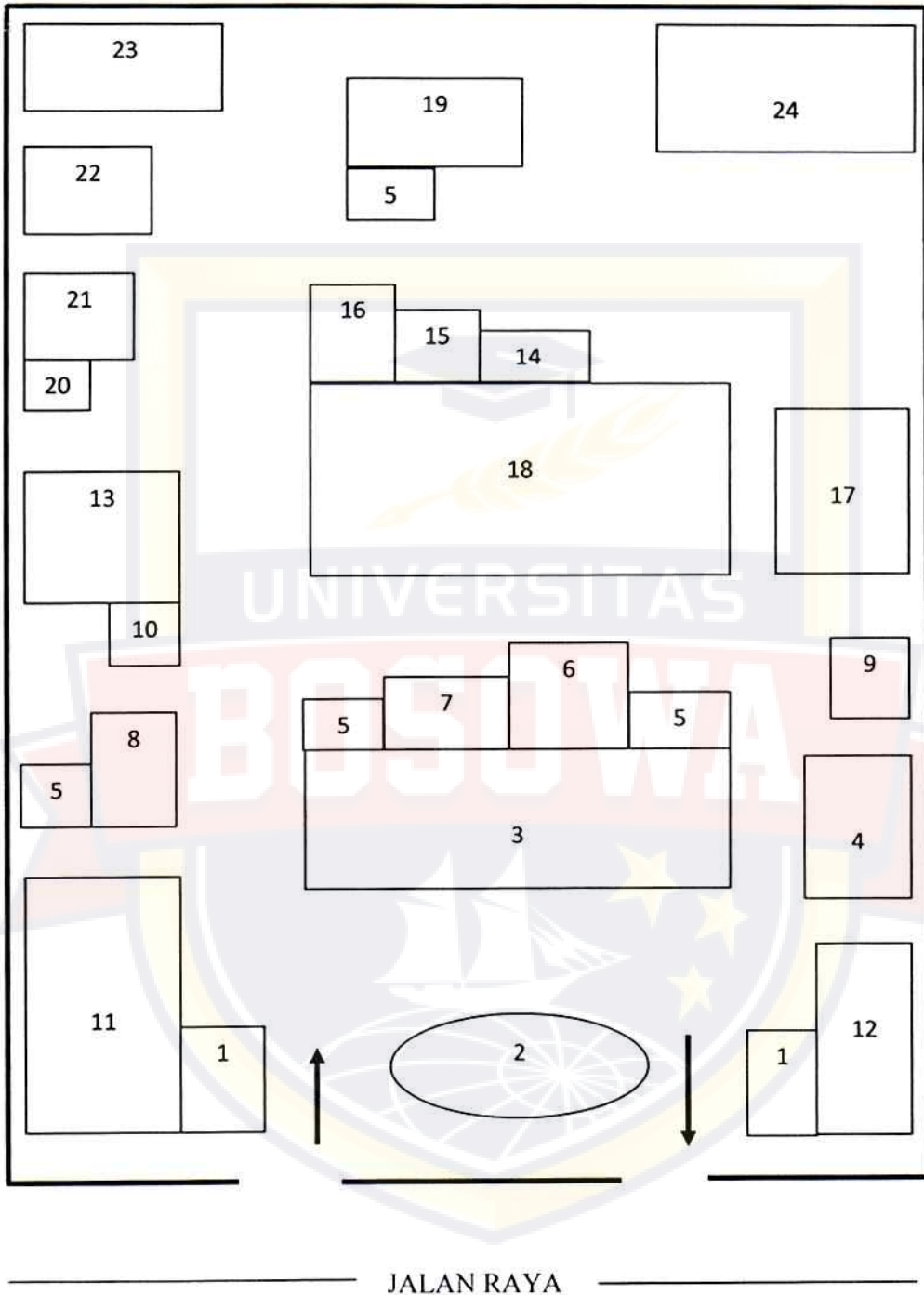
- a. Dekat dengan bahan baku
- b. Dekat dengan daerah pemasaran
- c. Penyediaan utilitas
- d. Fasilitas transportasi yang memadai
- e. Tersedianya tenaga kerja yang cukup

Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu peletakan bangunan dan peralatan dalam pabrik yang meliputi areal proses, areal penyimpanan dan areal material handling yang dibuat sedemikian rupa sehingga pabrik bisa beroperasi secara efektif dan efisien.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pembuatan tata letak pabrik Natrium Sulfat adalah sebagai berikut:

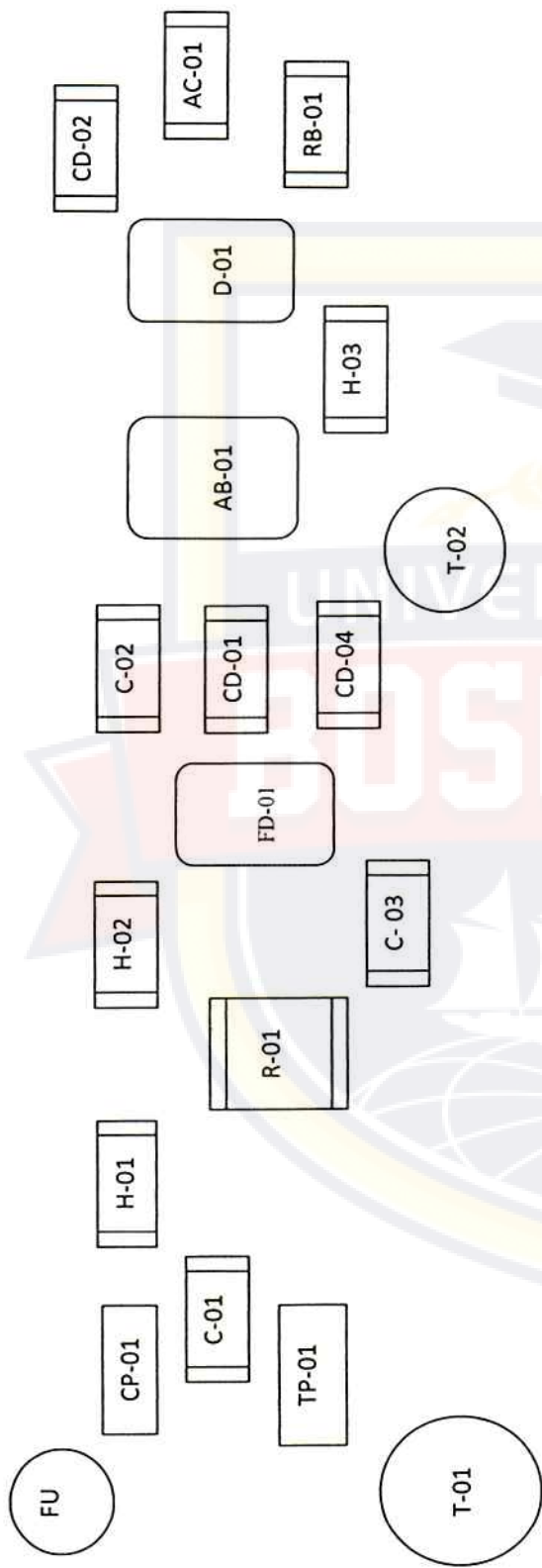
1. Cara meletakkan peralatan harus sedemikian rupa sehingga memudahkan pemeliharaan.
2. Penyaluran secara ekonomis dari kebutuhan air dan steam, kemungkinan perluasan untuk masa depan.
3. Kemungkinan timbulnya bahaya, seperti kebakaran dan ledakan
4. Ruang yang cukup untuk menggerakkan pekerja dan pemindahan barang-barang.
5. Masalah penyaluran zat-zat pembuangan pabrik
6. Pondasi dari bangunan dan peralatan kerja (mesin-mesin)
7. Bentuk kerangka bangunan, atap dan tembok
8. Penerangan dan ventilasi ruangan yang cukup
9. Sistem penataan area yang dilakukan se-ekonomis mungkin sehingga adanya perluasan pabrik dimasa yang akan datang



Gambar IX.1 Tata Letak Pabrik Asam Asetat

Keterangan gambar IX. 1:

1. Pos keamanan
2. Taman
3. Perkantoran dan tata usaha
4. Aula
5. Toilet
6. Perpustakaan
7. Poliklinik
8. Musholla
9. Kantin
10. Timbangan
11. Parkir karyawan
12. Parkir tamu
13. Area penyimpanan bahan baku
14. Kantor kepala pabrik
15. Laboratorium
16. Ruang kontrol
17. Area gudang produk
18. Ruang proses
19. Bengkel
20. Unit pemadam kebakaran
21. Ruang generator
22. Ruang boiler
23. Area pengolahan air
24. Area perluasan pabrik

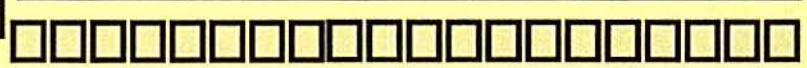
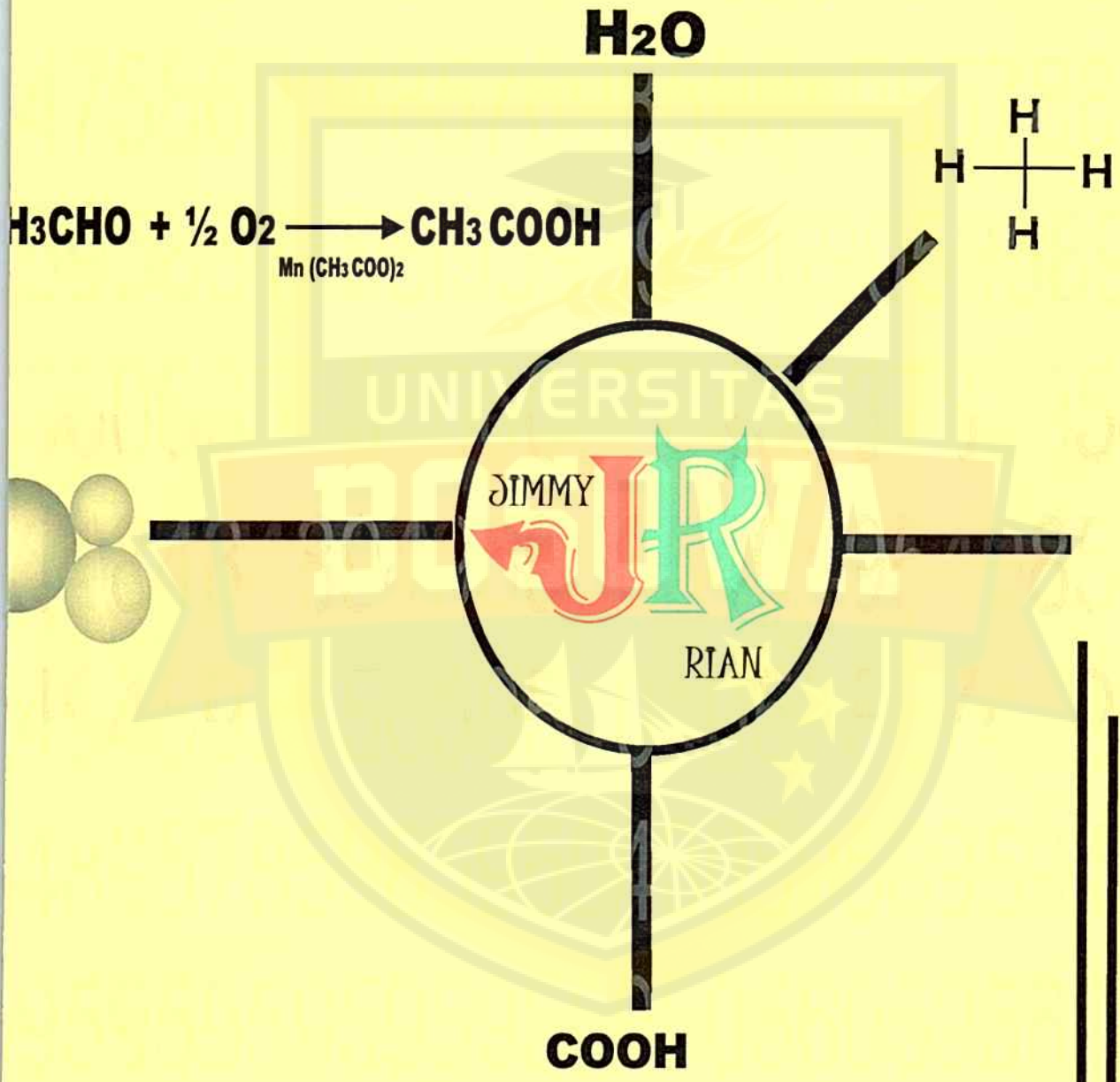


Gambar IX – 2. Tata Letak Peralatan Pada Area Proses Pabrik Asam

Keterangan :

Kode Alat	Nama Peralatan	Kode Alat	Nama Peralatan	Kode alat	Nama Peralatan	Kode Alat	Nama Peralatan
T – 01	Tangki Bahan Baku	H – 01	Heater 1	C – 02	Cooler 2	H – 03	Heater 3
TP – 01	Tangki pencampur	R – 01	Reaktor	CD – 01	Condenser	D – 01	Distilasi
C – 01	Cooler 1	H – 02	Heater 2	C – 04	Cooler 4	CD – 02	Condenser
CP – 01	Compressor	C – 03	Cooler 3	T – 02	Tangki Produk	AC – 01	Accumulatior
FU	Filter udara	FD – 01	Flash Drum	AB – 01	Absorber	RB – 01	Reboiler

BAB. X



BAB X**STRUKTUR ORGANISASI DAN MANAJEMEN PERUSAHAAN**

Dalam menciptakan suatu pengolahan perusahaan agar mencapai sasaran secara efektif dan hasil produksi yang optimal maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai alat pelaksanaannya.

Elemen dasar itu terdiri dari :

1. Manusia (human)
2. Bahan (material)
3. Mesin (mechine)
4. Metode (method)
5. Modal (money)
6. Pasar (market)

Elemen dasar tersebut menjadi faktor yang utama untuk menjalankan suatu perusahaan mencapai tujuannya secara bersama-sama didalam organisasi perusahaan.

1. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang direncanakan untuk pabrik asam asetat ini adalah perseroan terbatas (PT). Dengan menggunakan fasilitas penanaman modal dalam negeri (PMDN) dengan kapasitas produksi 20.000 ton/tahun. Modal perusahaan diperoleh dari penjualan saham pada partikelir atau badan-badan hukum dan kredit bank.

Pemilihan bentuk perusahaan persero terbatas (PT) tersebut dengan

Peretimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- a. Bentuk perusahaan ini lebih mudah mendapatkan modal yaitu dengan penjualan saham pada partekelir atau badan-badan hukum dan kredit bank.
- b. Tanggung jawab yang terbatas dari para pemegang saham terhadap hutang perusahaan
- c. Pemisahan pemilik dan pengurus
Pemilik adalah para pemegang saham sedangkan pengurus adalah orang-orang yang sanggup melaksanakan (menjalanan perusahaan) ehngga kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin.
- d. Efisiensi
Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cakap dan berpegalaman.
- e. Lapangan usaha lebih luas
Suatu perseroan terbatas dapa menarik modal yang sanggup besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

2. Struktur Organisasi

Menurut pola hubungan kerja serta lalu lintas wewenang dan tanggung jawab, maka bentuk-bentuk organisasi dapat dibedakan atas empat bentuk, yaitu :

- Organisasi garis
- Organisasi fungsional

- Organisasi garis dan staff
- Organisasi fungsional dan staff

Setelah melalui beberapa pertimbangan maka untuk pabrik asam asetat ini dipilih bentuk organisasi staf dan garis. Pemilihan bentuk organisasi tersebut didasarkan karena dalam kegiatan operasional seorang bawahan bertanggung jawab langsung kepada atasannya, sehingga koordinasi yang baik antara pimpinan dan karyawan dapat tercapai.

Tugas dan wewenang direktur utama adalah:

- a. Bertanggung jawab atas dewan komisaris
- b. Menetapkan jalannya perusahaan
- c. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- d. Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan

3. Direktur produksi

Tugas dan kewajiban direktur produksi adalah :

- a. Bertanggung jawab atas kelancaran dan pengawasan produksi serta peralatan pabrik
- b. Bertanggung jawab dalam pengaturan dan pemeliharaan pengawasan serta perbaikan peralatan produksi

Direktur produksi ini membawahi kepala bagian, produksi dan teknik.

4. Direktur administrasi dan keuangan

Tugas dan wewenang direktur administrasi dan keuangan:

- a. Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- b. Bertanggung jawab dalam penyusunan rencana keuangan perusahaan
- c. Bertanggung jawab atas kelancaran administrasi perusahaan
- d. Mengatur dan mengawasi pemasaran produksi dan pembelian bahan baku

Direktur administrasi dan keuangan membawahi kepala bagian

5. Kepala bagian

Kepala bagian bertanggung jawab membantu kepala pabrik dan kepala kantor dalam perencanaan dan pelaksanaan pada masing-masing bagian.

Tugas dan wewenang kepala bagian adalah :

- a. Mengkoordinir masing-masing bagian yang dibawahinya serta bertanggung jawab pada bidangnya masing-masing
- b. Memberi laporan secara periodik tentang kegiatan-kegiatan serta hasil-hasil yang telah dicapai oleh bagian masing-masing kepala-kepala pabrik atau kepala kantor
- c. Membantu kepala pabrik atau kepala kantor dalam mempersiapkan dan menyusun laporan-laporannya.

Secara terperinci tugas masing-masing kepala bagian dapat diurai sebagai berikut :

- a. Kepala bagian proses produksi
 - Bertanggung jawab terhadap kelancaran proses produksi

- Mengontrol bahan yang hendak digunakan dalam produksi
- Menjaga kualitas hasil produksi sesuai dengan standar yang ada

Kepala bagian proses produksi membawahi kepala seksi proses-proses produksi, penelitian dan pengembangan.

b. Kepala bagian teknik

Kepala bagian teknik bertanggung jawab atas pengawasan utilitas dan peralatan proses produksi. Kepala bagian teknik ini membawahi kepala seksi utilitas dan perawatan.

c. Kepala keuangan

Kepala bagian keuangan bertugas :

Kepala bagian keuangan bertugas :

- Mengawasi, mengatur dan mengurus pencatatan seluruh transaksi perusahaan yang digunakan untuk menyusun neraca-laba perusahaan.
- Menyelenggarakan tata usaha perusahaan dalam hal keuangan tersebut secara rencana anggaran belanja perusahaan.
- Meneliti semua penerimaan dan pengeluaran keuangan termasuk pembiayaan terhadap proyek-proyek yang dilakukan perusahaan.

Secara garis besar dapat dilakukan bahwa tugas kepala bagian keuangan adalah melaksanakan dan mengawasi pembukuan dalam perusahaan dan juga mengawasi keuangan. Kepala bagian keuangan membawahi kepala seksi pembukuan, keuangan dan perbekalan.

d. Kepala bagian perdagangan

Kepala bagian perdagangan ini bertanggung jawab atas semua pembelian yang terjadi didalam perusahaan, misal : pembelian bahan baku dan pemasaran baik dalam maupun luar negeri.

e. Kepala bagian

Kepala bagian umum bertugas menangani hal-hal yang menyangkut administrasi perusahaan, keamanan, keselamatan kerja dan tentang segala hal yang bersangkutan dengan karyawan, misalnya penerimaan dan pemberhentian karyawan, kesejahteraan, dll. Kepala bagian umum membawahi kepala seksi administrasi, keamanan dan personalia.

6. Kepala seksi

Kepala seksi bertugas mengatur dan mengkoordinir tugas masing-masing seksi sesuai dengan perencanaan yang telah digariskan oleh kepala bagiannya. Tugas kepala seksi adalah:

- a. Memimpin dan melaksanakan tugas masing-masing seksi.
- b. Memberikan saran dan pertimbangan mengenai tugas pada setiap kepala seksi bagian

7. Kepala seksi penyediaan bahan baku

Mengatur jadwal pembelian bahan baku, pengiriman serta bertanggung jawab atas persediaan bahan baku.

8. Kepala seksi proses

Tugas dan wewangnya adalah :

- a. Mengatur dan mengetahui pelaksanaan proses yang terjadi

b. Bertanggung jawab atas jalannya masing-masing proses

9. Kepala seksi penelitian dan pengembangan

Tugas dan wewenangnya adalah :

a. Bertanggung jawab atas penelitian yang dilakukan mulai dari bahan baku sampai hasil produksi

b. Membawahi unit laboratorium.

10. Kepala seksi utilitas

Bertugas mengatur dan mengawasi pelaksanaan air proses, air umpan boiler, bahan bakar dan lain-lain

11. Kepala seksi pemeliharaan dan perbaikan.

Bertanggung jawab atas pemeliharaan dan perbaikan alat proses gedung dan lain-lain

12. Kepala seksi pembelian

Mengatur penyelenggaraan pembelian bahan baku, bahan pembantu dan peralatan serta harga pasaran produk dan mutu produk.

13. Kepala seksi gudang

Mengatur keluar masuknya bahan-bahan dan alat-alat dari gudang

14. Kepala seksi pemasaran

Mengatur pelaksanaan pemasaran hasil produksi dan pengadaan penelitian yang tepat mengenai daerah atau tempat untuk memasarkan hasil produksi

15. Kepala seksi administrasi

Bertanggung jawab atas pencatatan hutang piutang, perpajakan dan administrasi kantor

16. Kepala seksi personalia

Bertanggung jawab melaksanakan segala sesuatu yang berhubungan dengan tenaga kerja, antara lain :

- a. Penerimaan dan pemberhentian karyawan
- b. Penempatan karyawan
- c. Kesejahteraan karyawan

17. Kepala seksi humas

Bertanggung jawab melaksanakan dan mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat pemerintah diluar lingkungan pabrik

18. Kepala seksi keamanan

Bertanggung jawab atas keamanan dilingkungan pabrik dan mengawasi keluar masuknya orang-orang dilingkungan pabrik.

4. Status Karyawan dan Sistem Upah

Sistem upah karyawan pada perusahaan ini dibedakan sesuai dengan tingkat pendidikan, keahlian, pengalaman serta besar kesilnya tanggung jawab yang harus dipegang oleh karyawan tersebut.

Menurut statusnya, karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi 3 golongan yaitu sebagai berikut :

a. Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan berdasarkan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi berdasarkan nota persetujuan direksi atau pengajuan yang membawahinya dan menerima upah harian tiap-tiap akhir pekan.

c. Karyawan borongan

Karyawan borongan adalah pekerja yang kadang-kadang diperlukan saja oleh pabrik, misalnya penghantar batu kapur, bongkar muat barang, pembersih limbah dan lain-lain.

5. Jaminan Sosial

Jaminan sosial adalah pembayaran yang diberikan kepada karyawan diluar gaji yang diterima oleh karyawan tersebut jaminan sosial ini diberikan agar karyawan lebih mantap dan tenang dalam bekerja, sehingga kesejahteraan karyawan lebih dapat terjamin.

Jaminan sosial tersebut berupa :

a. Tunjangan.

Tunjangan diberikan kepada karyawan tetap maupun karyawan harian. Tunjangan ini ditentukan berdasarkan kedudukan, keahlian, masa kerja dan jumlah keluarga karyawan. Selain tunjangan tetap tersebut juga diberikan tunjangan hari raya.

b. Fasilitas

Untuk para karyawan disediakan fasilitas-fasilitas, yaitu :

- Kendaraan antar jemput bagi karyawan tetap maupun harian yang bertempat tinggal jauh dari perusahaan dan tidak mempunyai kendaraan.
- Koperasi yang melayani kebutuhan pokok karyawan dan juga dapat memberikan pinjaman kepada karyawan.
- Musholla, tempat beribadah bagi para karyawan.
- Pemberian seragam bagi para karyawan.

c. Pengobatan

Pengobatan dilakukan dipoliklinik perusahaan secara gratis atau dapat dilakukan pada rumah sakit atau dokter yang telah ditentukan

d. Asuransi tenaga kerja

Setiap karyawan memperoleh asuransi tenaga kerja (astek) asuransi ini berupa asuransi kecelakaan kerja, asuransi hari tua dan asuransi kematian.

e. Premi

Selain gaji pokok dan jaminan sosial, diberikan juga premi-premi, seperti:

1. Premi kedisiplinan

Premi hanya diberikan kepada karyawan yang masuk terus setiap hari kerja

2. Premi panas temperatur

Yaitu premi yang diberikan kepada pekerja-pekerja yang terkena panas karena terkena temperatur tinggi, misalnay pekerja-pekerja dibagian reaktor, evaporator.

3. Premi hujan dan sinar matahari

Premi ini diberikan kepada para pekerja umum yang sering terkena sinar matahari dan hujan, misalnya tukang sapu, pengeruk limbah dan lain-lain.

6. Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik direncanakan beroperasi 300 hari kerja dalam setahun : 24 jam sehari sedangkan sisa hari yang ada digunakan untuk shut down disamping hari libur yang ada.

Pembagian jam kerja karyawan adalah sebagai berikut :

a. Pegawai non shift

Pegawai non shift adalah karyawan yang bekerja dikantor atau karyawan yang tidak langsung berhubungan dengan proses produksi. Pegawai non shift ini bekerja selama 6 hari dalam seminggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar lainnya libur. Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

. senin sampai jum'at : 08.00 – 16.00 wita

. sabtu : 08.00 – 14.00 wita

Waktu istirahat diberikan selama 1 jam setiap hari

b. Pegawai shift

Pegawai shift meliputi karyawan yang langsung berhubungan dengan proses produksi, operator-operator dan satpam, pegawai shift ini bekerja selama seminggu dan 24 jam sehari, dibagi menjadi 3 shift :

Shift I : 07.00 – 15.00 wita

Shift II : 15.00 – 23.00 wita

Shiff : 23.00 – 07.00 wita

Tabel 10.1 jadwal kerja masing-masing regu

Regu	Minggu ke :			
	I	II	III	IV
I	P	L	M	S
II	S	P	L	M
III	M	S	P	L
IV	L	M	S	P

Keterangan :

- P = shiff pagi
 S = shiff siang
 M = shiff malam
 L = libur

7. Penggolongan Menurut Jabatan

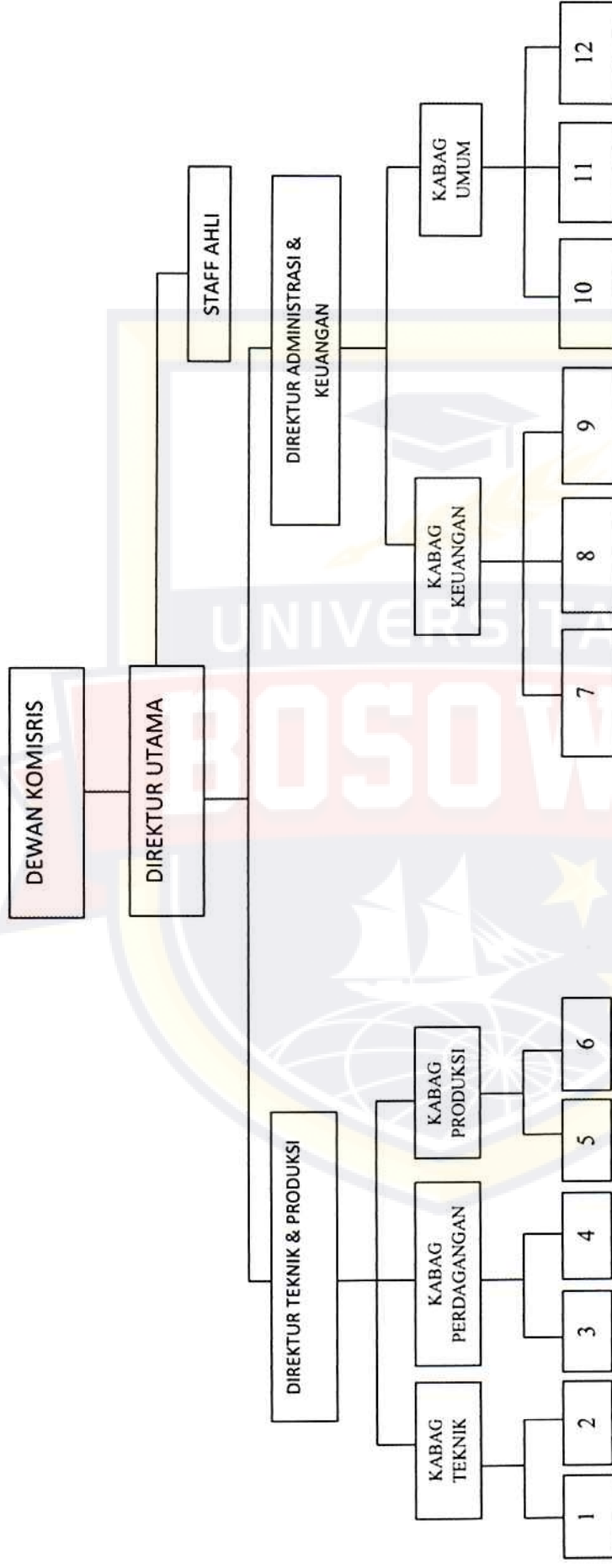
- a. Direktur Utama = Sarjana Teknik Kimia
 b. Direktur Produkdi = Sarjana Teknik Kimia
 c. Direktur Administrasi dan Keuangan = Sarjana Ekonomi
 d. Kepala Bagian :
1. Produksi = Sarjana Teknik Kimia
 2. Teknik = Sarjana Teknik Kimia
 3. Perdagangan = SE. Ekonomi

- | | |
|-----------------|----------------------|
| 4. Umum | = Sarjana Hukum |
| 5. Keuangan | = SE.Akuntansi |
| 6. kepala seksi | = STM/SMU |
| 7. Operator | = STM/SMU |
| 8. Sekretaris | = Akademi Sekretaris |
| 9. Dokter | = Sarjana Kedokteran |
| 10. Perawat | = Akademi Perawat |



STRUKTUR ORGANISASI

PABRIK ASAM ASETAT DARI ASETALDEHID PROSES OKSIDASI



Ket :

- 1. kasje utilitas
- 2. kasje pemeliharaan
- 3. kasje pemasaran
- 4. kasje gudang
- 5. kasje proses
- 6. kasje litbag
- 7. Kasje pembelian
- 8. Kasje administrasi
- 9. Kasje keuangan
- 10. Kasje personalia
- 11. Kasje humas
- 12. Kasje keamanan

BAB XI

ANALISA EKONOMI

Untuk mengetahui sebuah pabrik yang dirancang menguntungkan atau tidak, maka perlu diadakan analisa ekonomi dari pabrik tersebut. Analisa ekonomi dimaksudkan untuk memberikan gambaran apakah suatu pabrik dibuat cukup fleksibel (layak) jika ditinjau dari sudut ekonomi

Faktor-faktor yang perlu ditinjau 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 Mengetahui faktor-faktor diatas, terlebih dahulu harus diketahui :

1. Total Capital Investment (TCI)
2. Total Production Cost (TPC)

a. **Total Capital Investment**

Total capital investment diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik dan biaya untuk mendirikan suatu pabrik dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu.

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 lainnya sehingga pabrik dapat beroperasi.
2. Working Capital Investment (WCI), yaitu modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu karena keterbatasan data yang dibutuhkan untuk membuat analisa ekonomi secara terperinci (detail estimation) maka dalam perencanaan ini digunakan metode studi estimate, yaitu metode dimana suatu investasi, pabrik dihitung berdasarkan hanya peralatan pabrik.

b. **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 supervise langsung, perawatan dan perbaikan, power, utilitas dan royalties.
- b. Fixed chargers (biaya tetap), yaitu biaya yang tetap dari tahun ketahun dan tidak berubah dengan adanya perubahan laju produksi. Biaya tersebut adalah meliputi pajak, depresiasi, asuransi dan bunga bank.

c. Plant overhead cost (biaya tambahan pabrik), terdiri dari pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan, peralatan pabrik secara umum, keamanan social, asuransi jiwa, pengepakan, fasilitas rekreasi, laboratoriu dan fasilitas penyimpanan.

2. General Expenses

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.

c. Analisa Protitability

Dalam analisa ini digunakan beberapa asumsi, yaitu umur pabrik 10 tahun dengan kapasitas produksi masing-masing

1. Tahun pertama 75%
2. Tahun kedua 85%
3. Tahun kedua sampai tahun kesepuluh 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 ditanamkan

dan cash flow dari pabrik yang direncanakan dapat dilihat pada lampiran – D tabel

c. Interest Rate Return (IRR)

Didefinisikan sebagai sebuah 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 perlu dikeluarkan biaya untuk pemeliharaan.

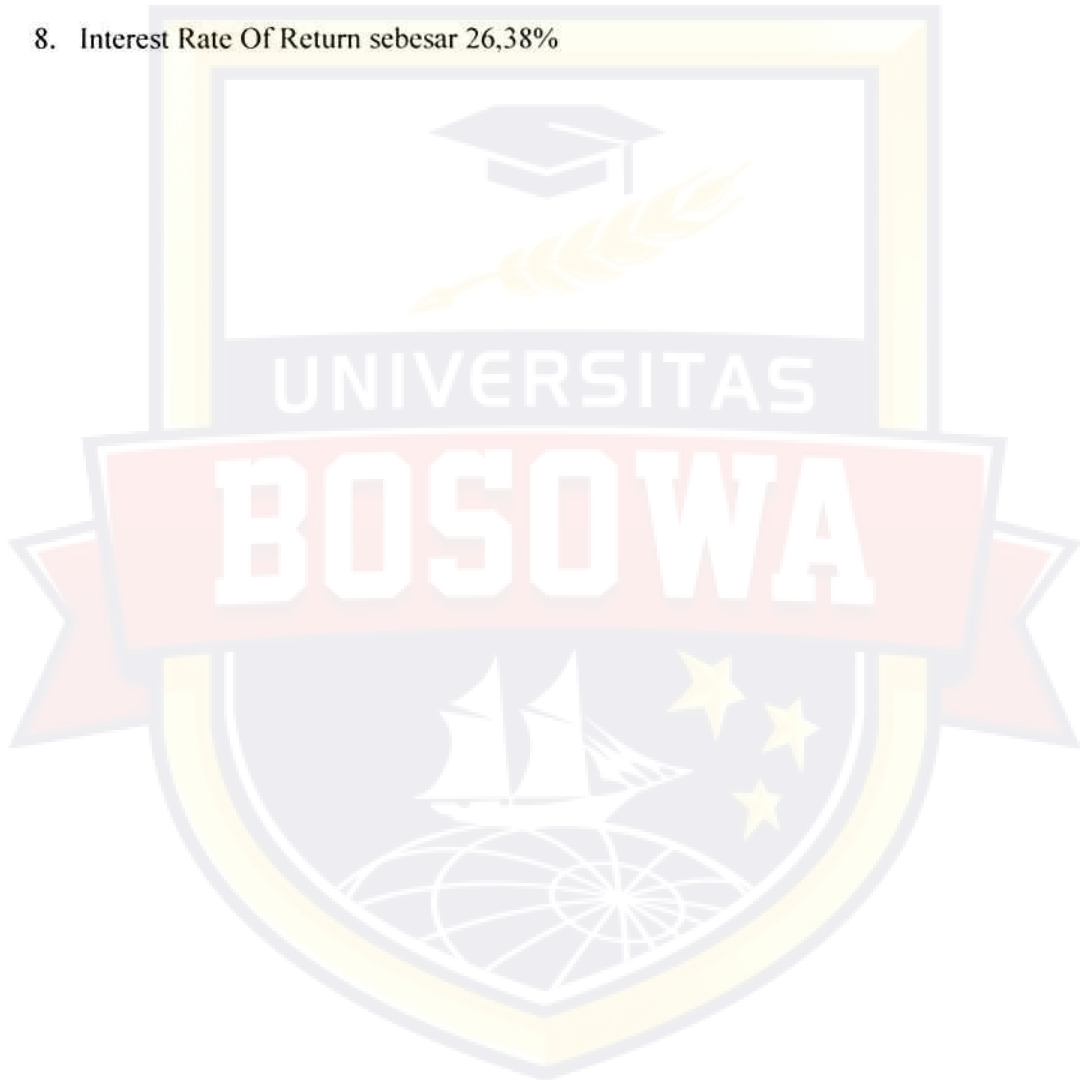
e. Return Of Investment (ROI)

Return Of 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 investment) = Rp. 139.503.212.964
2. Total biaya produksi (total productions cost) = Rp. 237.124.813.260
3. Laba sebelum pajak Rp. 66,875.187.530 dan sesudah pajak Rp. 33.468.871.883
4. Return On Investment sebelum dan sesudah pajak masing-masing 40,76% dan 26,50%

5. Pay Out Time sebelum dan sesudah pajak masing-masing 2,2 Tahun dan 2,4 Tahun
6. Break Event Point sebesar 36,23%
7. Shut Down Point sebesar 19,80%
8. Interest Rate Of Return sebesar 26,38%



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S and Newton. R.D "chemical engineering cost estimation", Mc.graw hill book co. new York 1945.
- Bhatt, B.I. and S.M. Vora. "stochiometry". second edition tata Mc.graw hill publishing company limited, new delhi 1984.
- Brown, G.G "unit operation", john wiley and sons inc. new York. 1950
- Brownell, L.E and Young, B.H. process equipment design, john wiley and sons inc. new York. 1950.
- Fath and Keys Elork, "industrial chemical" 4th edition, john wiley and sons, inc. new York. 1961.
- Foust A.S Leonard, A and Wensel, "principle of unit operation", john wiley and sons inc.
- Kern, D.C "process heat transfer", international edition, Mc.graw hill, Mc.graw hill, kokagusha, Tokyo, 1950.
- Perry, R.H and Chilton Cocil.H. "chemical engineering hand book", 6th edition, Mc.graw hill book company, new York, 1973.
- Peter, M.S and Klons, T.D "plant design and economic for chemical engineering", 3th edition Mc.graw hill kokakusha Tokyo 1980.
- Rase, H.F and Barrow, M.H, "project engineers of process plant" 1st edition, john wiley and sons, new York 1957.
- Reid, R.C. Prausnitz and I.M Sherwood. "the property of gas and liquid", 3rd edition, Mc.grow hill book company, new York, 1977.

DAFTAR PUSTAKA

- Richarson.J.H and van ness H.C "chemical engineering design" vol⁶ pengaman internasional, new York,1983.
- Sherwood,T.pigford R.L and wilke, C.R, "mass transfer" Mc.graw hill kogakusha ltd.1959.
- Smith.J.M. van ness Mc, "chemical engineering thermodynamic",Znd edition, Mc.grow hill, kogakusha ltd.1959.
- Treyball,R.E."mass transfer operation",1st edition Mc.grow hill book company inc.new York,1955.
- Ulrich,garl D,"A quide to chemical engineering process design and economics,"john wiley and sons,new York.1984.

BOSOWA

LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Basis operasi : 1 jam



- Kondisi Operasi
 - a. Suhu = 65°C
 - b. Tekanan = 5,10 atm (75 Psi)
 - c. Fase = Gas-Cair
 - d. Konversi = 90 %
 - e. Katalis = Mangan Asetat [(CH₃COO)₂Mn] Bm = 173 kg/kgmol
- Komposisi Bahan Baku
 - a. Asetaldehid

C ₂ H ₄ O	= 99,7 %	Bm	= 44 Kg/Kgmol
H ₂ O	= 0,3 %	Bm	= 18 Kg/Kgmol

b. Udara

$$\text{O}_2 = 21 \% \text{ mol}$$

$$\text{N}_2 = 79 \% \text{ mol}$$

c. Perhitungan

Basis : 100 Kg umpan asetaldehid masuk reaktor

Komposisi asetaldehid masuk reaktor

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{O} = 99,7 \text{ Kg}$$

$$= 2,2659 \text{ Kgmol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,3 \text{ Kg}$$

Menurut faith & keys hal ini dijelaskan ratio mol umpan asetaldehid dengan udara adalah 1 : 4. dengan jumlah katalis Mn – Asetat yang digunakan sebesar 0,3% dari berat asetaldehid umpan :

- Komposisi udara masuk reaktor

$$\text{Udara} = 4 \cdot \text{kgmol C}_2\text{H}_4\text{O}$$

$$= 4 \cdot 2,2659 \text{ Kgmol}$$

$$= 9,0636 \text{ Kgmol}$$

$$\text{O}_2 \text{ dalam udara} = 0,21 \cdot 9,0636 \text{ Kgmol}$$

$$= 1,9034 \cdot 32 \text{ Kg/Kgmol}$$

$$= 60,9076 \text{ Kg}$$

$$\begin{aligned} \text{N}_2 \text{ dalam udara} &= 0,79 \cdot 9,0636 \text{ Kgmol} \\ &= 7,1603 \text{ Kgmol} \cdot 28 \text{ Kgmol} \\ &= 200,4876 \text{ Kg} \end{aligned}$$

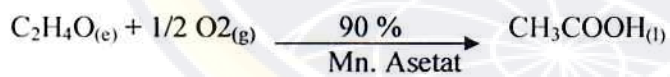
- Komposisi katalis $(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn}$ 40% masuk reaktor

$$\begin{aligned} (\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn} &= \frac{0,3}{100} \cdot \text{kg C}_2\text{H}_4\text{O masuk reaktor} \\ &= \frac{0,3}{100} \cdot 99,7 \text{ kg} \\ &= 0,2991 \text{ kg} \end{aligned}$$

CH_3COOH dalam $(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn}$ masuk

$$\begin{aligned} &= \frac{60}{40} \cdot 0,2991 \text{ kg} \\ &= 0,4486 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Reaksi dalam reaktor



$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4\text{O bereaksi} &= 0,90 \cdot \text{Kgmol C}_2\text{H}_4\text{O masuk} \\ &= 0,90 \cdot 2,2659 \text{ Kgmol} \\ &= 2,0393 \text{ Kgmol} \cdot 44 \text{ Kg/Kgmol} \\ &= 89,7296 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_4\text{O sisa} &= 99,7 \text{ Kg} - 89,7296 \text{ Kg} \\ &= 9,97 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ bereaksi} &= 1/2 \cdot \text{Kgmol C}_2\text{H}_4\text{O bereaksi} \\ &= 1/2 \cdot 2,0393 \text{ Kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 1,0196 \text{ Kgmol} \cdot 32 \text{ Kg/Kgmol} \\ &= 32,6291 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ sisa} &= 60,9076 \text{ Kg} - 32,6291 \text{ Kg} \\ &= 28,2785 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COOH terbentuk} &= 1/1 \cdot \text{Kgmol C}_2\text{H}_4\text{O bereaksi} \\ &= 1/1 \cdot 2,0393 \text{ Kgmol} \\ &= 2,0393 \text{ Kgmol} \cdot 60 \text{ Kg/Kgmol} \\ &= 122,3591 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Pada kondisi suhu operasi reaktor yaitu 65°C , tekanan 5,1 atm sebagai $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ sisa reaksi dalam fase gas keluar reaktor

- Penentuan jumlah fase gas

$$\begin{aligned} &= \frac{P_i \text{C}_2\text{H}_4\text{O}}{P_{\text{operasi}}} \cdot \text{Kg mol C}_2\text{H}_4\text{O sisa reaksi} \\ &= \frac{3127,0631 \text{ mmHg}}{3876 \text{ mmHg}} \cdot 0,2266 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

$$= 0,1828 \text{ Kgmol} \cdot 44 \text{ Kg/Kgmol}$$

$$= 8,0432 \text{ Kg}$$

C₂H₄O sisa dalam fase cair

$$= 9,97 \text{ Kg} - 8,0432 \text{ Kg}$$

$$= 1,9268 \text{ Kg}$$

Dari perhitungan diatas dapat disusun neraca massa total pada reaktor.

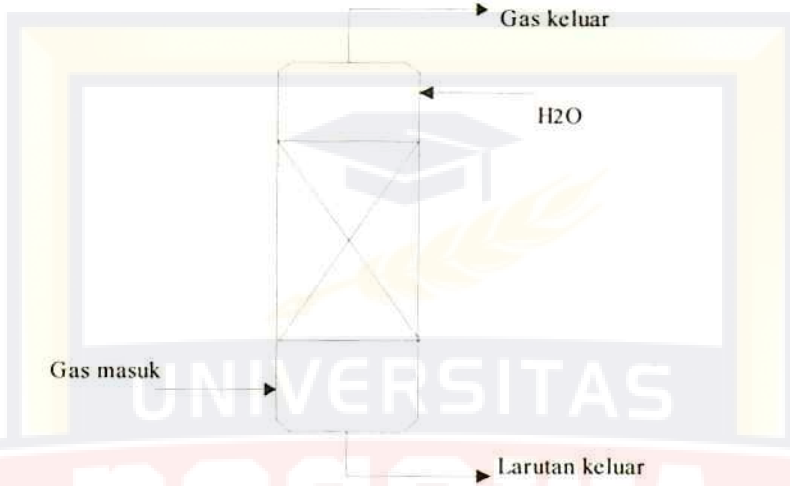
Neraca massa total reaktor : R-01

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)	
	gas	cair	Gas	cair
O ₂	60,9076	-	28,2785	-
N ₂	200,4876	-	200,4876	-
C ₂ H ₄ O	-	99,7	8,0432	1,9286
H ₂ O	-	0,3	-	0,3
(CH ₃ COO) ₂ Mn	-	0,2991	-	0,2991
CH ₃ COOH	-	0,4486	-	122,8077
Total	261,3952	100,7477	236,8093	125,3336
	362,1429		362,1429	

ABSORBER

Handwritten notes: $AB < P$ and a U-shaped symbol.

Absorber digunakan untuk menyerap asetaldehid (C_2H_4O) yang ada dalam campuran gas dengan menggunakan air.



- Kondisi operasi
 - a. Suhu = $40^{\circ}C$
 - b. Tekanan = $2,75 \text{ atm}$
- Komposisi umpan masuk absorber AB – 1

komponen	Kg	Kgmol
O_2	28,2785	0,8873
N_2	200,4876	7,1603
C_2H_4O	8,0432	0,1828
Total	236,8093	8,2268

Pada campuran gas yang masuk, ditetapkan sebanyak 95% dari C_2H_4O yang dapat diserap oleh air dan sisanya keluar dari absorber bersama O_2 dan N_2 .

Fraksi Mol C_2H_4O dalam aliran gas masuk (y_1)

$$y_1 = \frac{0,1828}{8,2268}$$

$$= 0,0222$$

Ratio Fraksimol C_2H_4O dalam aliran gas masuk (y_1)

$$y_1 = \frac{y_i}{1 - y_i}$$

$$= \frac{0,0222}{1 - 0,0222}$$

$$= 0,0227$$

Kecepatan Aliran Gas Bebas C_2H_4O (G_s)

$$G_s = G_1 (1 - y_1) \text{ dimana } G_1 = \text{total gas masuk}$$

$$= 8,2286 (1 - 0,0222)$$

$$= 8,0440 \text{ Kgmol}$$

C_2H_4O terrabsorpsi

$$= 0,95 \cdot 0,1828 \text{ Kgmol}$$

$$= 0,1737 \text{ Kgmol} \cdot 44 \text{ Kg/Kgmol}$$

$$= 7,6428 \text{ Kg}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{O sisa} = 0,1828 - 0,1737 \text{ Kgmol}$$

$$= 0,0091 \text{ Kgmol} \cdot 44 \text{ Kg/Kgmol}$$

$$= 0,4004 \text{ Kg}$$

- Total gas keluar absorber G_2

$$G_2 = G_1 - \text{C}_2\text{H}_4\text{O terabsorpsi}$$

$$= 8,2268 - 0,1737 \text{ Kgmol}$$

$$= 8,0531 \text{ Kgmol}$$

Fraksimol $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ dalam aliran gas keluar (y_2)

$$y_2 = \frac{0,0091}{8,0531}$$

$$= 0,0011$$

Ration fraksimol $\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$ dalam aliran gas keluar (y_2)

$$y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2}$$

$$= \frac{0,0011}{1 - 0,0011}$$

$$= 0,0011$$

$$= 0,0011$$

Penentuan jumlah H₂O penyerap

- Perhitungan

Berdasarkan pada hukum roult & Dalton

$$\text{H.roult } P^* = X_i \cdot P_i$$

$$y_i = \frac{P}{P_{\text{operasi}}}$$

$$= \frac{P_i}{P_{\text{operasi}}} \cdot X_i$$

Pada kondisi suhu 40°C diketahui tekanan uap murni komponen C₂H₄O

$$P_i = 1488,0775 \text{ mmHg}$$

Maka :

$$y = \frac{P_i}{P_t} \cdot x$$

= (P_t = tekanan operasi absorber = 2,75 atm = 2090 mmHg)

$$y = \frac{1488,0775}{2090} \cdot x$$

$$y = 0,711999 X$$

Data keseimbangan :

x	$X = \frac{x}{1-x}$	$y = 0,71199X$	$Y = \frac{y}{1-y}$
0,01	0,0101	0,0071	0,0072
0,02	0,0204	0,0142	0,0144
0,03	0,0309	0,0214	0,0218
0,04	0,0417	0,0285	0,0293
0,05	0,0526	0,0356	0,0369

Untuk $y_1 = 0,0227$, dengan menginterpolasi data diatas diperoleh nilai

$$X_1 = 0,0322$$

Persamaan garis operasi pada absorber (treball pers 8.9 hal 284)

$$G_s (y_1 - y_2) = L_s \min (X_1 - X_2)$$

Atau :

$$L_s \text{ minimum} = G_s \frac{y_1 - y_2}{x_1 - x_2}$$

Untuk H_2O penyerapan murni maka $X_2 = 0$

Maka jumlah H_2O penyerapan yang dibutuhkan.

$$L_s \text{ minimum} = 8,0440 \frac{(0,0227 - 0,0011)}{(0,0322 - 0)}$$

$$= 5,3960 \text{ Kgmol} \cdot 18 \text{ Kg/Kgmol}$$

$$= 97,1280 \text{ Kg}$$

Diambil Ls operasi = 1,2 . Ls minimum

$$= 1,2 \cdot 97,1280 \text{ Kg}$$

$$= 116, 5536 \text{ Kg}$$

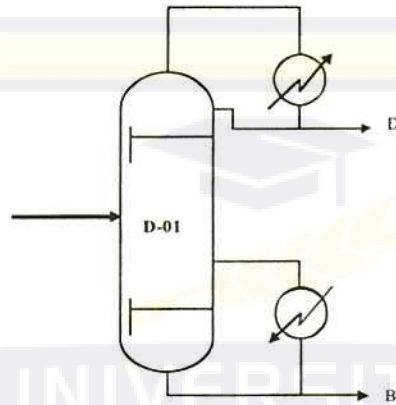
Jadi jumlah H₂O penyerapan minimum yang dibutuhkan = 116,5536 Kg

Neraca massa total absorber : Ab - 01

Komponen	Input (Kg)		Output (Kg)	
	Gas	Cair	Gas	Cair
O ₂	28,2785	-	28,2785	-
N ₂	200,4876	-	200,4876	-
C ₂ H ₄ O	8,0432	-	0,4004	7,6428
H ₂ O	-	116,5536	-	116,5536
Total	236,8093	116,5536	229,1665	124,1964
	353,3629		353,3629	

DISTILASI

Distilasi digunakan untuk memurnikan asetaldehid (C₂H₄O) yang keluar dari botton absorber.



Komposisi umpan masuk distilasi D – 01

Komponen	Kg	X ; Fraksi berat
C ₂ H ₄ O	7,6428	0,0615
H ₂ O	116,5536	0,9385
Total	124,1964	1,0000

Asetaldehid yang ada dalam umpan terdistribusi, keproduk atas ditetapkan sebanyak 99,9% dengan komposisi :

C₂H₄O = 99,7% berat

H₂O = 0,3% berat

N.m. total

$$F = D + B \dots\dots\dots(1)$$

N.m. komponen

$$F \cdot X_F = D \cdot X_D + B \cdot X_B \dots\dots\dots(2)$$

- Komponen C₂H₄O

$$F \cdot X_F = (124,1964)(0,0615)$$

$$= 7,6428 \text{ Kg}$$

$$D \cdot X_D = 0,999 \cdot 7,6428 \text{ Kg}$$

$$= 7,6352 \text{ Kg}$$

Maka $B \cdot X_B = F \cdot X_F - D \cdot X_D$

$$= (7,6428 - 7,6352) \text{ Kg}$$

$$= 0,0076 \text{ Kg}$$

- Komponen H₂O

$$F \cdot X_F = (124,1964)(0,9385)$$

$$= 116,5536 \text{ Kg}$$

$$D \cdot X_D = \frac{0,3}{99,7} \cdot D \cdot X_D (\text{C}_2\text{H}_4\text{O})$$

$$= \frac{0,3}{99,7} \cdot 7,6352 \text{ Kg}$$

$$= 0,0230 \text{ Kg}$$

Maka $B \cdot X_B = F \cdot X_F - D \cdot X_D$

$$= (116,5536 - 0,0230) \text{ Kg}$$

$$= 116,5306 \text{ Kg}$$

Neraca massa total Distilasi ; D - 01

Komponen	Masuk ; Kg	Keluar ; Kg	
		Produk atas	Produk bawah
C ₂ H ₄ O	7,6428	7,6352	0,0076
H ₂ O	116,5536	0,0230	116,5306
		7,6582	116,5382
Total	124,1964	124,1964	

Penentuan kondisi operasi pada Distilasi D - 01 ditentukan dengan menggunakan persamaan:

$$\text{Bubble point} = \sum y_i = x_i \cdot k_i \text{ dan } \sum y_i = 1,0$$

$$\text{Dew point} \quad x_i = \frac{y_i}{k_i} \text{ dan } \sum x_i = 1,0$$

K₁ dihitung dengan persamaan :

$$K_1 = \frac{P_i}{P_t}$$

Dimana = X_1 = fraksi mol komponen I dalam fase cair

Y_1 = fraksi mol komponen I dalam fase uap

P_1 = tekanan uap murni komponen

P_t = tekanan operasi

K_1 = konstanta keseimbangan uap –cair

P_1 ditentukan dengan persamaan Antoine

$$\ln P_1 = A - \frac{B}{C + T}$$

Dimana A;B;C = Konstanta Antoine

T = Suhu (°K)

Diketahui data konstanta Antoine komponen (Appendix Dsherwood dan Praustriz)

Komponen	Konstanta Antoine		
	A	B	C
C ₂ H ₄ O	16,2418	2465,15	-37,15
H ₂ O	18,3036	3816,44	-46,13

- Kondisi umpan masuk kolom

Umpan masuk kolom pada kondisi bubble point (cairan jenuh)

Diketahui komposisi umpan distilasi :

Komponen	kg	Kgmol	Xi ; fraksimol
C ₂ H ₄ O	7,6428	0,1737	0,0261
H ₂ O	116,5536	6,4752	0,9739
Total	124,1964	6,6489	1,0000

Trial bubble point umpan dicoba :

P operasi = 2,5 atm

T operasi = 115,633°C (388,633°K)

Komponen	X ₁ ; fraksi	P ₁ ; mmHg	K ₁ =P ₁ /P _t	y ₁ = X ₁ . K ₁
C ₂ H ₄ O	0,0261	10180,5241	6,6977	0,1748
H ₂ O	0,9739	1287,9500	0,8473	0,8252
Total	1,0000			1,0000

Trial memenuhi karena diperoleh

- Kondisi operasi puncak kolom

Uap keluar puncak kolom pada kondisi dew point (uap jenuh) dan dikondensasikan pada condenser pada kondisi bubble point (cairan jenuh).

Diketahui komposisi produk distilat

Komponen	Kg	Kgmol	X ₁ ; fraksi
C ₂ H ₄ O	7,6352	0,1735	0,9926
H ₂ O	0,0230	0,0013	0,0074
Total	7,6582	0,1748	1,0000

a. Dew point distilat

Trial dew point distilat pada

P operasi = 2,5 atm

T operasi = 47,987 °C (320,987°K)

Komponen	X ₁ ; Fraksimol	P ₁ ; mmHg	K ₁ =P ₁ /P _t	y ₁ = y ₁ /K ₁
C ₂ H ₄ O	0,9926	1913,5389	1,0071	0,9997
H ₂ O	0,0074	82,9648	0,0437	0,0003
Total	1,0000			1,0000

Trial dew point memenuhi karena diperoleh $\sum X_i = 1,0$

b. Bubble point distilat

Trial bubble point distilat pada :

P operasi = 2,5 atm

T operasi = 47,9863 °C (320,9863°K)

Komponen	X ₁ ; fraksimol	P ₁ ; mmHg	K ₁ =P ₁ /P _t	y ₁ = y ₁ /K ₁
C ₂ H ₄ O	0,9926	1913,4979	1,0071	0,9997
H ₂ O	0,0074	82,9618	0,0437	0,0003
Total	1,0000			1,0000

Trial bubble point memenuhi karena diperoleh $\sum y_i = 1,0$

- Kondisi operasi botton kolom

Cairan keluar botton pada kondisi bubble point (cairan jenuh)

Diketahui komposisi produk botton

Komponen	Kg	Kgmol	Fraksimol
C ₂ H ₄ O	0,0076	0,0002	0,00003
H ₂ O	116,5306	6,4739	0,99997
Total	116,5382	6,4741	1,0000

Trial bubble point botton pada :

P operasi = 2,5 atm

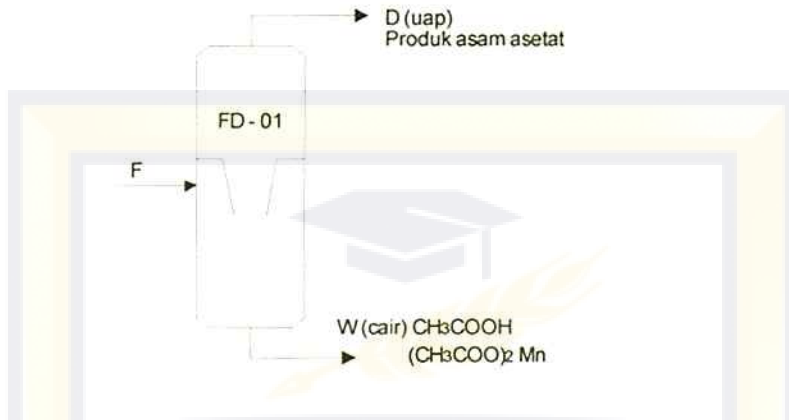
T operasi = 128,0102 °C (401,0102°K)

Komponen	X ₁ ; Fraksimol	P ₁ ; mmHg	K ₁ =P ₁ /P _t	y ₁ = X ₁ · K ₁
C ₂ H ₄ O	0,00003	12923,56730	6,80188	0,00020
H ₂ O	0,99997	1899,67032	0,99983	0,99980
Total	1,0000			1,0000

Trial memenuhi karena diperoleh $\sum y_i = 1,0$

FLASH DRUM

Flash drum berfungsi memisahkan produk asam asetat dari campurannya



Komposisi umpan masuk Flas Drum : FD – 01

Komponen	Kg	Kgmol	XF; Fraksimol
C ₂ H ₄ O	1,9268	0,0438	0,0208
H ₂ O	0,3	0,0167	0,0079
CH ₃ COOH	122,8077	2,0468	0,9705
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,2991	0,0017	0,0008
Total	125,3336	2,1090	1,0000

Produk uap dan cairan keluar flash drum berada dalam kondisi kesetimbangan fase uap dan fase cair.

Penentuan komposisi kesetimbangan uap dan cairan flash drum dilakukan metode trial dan error terhadap suhu dan tekanan operasi flas drum.

Diinginkan produk uap keluar top flash drum (D) terdiri dari C_2H_4O , H_2O dan CH_3COOH sedangkan produk cair keluar botton flash drum (W) terdiri dari CH_3COOH dan $(CH_3COO)_2Mn$ dengan konsentrasi $(CH_3COO)_2Mn$ 40% maka komposisi uap dan cairan keluar flash drum.

komponen	Uap (D)		Cair (w)	
	Kg	Kgmol	Kg	Kgmol
C_2H_4O	1,9268	0,0438	-	-
H_2O	0,3	0,0167	-	-
CH_2COOH	122,3591	2,0393	0,4486	0,0075
$(CH_3COO)_2Mn$	-	-	0,2991	0,0017
Total	124,5859	2,0998	0,7477	0,0092

Penentuan kondisi operasi untuk menghasilkan komposisi tersebut, menggunakan metode trial dan error terhadap perbandingan hasil bawah (w) dengan asil atas (D) pada T dan P tertentu

Persamaan yang digunakan adalah ; (treyball edisi 3 hal 366)

$$y_D = \frac{X_f (w / D + 1)}{1 + w / D \cdot k} \quad * \sum Y D_i = 1,0$$

$$X_w = \frac{F \cdot x_F - D \cdot x_D}{w} \quad * \sum X w_i = 1,0$$

Trial kondisi operasi dicoba pada

$$w/D = \frac{0,7477}{2,0998}$$

$$= 0,3561$$

$$T = 118,139 \text{ } ^\circ\text{C} = 118 \text{ } ^\circ\text{C} (391^\circ\text{K})$$

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

Komposisi	Xf	Pi ; mmHg	Ki = Pi/P	yD
C ₂ H ₄ O	0,0208	10698,760	14,07731	0,0275
H ₂ O	0,0079	1396,5270	1,83754	0,0089
CH ₃ COOH	0,9705	762,0531	1,00270	0,9711
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,0008			
Total				1,0075

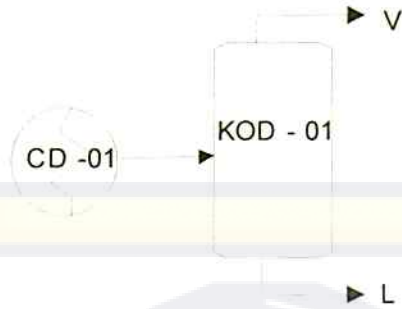
Hasil perhitungan trial kondisi operasi memenuhi karena diperoleh $\sum y_D = 1,0$

Neraca massa total flash drum ; FD – 01

Komponen	Masuk ; Kg	Keluar ; Kg	
		Uap (D)	Cair (w)
C ₂ H ₄ O	1,9268	1,9268	-
H ₂ O	0,3000	0,3000	-
CH ₃ COOH	122,8077	122,3591	0,4486
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,2991	-	0,2991
Total	125,3336	124,5859	0,7477
		125,3336	

UNIVERSITAS
BOSOWA

KONDENSOR DAN KNOCKOUT DRUM KOD – 01



Produk gas keluar flas drum FD – 01 dikondensasikan pada parsial condenser , dan campuran gas – cair keluar condenser dipisahkan pada knockout drum KOD-01

Komposisi bahan masuk kondensor

Komponen	Kg	Kg mol
C ₂ H ₄ O	1,9268	0,0438
H ₂ O	0,3000	0,0167
CH ₃ COOH	122,3591	2,0393
Total	124,5859	2,0998

Pada kondensor komponen yang terkondensasi hanya komponen H₂O dan CH₃COOH sedangkan C₂H₄O tetap dalam bentuk gas keluar condenser. Campuran gas irgurt keluar condenser dipisahkan pada knockout drum KOD-01 suhu kondensasi pada parsial condenser dihitung dengan trial dan error menggunakan H.roult dan H.dalton

H. rault $P^* = X_i \cdot P_i$

H. dalton $y_i = P^*/P_t$

$$Y_i = \frac{x_i \cdot P_i}{P_t}$$

$$= 1,0$$

Komponen	Kgmol	Fraksimol
H ₂ O	0,0167	0,0081
CH ₃ COOH	2,0393	0,9919
Total	2,0560	1,0000

Trial dicoba pada :

$$T = 117,828^\circ\text{C} (390,828^\circ\text{K}) = 118^\circ\text{C}$$

$$R_t = 1 \text{ atm} (760 \text{ mmHg})$$

Komponen	X	P _i ; mmHg	X _i · P _i	$y_i = \frac{x_i \cdot P_i}{P_t}$
H ₂ O	0,0081	1382,6583	11,1993	0,0147
CH ₃ COOH	0,9919	754,8798	748,7653	0,9853
Total	1,0000			1,0000

Trial memenuhi jika $\sum y_i = 1,0$

Dari perhitungan diatas dapat diketahui komposisi gas-cair keluar condenser:

Dari perhitungan diatas dapat diketahui komposisi gas-cair keluar condenser:

H_2O cair = 0,0147 x 0,0167 Kgmol

= 0,000245 Kgmol x 18 Kg/Kgmol = 0,0044 Kg

H_2O uap = (0,3000 – 0,0044) Kg

= 0,2956 Kg

CH_3COOH cair = 0,9853 x 2,0393 Kgmol

= 2,0093 Kgmol x 60 Kgmol

= 120,5593 Kg

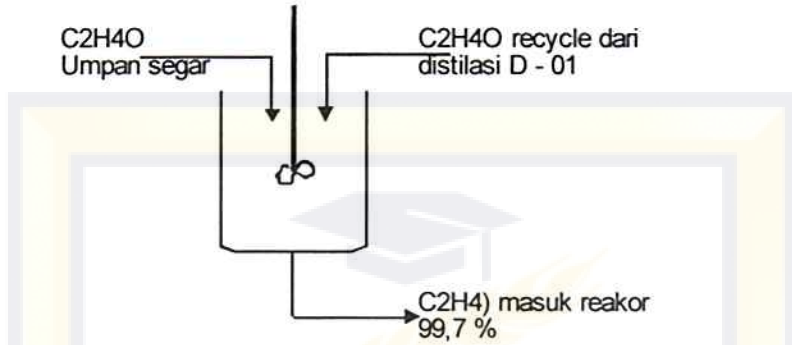
CH_3COOH uap = (122,3591 – 120,5593) Kg

= 1,7998 Kg

Neraca massa total kondensor dan knockout drum KOD-01

Komponen	Masuk ; Kg	Keluar ; Kg	
		Gas (v)	liquid (l)
C_2H_4O	1,9268	1,9268	-
H_2O	0,3000	0,2958	0,0044
CH_3COOH	122,3591	1,7998	120,5593
Total	124,5859	4,0222	120,5537
		124,5859	

TANGKI PENCAMPUR TP – 01



Berdasarkan hasil di perhitungkan neraca massa pada reaktor dan distilasi D-01 diketahui :

Komposisi umpan asetaldehid masuk reaktor : (C₂H₄O 99,7%)

$$C_2H_4O = 99,7 \text{ kg}$$

$$H_2O = \frac{0,3 \text{ kg}}{100 \text{ kg}}$$

Komposisi aliran recycle = (C₂H₄O 99,7 %)

$$C_2H_4O = 7,6352 \text{ kg}$$

$$H_2O = \frac{0,0230 \text{ kg}}{7,6582 \text{ kg}}$$

Maka komposisi umpan segar (C₂H₄O 99,7 %)

$$C_2H_4O \text{ umpan segar} + C_2H_4 \text{ recycle} = C_2H_4O \text{ masuk reaktor}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_2\text{H}_4\text{O umpan segar} &= \text{C}_2\text{H}_4\text{O masuk} - \text{C}_2\text{H}_4\text{O recycle} \\
 &= 99,7 - 7,6352 \\
 &= 92,0648 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O umpan segar} &= 0,3 - 0,0230 \\
 &= 0,2770 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa total Tangki Pencampur TP - 01

Komponen	Masuk		Keluar kg
	Umpan segar	Recycle	
C2H4O	92,0648	7,6352	99,70
H2O	0,2770	0,0230	0,30
Total	92,3418	7,6582	100,00
	100,00		100,00

Faktor pengali massa

Pabrik beroperasi dengan kapasitas produksi 20.000 ton/ tahun dengan waktu operasi 330 hari/ tahun.

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa} &= \frac{20.000 \text{ Ton}}{1 \text{ Tahun}} \times \frac{1 \text{ Tahun}}{300 \text{ Hari}} \times \frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ Jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ Ton}} \\
 &= 2777,7778 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

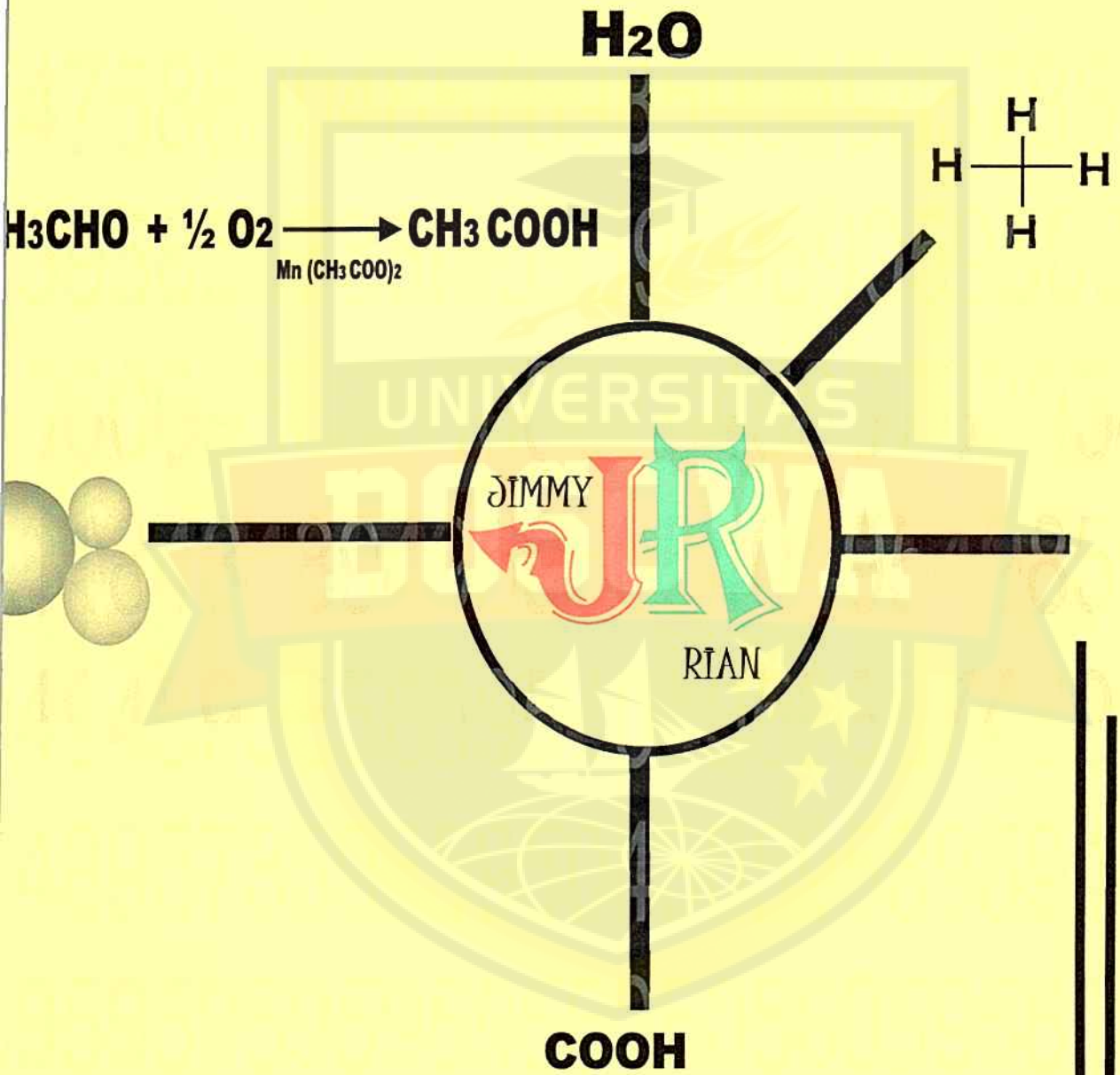
Untuk basis 100 kg umpan asetaldehid masuk reaktor diperoleh hasil akhir pada produk sebanyak :

$$\text{Faktor pengali massa} = \frac{2777,7778 \text{ kg / jam}}{120,5637 \text{ kg / jam}}$$

$$= 23,03991832$$



AMPIRAN. B



PERHITUNGAN NERACA PANAS



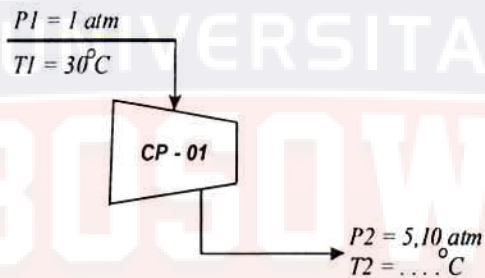
LAMPIRAN B NERACA PANAS

Suhu Standar = 25°C

Basis operasi = 1 jam

1. COMPRESSOR CP-01

Fungsi = Menaikkan tekanan udara pengoksidasi sebelum masuk ke Reaktor.



• Data – data yang diketahui

- | | | |
|-------------------------|-------|--|
| a. Tekanan gas masuk | p_1 | $= 1 \text{ atm}$ |
| b. Tekanan gas keluar | p_2 | $= 5,10 \text{ atm}$ |
| c. Suhu gas masuk | t_1 | $= 30 \text{ °c} = 303 \text{ °k}$ |
| d. Rate gas masuk | m | $= 5828,0875 \text{ kg/jam} = 1,6189 \text{ kg/dtk}$ |
| e. Ratio sfesifik panas | k | $= 1,402$ |
| Berat molekul campuran | BM | $= 28,84 \text{ kg/kgmol}$ |

Compressor dioperasikan pada kondisi adiabetis non- isothermal akibatnya dengan menaikkan tekanan gas maka suhu gas akan meningkat.

Suhu gas keluar Compressor ; CP-01 (T_2) adalah

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}}$$

Dimana : κ = Rasio sfesifik panas udara

T_1 = Suhu gas masuk = 303 °K

T_2 = Suhu gas keluar

P_1 = Tekanan gas masuk ; atm

P_2 = Tekanan gas keluar ; atm

$$\begin{aligned} T_2 &= 303^\circ\text{K} \left(\frac{5,10}{1} \right)^{\frac{1,402-1}{1,402}} \\ &= 483,4^\circ\text{K} = 210,4^\circ\text{C} \text{ (diambil } T = 210^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

- Tenaga yang dibutuhkan compressor

$$\begin{aligned} -W_s &= \frac{\kappa}{(\kappa-1)} \cdot \frac{R \cdot T_1}{BM} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}} - 1 \right] \\ &= \frac{1,402}{(1,402-1)} \cdot \frac{8,314 \cdot 303}{28,84} \left[\left(\frac{5,10}{1} \right)^{\frac{1,402-1}{1,402}} - 1 \right] \\ &= 367,0856 \text{ kw} = 493 \text{ Hp} \end{aligned}$$

- Power motor compressor

$$BHp = \frac{P}{\eta} \quad (\eta = \text{efisiensi motor} = 90 \%)$$

$$= \frac{493 \text{ Hp}}{0,90} = 548 \text{ Hp}$$

Digunakan motor dengan daya sebesar 550 Hp

- Neraca panas compressor

a). Panas sensible gas masuk Compressor Cp – 01 adalah :

$$\begin{aligned}
 Q_{O_2} &= \frac{1358,0010 \text{ Kg}}{32 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298}^{303} (6,22 + 2,71 \cdot 10^{-3} T - 0,37 \cdot 10^{-6} T^2 \\
 &\quad + 0,22 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C} \\
 &= \frac{1358,0010 \text{ Kg}}{32 \text{ Kg / Kgmol}} \left[6,22 (303 - 298) + \frac{2,71 \cdot 10^{-3}}{2} (303^2 - 298^2) \right. \\
 &\quad \left. - \frac{0,37 \cdot 10^{-6}}{3} (303^3 - 298^3) - 0,22 \cdot 10^{-9} (303^4 - 298^4) \right] \\
 &= 1484,2469 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{N_2} &= \frac{4470,0885 \text{ Kg}}{28 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298}^{303} (7,07 + 1,32 \cdot 10^{-3} T - 3,31 \cdot 10^{-6} T^2 \\
 &\quad + 1,26 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$= \frac{4470,0885 \text{ Kg}}{28 \text{ Kg / Kgmol}} \left[7,07 (303 - 298) + \frac{1,32 \cdot 10^{-3}}{2} (303^2 - 298^2) - \frac{3,31 \cdot 10^{-6}}{3} (303^3 - 298^3) - 1,26 \cdot 10^{-9} (303^4 - 298^4) \right]$$

$$= 5538,1587 \text{ Kkal}$$

$$\text{Maka : } Q_1 = Q_{O_2} + Q_{N_2}$$

$$= 1848,2469 \text{ Kkal} + 5538,1587 \text{ Kkal}$$

$$= 7022,4056 \text{ kkal}$$

b). Panas sensible gas keluar compressor

$$Q_{O_2} = \frac{1358,0010 \text{ Kg}}{32 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298}^{303} (6,22 + 2,71 \cdot 10^{-3} T - 0,37 \cdot 10^{-6} T^2 + 0,22 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$= 56581,2994 \text{ Kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{4470,0885 \text{ Kg}}{28 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298}^{303} (7,07 + 1,32 \cdot 10^{-3} T - 3,31 \cdot 10^{-6} T^2 + 1,26 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$= 206430,9909 \text{ Kkal}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka } Q_2 &= Q_{O_2} + Q_{N_2} \\
 &= 56581,2994 \text{ Kkal} + 206430,9909 \text{ K.kal} \\
 &= 206430,9909 \text{ K.kal}
 \end{aligned}$$

c). Panas compressi gas (Q_3)

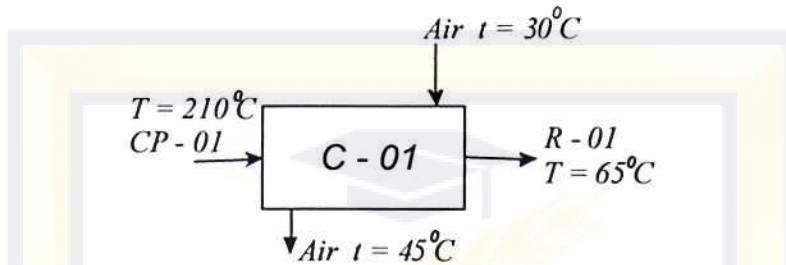
$$\begin{aligned}
 Q_3 &= Q_2 - Q_1 \\
 &= 263012,2903 \text{ Kkal} - 7022,4056 \text{ Kkal} \\
 &= 255989,8847 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

Neraca panas total compressor Cp-01

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q O ₂	1484,2469	56581,2994
Q N ₂	5538,1587	206430,9909
Q kompressi	255989,8847	-
Q total	263012,2903	263012,2903

2. COOLER (C-01)

Fungsi ; Menurunkan suhu udara pengoksidasi keluar compressor sebelum masuk Reaktor



a). Panas sensible gas udara pengoksidasi masuk cooler C-01

(Q₁) = Panas sensible gas udara keluar compressor CP -01

$$Q_1 = 263012,2903$$

b). Panas sensible gas udara pengoksidasi keluar cooler. C-01 (Q₂)

$$Q_{O_2} = \frac{1358,0010 \text{ Kg}}{32 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298}^{303} (6,22 + 2,71 \cdot 10^{-3} T - 0,37 \cdot 10^{-6} T^2 + 0,22 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$= 11945,6765 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{4470,0885 \text{ Kg}}{28 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298}^{303} (7,07 + 1,32 \cdot 10^{-3} T - 3,31 \cdot 10^{-6} T^2 + 1,26 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$= 44347,8958 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka } Q_2 &= Q_{O_2} + Q_{N_2} \\
 &= (11945,6765 + 44374,8958) \text{ kkal} \\
 &= 56293,5723 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

c). Panas yang diserap pendingin (Q_3)

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= Q_1 - Q_2 \\
 &= 263012,2903 \text{ kkal} - 56293,5723 \text{ kkal} \\
 &= 206718,7180 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Sebagai pendingin digunakan air dengan ;

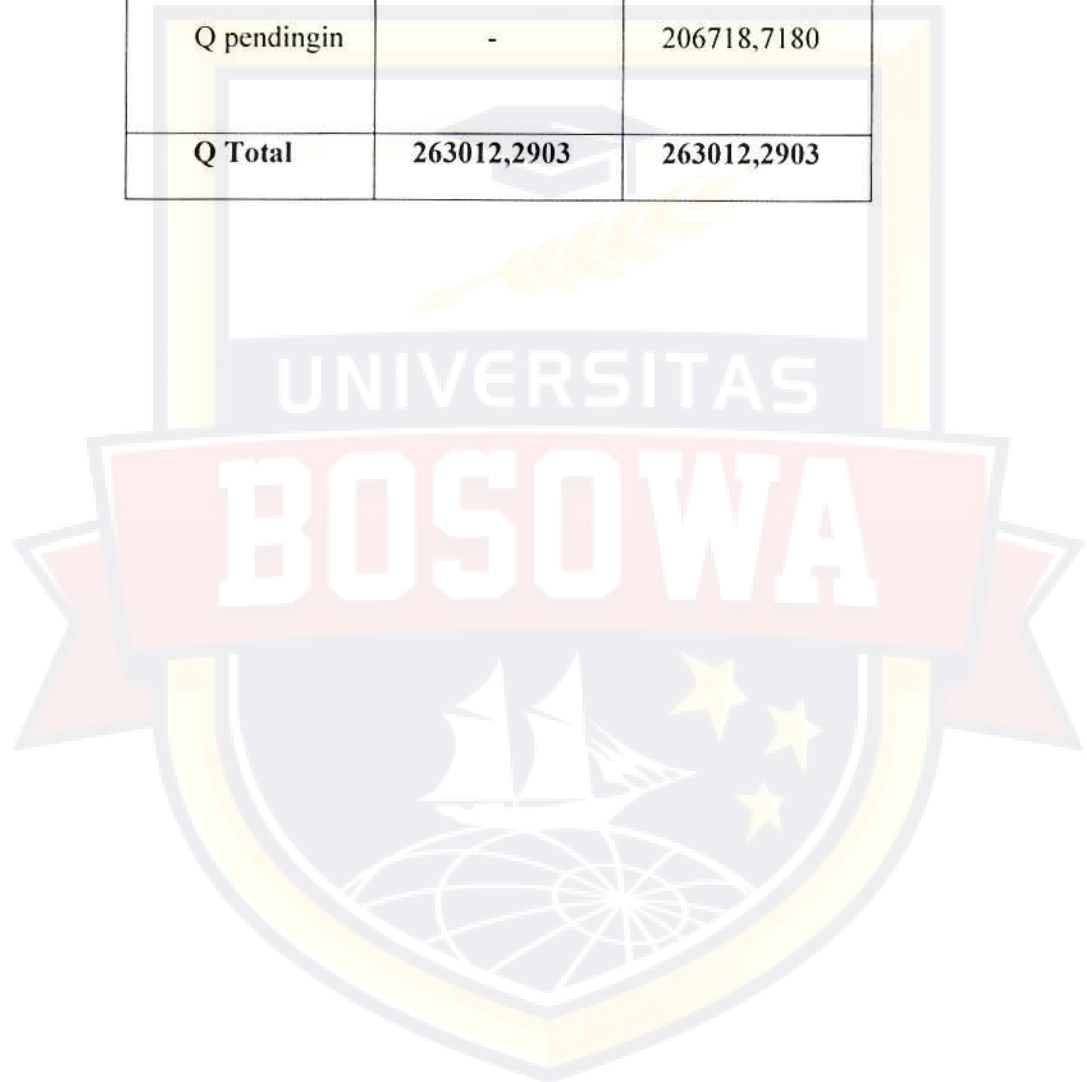
- Suhu air masuk cooler C-01 adalah ; $t_1 = 30^\circ\text{C}$
- Suhu air keluar cooler C-01 adalah ; $t_2 = 45^\circ\text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan ;

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q_3}{C_p \cdot (t_2 - t_1)} \\
 &= \frac{206718,7180 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal} / \text{kg} \cdot ^\circ\text{C} (45 - 30) \cdot ^\circ\text{C}} \\
 &= 13781,2479 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

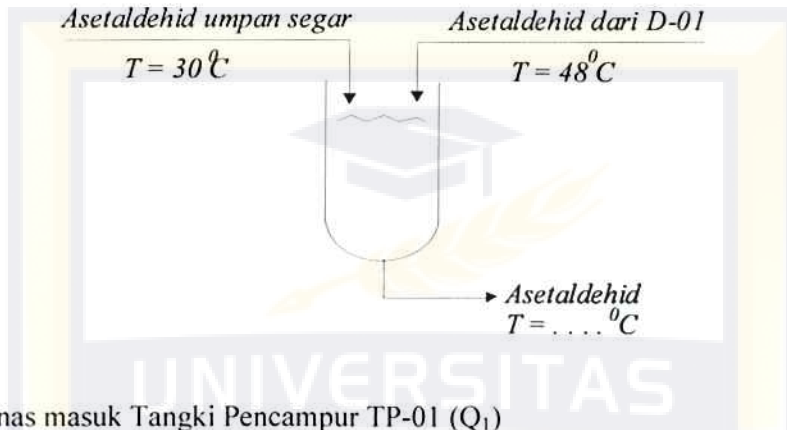
Neraca panas total Cooler C-01

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q O ₂	56581,2994	11945,6765
Q N ₂	206430,9909	4434 7,8958
Q pendingin	-	206718,7180
Q Total	263012,2903	263012,2903



3. TANGKI PENCAMPUR TP - 01

Fungsi : Mencampur aliran umpan segar asetaldehid dan aliran recycle asetaldehid dari produk atas Distilasi ; D-01



a). Panas masuk Tangki Pencampur TP-01 (Q_1)

1. Panas sensible liquid umpan segar asetaldehid (Q_a).

$$\begin{aligned}
 Q_{C_2H_4O} &= \frac{2052,6846 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298}^{303} (38,581 - 205,987 \cdot 10^{-3} T + 538,45 \cdot 10^{-6} T^2 \\
 &\quad - 170,7 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^\circ C \\
 &= 4822,1514 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 Q_a &= Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O} \\
 &= (4822,1514 + 30,8954) \text{ kkal} \\
 &= 4853,0468 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

2. Panas sensible liquid recycle C₂H₄O (Qb).

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{170,2351 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{321^{\circ}K} (38,581 - 205,987 \cdot 10^{-3} T + 538,45 \cdot 10^6 T^2 - 170,7 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 1990,9548 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 0,5128 \text{ kg} \int_{298^{\circ}K}^{321^{\circ}K} (0,6741 - 2,825 \cdot 10^{-3} T + 8,271 \cdot 10^6 T^2 + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 11,8128 \text{ kkal}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Q_b &= Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O} \\ &= (1900,9548 + 11,8128) \text{ kkal} \\ &= 1912,7676 \text{ kkal} \end{aligned}$$

b). Panas keluar Tangki Pencampur TP-01 (Q₂)

Neraca Panas :

$$Q_{\text{masuk}} = Q_{\text{keluar}}$$

$$Q_{\text{keluar}} = 6765,8144 \text{ kkal}$$

Suhu campuran bahan keluar tangki pencampur dihitung dengan metode Trial dan Eror.

Trial suhu memenuhi jika $Q_{\text{keluar}} = Q_{\text{C}_2\text{H}_4\text{O}} + Q_{\text{H}_2\text{O}}$

Metode perhitungan Trial *

Trial $T = \dots\dots\dots^\circ\text{C} = \dots\dots\dots^\circ\text{K}$

$$Q_{\text{C}_2\text{H}_4\text{O}} = 2222,9197 \text{ kg} \int_{T=298^\circ\text{K}}^{T=\dots^\circ\text{K}} (0,6741 - 2,825 \cdot 10^{-3} T + 8,271 \cdot 10^6 T^2 + 170,7 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg }^\circ\text{C}$$

$$= \dots\dots \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 6,6888 \text{ kg} \int_{298^\circ\text{K}}^{T=\dots^\circ\text{K}} (0,6741 - 2,825 \cdot 10^{-3} T - 8,371 \cdot 10^6 T^2 + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg }^\circ\text{C}$$

$$= \dots\dots \text{ kkal}$$

Maka $Q_2 = Q_{\text{C}_2\text{H}_4\text{O}} + Q_{\text{H}_2\text{O}}$

Hasil perhitungan Trial didapat pada suhu $T = 31,4208^\circ\text{C}$

($304,4209^\circ\text{K}$) diambil $T = 303^\circ\text{K}$ (31°C)

$$Q_{\text{C}_2\text{H}_4\text{O}} = 6722,8406 \text{ kkal}$$

$$\underline{Q_{\text{H}_2\text{O}} = 42,9738 \text{ kkal}}$$

$$Q_{\text{total}} = 6765,8144 \text{ kkal}$$

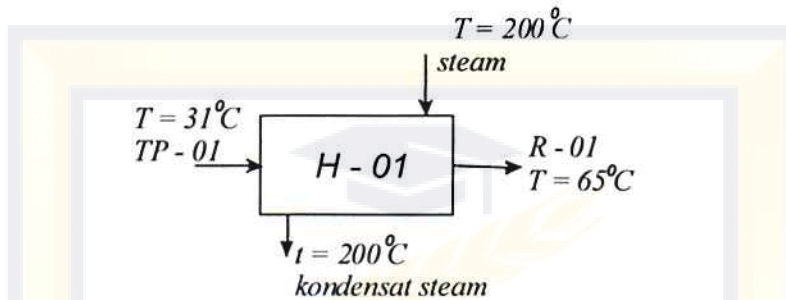
Neraca panas total tangki pencampur TP-01

Komponen	Masuk ; kkal		Keluar ; kkal
	Umpan segar	Recycle D-01	
Q C ₂ H ₄ O	4822,1514	1900,9548	6722,8406
Q H ₂ O	30,8954	11,8128	42,9738
Q Total	4853,0468	1912,7676	6765,8144
	6765,8144		



4. HEATER H-01

Fungsi ; Menaikkan suhu larutan asetaldehide keluar dari tangki pencampur sebelum masuk ke Reaktor R-01.



a). Panas sensible liquid masuk Heater H-01 ; Q_1 = Panas sensible liquid keluar TP-01.

b). Panas sensible liquid keluar Heater H-01; Q_2 =

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{2222,9197 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{338^{\circ}K} (38,581 - 205,987 \cdot 10^{-3} T + 538,45 \cdot 10^6 T^2 - 170,7 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 44636,5478 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 6,6888 \text{ kg} \int_{298^{\circ}K}^{338^{\circ}K} (0,6741 - 2,825 \cdot 10^{-3} T + 8,371 \cdot 10^6 T^2 + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 268,2222 \text{ kkal}$$

Maka ;

$$\begin{aligned} Q_2 &= Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O} \\ &= (44636,5478 + 268,2222) \text{ kkal} \\ &= 44904,7700 \text{ kkal} \end{aligned}$$

c). Panas yang dibutuhkan dari pemanas ; Q_3

$$\begin{aligned} Q_3 &= Q_2 - Q_1 \\ Q_3 &= (44904,7700 - 6765,8144) \text{ kkal} \\ &= 38138,9556 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Sebagai pemanas digunakan saturatet (steam) (uap jenuh) pada kondisi suhu 200°C dan tekanan $16,0 \text{ kgf / cm}^3$.

Dari table steam (appendix III stokiometry) didapat

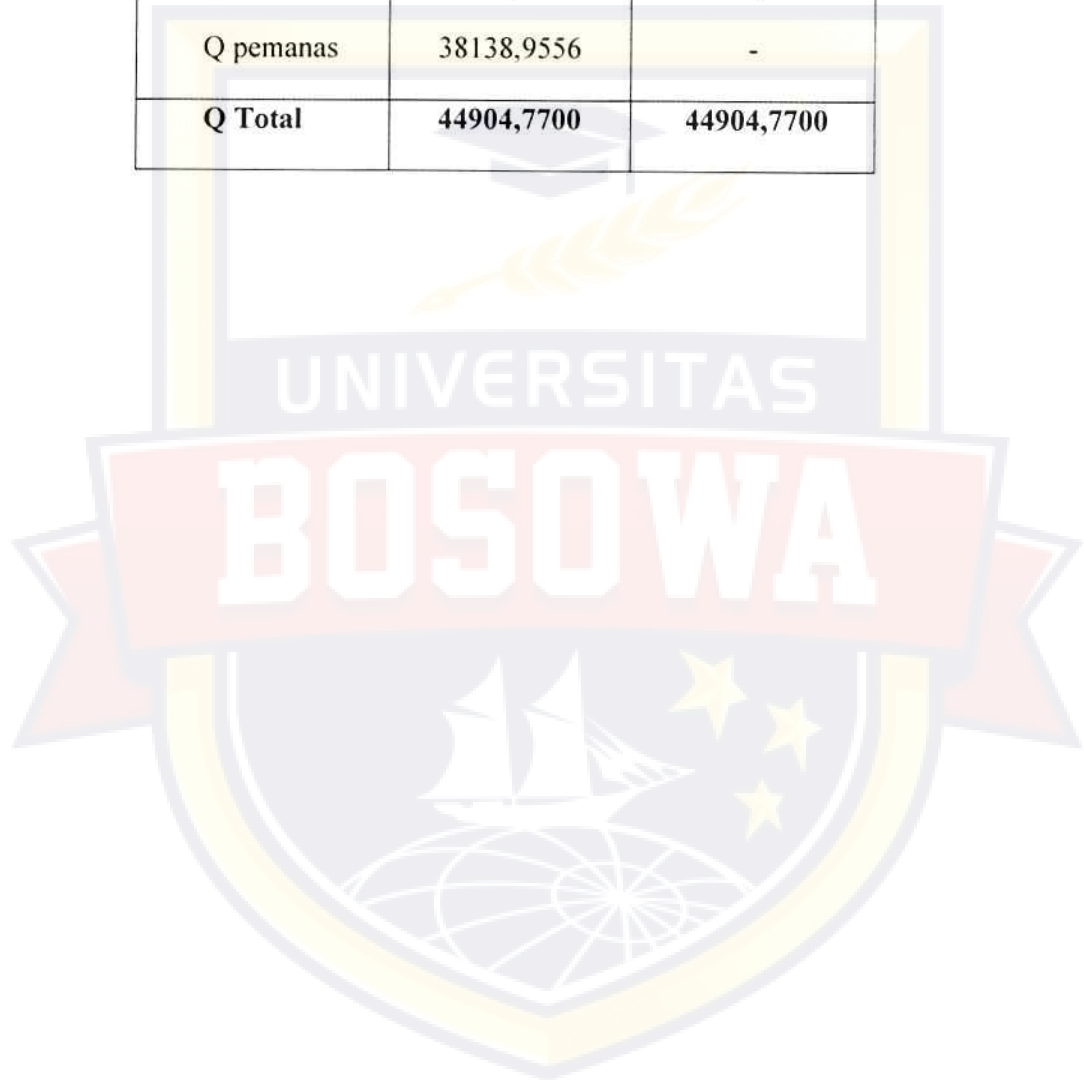
$$\lambda_{\text{ steam }} = 463,1 \text{ kkal/kg}$$

Jumlah steam pemanas yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} M_s &= \frac{Q_3}{\lambda_{\text{ steam }}} \\ &= \frac{38138,9556 \text{ kkal}}{463,1 \text{ kkal / kg}} \\ &= 82,3558 \text{ kg} \end{aligned}$$

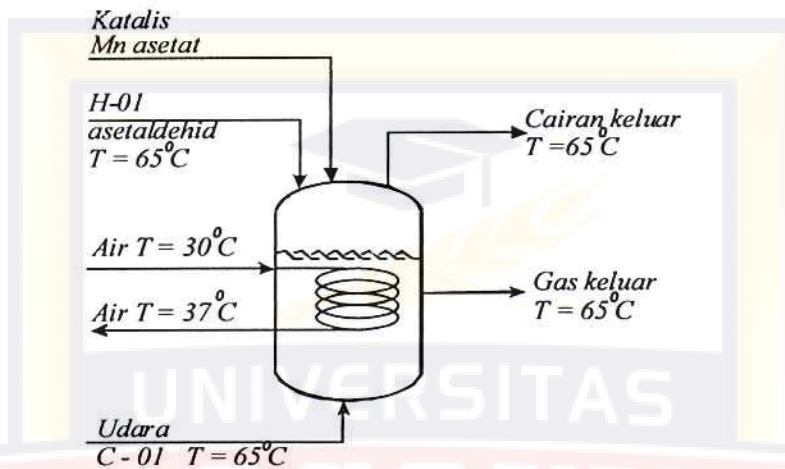
Neraca Panas Total Heater H – 01

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q C ₂ H ₄ O	6722,8406	44636,5478
Q H ₂ O	42,9738	268,2222
Q pemanas	38138,9556	-
Q Total	44904,7700	44904,7700



5. REAKTOR R - 01

Fungsi ; Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan asam asetat



a). Panas sensible reaktan masuk ke Reaktor R-01 ; Q reaktan

1. Panas sensible liquid asetaldehid ; Q_a = Panas sensible liquid keluar

Heater H-01.

$$Q_a = 44904,7700 \text{ kkal}$$

2. Panas sensible liquid katalis Mn-asetat ; Q_b = Panas sensible liquid keluar Cooler C-03

$$Q_b = 292,3221 \text{ kkal}$$

3. Panas sensible udara pengoksidasi ; Q_c = panas sensible udara pengoksidasi keluar Cooler C-01

$$Q_c = 56293,5723 \text{ kkal.}$$

Maka :

$$Q_{\text{reaktan}} = Q_a + Q_b + Q_c$$

$$= 44904,7700 \text{ kkal} + 292,3221 \text{ kkal} + 56293,5723 \text{ kkal}$$

$$= 101490,6644 \text{ kkal.}$$

b). Panas Reaksi ; Q_R



Entalpi reaksi pembuatan standar ; $\Delta H_R 25^\circ\text{C}$

$$\Delta H_R 25^\circ\text{C} = \Delta H^{\circ f} \text{ produk} - \Delta H^{\circ f} \text{ reaktan}$$

$$= \Delta H^{\circ f} \text{CH}_3\text{COOH} - (\Delta H^{\circ f} \text{C}_2\text{H}_4\text{O} + \frac{1}{2} \Delta H^{\circ f} \text{O}_2)$$

Data entalpi pembentukan komponen ($\Delta H^{\circ f}$) diambil dari appendix IV.

Stokiometri.

$$\Delta H \text{ of } \text{C}_2\text{H}_4\text{O} = -39680 \text{ kkal/ kgmol}$$

$$\Delta H \text{ of } \text{CH}_3\text{COOH} = -115370 \text{ kkal/ kgmol}$$

$$\Delta H \text{ of } \text{O}_2 = 0,00 \text{ kkal/ kgmol}$$

Maka ;

$$\Delta H_R 25^\circ\text{C} = (115730) - [(-396080) + (0)] \text{ kkal/ kgmol}$$

$$= -76050 \text{ kkal/ kgmol } \Delta H_R = \text{reaksi eksotermis}$$

Sehingga panas reaksi ; Q_R

$$\begin{aligned} Q_R &= \text{kgmol } C_2H_4O \text{ bereaksi} \times \Delta H_R 25^\circ C \\ &= \frac{2043,5878}{44 \text{ kg / kgmol}} \times (-76050 \text{ kkal/kgmol}) \\ &= -3532155,7320 \text{ kkal} \end{aligned}$$

c). Panas produk keluar Reaktor R-01 : Q_{produk}

Panas produk keluar reaktor terdiri dari :

1. Panas sensibel gas keluar top Reaktor R-01, Q_G

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{179,3319 \text{ kg}}{44 \text{ kg / kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{338^{\circ}K} (1,843 + 43,53 \cdot 10^{-3} T - 24,04 \cdot 10^{-6} T^2 + 5,685 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^\circ C$$

$$= 2190,2705 \text{ kkal}$$

$$Q_{O_2} = \frac{630,4998 \text{ kg}}{32 \text{ kg / kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{338^{\circ}K} (6,22 + 2,71 \cdot 10^{-3} T - 0,37 \cdot 10^{-6} T^2 + 0,22 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^\circ C$$

$$= 5546,2011 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{N_2} &= \frac{4470,0885 \text{ kg}}{44 \text{ kg / kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{338^{\circ}K} (7,07 + 1,32 \cdot 10^{-3} T - 3,31 \cdot 10^{-6} T^2 \\
 &\quad + 1,26 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C \\
 &= 44347,8958 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Maka ;

$$\begin{aligned}
 Q_G &= Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O} + Q_{N_2} \\
 &= 2190,2705 \text{ kkal} + 5546,2011 \text{ kkal} + 44347,8958 \text{ kkal} \\
 &= 52084,3674 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

2. Panas sensible liquid keluar Reaktor R-01 ; Q_L

$$\begin{aligned}
 Q_{CH_3COOH} &= \frac{2738,1309 \text{ kg}}{60 \text{ kg / kgmol}} \cdot 31,63 \text{ kkal / kgmol } ^{\circ}K (65-25) ^{\circ}C \\
 &= 57738,0536 \text{ kkal.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{(CH_3COO)_2Mn} &= \frac{6,6688 \text{ kg}}{173 \text{ kg / kgmol}} \cdot 52,80 \text{ kkal / kgmol } ^{\circ}K (65-25) ^{\circ}C \\
 &= 81,4133 \text{ kkal.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_2H_4O} &= \frac{42,9601 \text{ kg}}{44 \text{ kg / kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{338^{\circ}K} (38,581 - 205987 \cdot 10^{-3} T - 538,45 \cdot 10^6 T^2 \\
 &\quad + 170,7 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C \\
 &= 862,6450 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{H}_2\text{O}} &= 6,6888 \text{ kg} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{338^{\circ}\text{K}} (0,6741 + 2,825 \cdot 10^{-3} T - 8,371 \cdot 10^{-6} T^2 \\
 &\quad + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}\text{C} \\
 &= 268,2222 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Maka ;

$$\begin{aligned}
 Q_L &= Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} + Q_{(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn}} + Q_{\text{C}_2\text{H}_4\text{O}} + Q_{\text{O}_2} \\
 &= (57738,0536 + 81,4133 + 862,6450 + 268,2222) \text{ kkal} \\
 &= 58950,3341 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Sehingga panas total produk keluar reaktor ;

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{produk}} &= Q_G + Q_L \\
 &= 52084,3674 \text{ kkal} + 58950,3341 \\
 &= 111034,7015 \text{ Kkal}
 \end{aligned}$$

d). Panas yang dilepaskan (yang diserap pendingin) pada Reaktor R-01

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{lepas}} &= Q_{\text{produk}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{reaktan}} \\
 &= 111034,7015 \text{ kkal} + (-3532155,7320 \text{ kkal}) - 101490,6644 \text{ kkal} \\
 &= -3522611,6949 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Sabagai pendingin pada reaktor R-01 digunakan air dengan ;

Suhu air masuk $t_1 = 30^\circ\text{C}$

Suhu air keluar $t_2 = 37^\circ\text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_{lepas}}{C_p \cdot (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{-3522611,6949 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal / kg}^\circ\text{C} \cdot (37 - 30)^\circ\text{C}} \\ &= 503230,2420 \text{ kkal} \end{aligned}$$

UNIVERSITAS

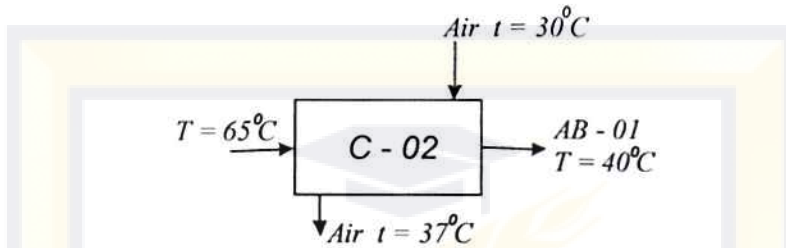
BOSOWA

Neraca Panas Total Reaktor R-01

Komponen	Kasuk Kkal	Keluar ; kkal	
		Gas	Cair
Q C ₂ H ₄ O	44636,5478	2190,2705	862,6450
Q H ₂ O	268,2222	-	268,2222
Q O ₂	11945,6765	5546,2011	-
Q N ₂	44347,8958	44347,8958	-
Q (CH ₃ COOH) ₂ Mn	81,4133	-	81,4133
Q CH ₃ COOH	210,9088	-	57738,0536
Q reaksi	-	-3532155,7320	-
Q pendingin	-3522611,6949	-	-
Total	-3421121,0305	3480071,3646	58950,3341
		-3421121,0305	

6. COOLER C - 02

Fungsi = Menurunkan suhu gas keluar Reaktor R-01 sebelum masuk Absorber AB-01.



a). Panas sensible gas masuk Cooler C-02 ; (Q_1) = pans sensible gas keluar Reaktor R-01

$$Q_1 = 5208484,3674 \text{ kkal}$$

b). Panas sensible gas keluar Cooler C-02 ; (Q_2) =

$$\begin{aligned}
 Q_{C_2H_4O} &= \frac{179,3319 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{313^{\circ}K} (1,843 + 43,53 \cdot 10^{-3} T + 24,04 \cdot 10^{-6} T^2 \\
 &\quad - 5,685 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C \\
 &= 798,4037 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{O_2} &= \frac{630,4998 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{313^{\circ}K} (6,22 + 271 \cdot 10^{-3} T + 0,37 \cdot 10^{-6} T^2 \\
 &\quad - 0,22 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C \\
 &= 2070,9227 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{N_2} &= \frac{4470,0885 \text{ Kg}}{28 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{313^{\circ}\text{K}} (7,07 - 1,32 \cdot 10^{-3} T + 3,31 \cdot 10^{-6} T^2 \\
 &\quad - 1,26 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}\text{C} \\
 &= 11618,6187 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 Q_2 &= Q_{C_2H_4O} + Q_{O_2} + Q_{N_2} \\
 &= 798,4037 \text{ kkal} + 2070,9227 \text{ kkal} + 16618,6187 \text{ kkal} \\
 &= 19487,9451 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

c). Panas yang diserap pendingin (Q_3)

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= Q_1 - Q_2 \\
 &= 52084,3674 \text{ kkal} - 19487,9451 \text{ kkal} \\
 &= 32596,4223 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Sebagai pendingin digunakan air dengan :

$$\text{Suhu air masuk Cooler C-02 } t_1 = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar Cooler C-02 } t_2 = 37^{\circ}\text{C}$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan

$$m = \frac{Q_3}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$= \frac{32596,4223 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal / kg}^\circ\text{C} \cdot (37 - 30)^\circ\text{C}}$$

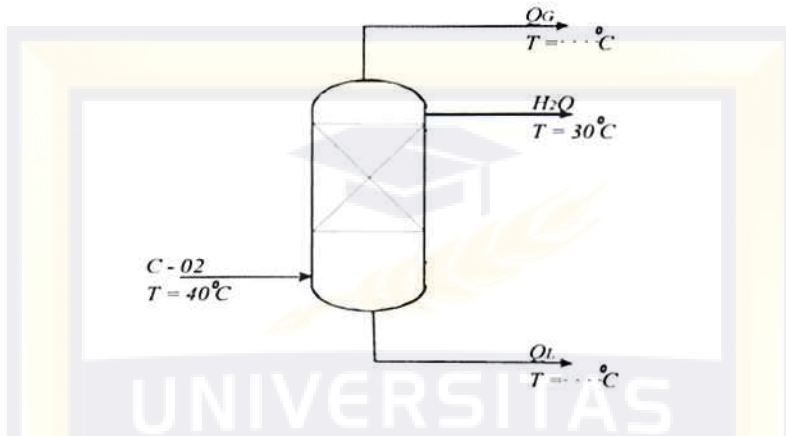
$$= 4656,6318 \text{ kg}$$

Neraca Panas Total Cooler C-02

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q C ₂ H ₄ O	2190,2705	798,4037
Q O ₂	5546,2011	2070,9227
Q N ₂	44347,8958	16618,6187
Q pendingin	-	32596,4223
Q total	52084,3674	52084,3674

7. ABSORBER AB-01

Fungsi : Menyerap asetaldehid yang ada dalam campuran gas dengan menggunakan air.



a). Panas sensible gas masuk Absorber AB-01 (Q_1) = Panas sensible gas keluar Cooler C-02

$$Q_1 = 19487,9451 \text{ kkal}$$

b). Panas sensible liquid penyerap masuk Absorber AB-01 (Q_2) :

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= 2598,6880 \text{ kg} \int_{298^{\circ}\text{K}}^{303^{\circ}\text{K}} (0,6741 - 2,825 \cdot 10^{-3} T + 8,371 \cdot 10^{-6} T^2 \\
 &\quad + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}\text{C} \\
 &= 39023,0386 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

c). Panas keluar absorber AB -01 (Q_3)

$$Q_3 = Q_1 + Q_2$$

$$= 19487,9451 \text{ kkal} + 39023,0386 \text{ kkal}$$

$$= 58510,9927 \text{ kkal}$$

Catatan* ; Panas keluar Absorber AB-01 terdiri dari panas sensible liquid keluar gas pada Top Absorber AB-01 dan pans sensible liquid keluar Botton.

Suhu gas dan liquid keluar absorber dihitung dengan metode trial & error.

Trial suhu memenuhi jika $Q_G + Q_L = Q_3$

Contoh metode perhitungan trial :

Trial $T = \dots\dots\dots^\circ\text{C} = \dots\dots\dots^\circ\text{K}$

1. Panas Sensible Gas (Q_G)

$$Q_{O_2} = \frac{630,4998 \text{ kg}}{32 \text{ kg / kmol}} \int_{298^\circ\text{K}}^{T = \dots^\circ\text{K}} (6,22 + 271.10^{-3} T - 0,37.10^{-6} T^2 - 0,22.10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg }^\circ\text{C}$$

$$= \dots \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = \frac{4470,0885 \text{ kg}}{28 \text{ kg / kmol}} \int_{298^\circ\text{K}}^{T = \dots^\circ\text{K}} (7,07 - 1,32.10^{-3} T + 3,31.10^{-6} T^2 - 1,26.10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg }^\circ\text{C}$$

$$= \dots \text{ kkal}$$

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{8,9274 \text{ kg}}{44 \text{ kg / kmol}} \int_{298^{\circ}K}^{T = ^{\circ}K} (1,843 + 43,53 \cdot 10^{-3} T - 24,04 \cdot 10^{-6} T^2 - 5,685 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= \dots \text{ kkal}$$

Maka :

$$Q_G = Q_{O_2} + Q_{N_2} + Q_{C_2H_4O}$$

$$= \dots \text{ kkal}$$

2). Panas Sensibel Liquid (Q_L)

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{170,4045 \text{ kg}}{44 \text{ kg / kmol}} \int_{298^{\circ}K}^{T = ^{\circ}K} (38,581 - 205,987 \cdot 10^{-3} T + 538,45 \cdot 10^{-6} T^2 - 170,7 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= \dots \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 2598,6880 \text{ kg} \int_{298^{\circ}K}^{T = ^{\circ}K} (0,6741 + 2,825 \cdot 10^{-3} T - 8,371 \cdot 10^{-6} T^2 + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= \dots \text{ kkal}$$

Maka :

$$Q_L = Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O}$$

$$= \dots \text{ kkal}$$

Jika $Q_L + Q_G = Q_3$ maka trial memenuhi

* Hasil perhitungan trial suhu didapat pada $T = 39,88216^\circ\text{C} = 312,88216^\circ\text{K}$. (diambil $T = 40^\circ\text{C} = 313^\circ\text{K}$) dengan nilai panas masing-masing komponen.

1). Panas sensible gas (Q_G) :

$$Q_{O_2} = 2054,6118 \text{ kkal}$$

$$Q_{N_2} = 16488,0125 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_2H_4O} = 39,4280 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{total}} = 18582,0523 \text{ kkal}$$

2). Panas sensible liquid (Q_L) :

$$Q_{C_2H_4O} = 1212,7321 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 38716,2083 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{total}} = 39928,9404 \text{ kkal}$$

Sehingga :

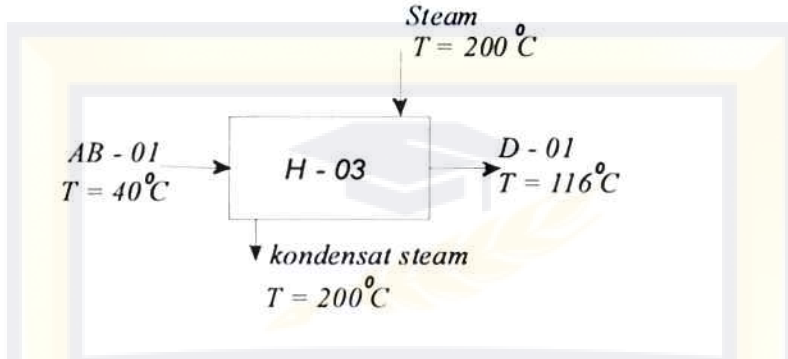
$$\begin{aligned}
 Q_3 &= Q_G + Q_L \\
 &= 18582,0523 \text{ kkal} + 39928,9404 \text{ kkal} \\
 &= 58510,927 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Neraca panas total absorber AB-01

Komponen	Masuk ; kkal		Keluar ; kkal	
	Gas	Liquid	Gas	Liquid
Q C ₂ H ₄ O	789,4037	-	39,4280	1212,7321
Q O ₂	2070,9227	-	2054,6118	-
Q N ₂	16618,6187	-	16488,0125	-
Q H ₂ O	-	39023,0386	-	38716,2083
	19487,9451	39023,0386	18582,0523	39928,9404
Q total	58510,9927		58510,9927	

8. HEATER H-03

Fungsi : Menaikkan suhu larutan keluar Absorber AB-01 sebelum masuk Distilasi D-01.



a). Panas sensible liquid masuk Heater H-03 (Q_1) = Panas sensible liquid keluar Absorber AB-01

$$Q_1 = 39928,9404 \text{ kkal}$$

b). Panas sensible liquid keluar Heater H-03 (Q_2)

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{170,4045 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{389^{\circ}K} (38,581 - 205,987 \cdot 10^{-3} T + 578,45 \cdot 10^{-6} T^2 - 170,70 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 8701,0996 \text{ kkal}$$

$$Q_{C_2H_4O} = 2598,6880 \text{ kg} \int_{298^{\circ}K}^{389^{\circ}K} (0,6741 + 2,825 \cdot 10^{-3} T - 8,371 \cdot 10^{-6} T^2 + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 237832,2272 \text{ kkal}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} Q_2 &= Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O} \\ &= 8701,0996 \text{ kkal} + 237832,2272 \text{ kkal} \\ &= 246533,3268 \text{ kkal} \end{aligned}$$

c). Panas yang dibutuhkan dari pemanas (Q_3)

$$\begin{aligned} Q_3 &= Q_2 - Q_1 \\ &= 246533,3268 \text{ kkal} - 39928,9404 \text{ kkal} \\ &= 206604,3864 \text{ kkal} \end{aligned}$$

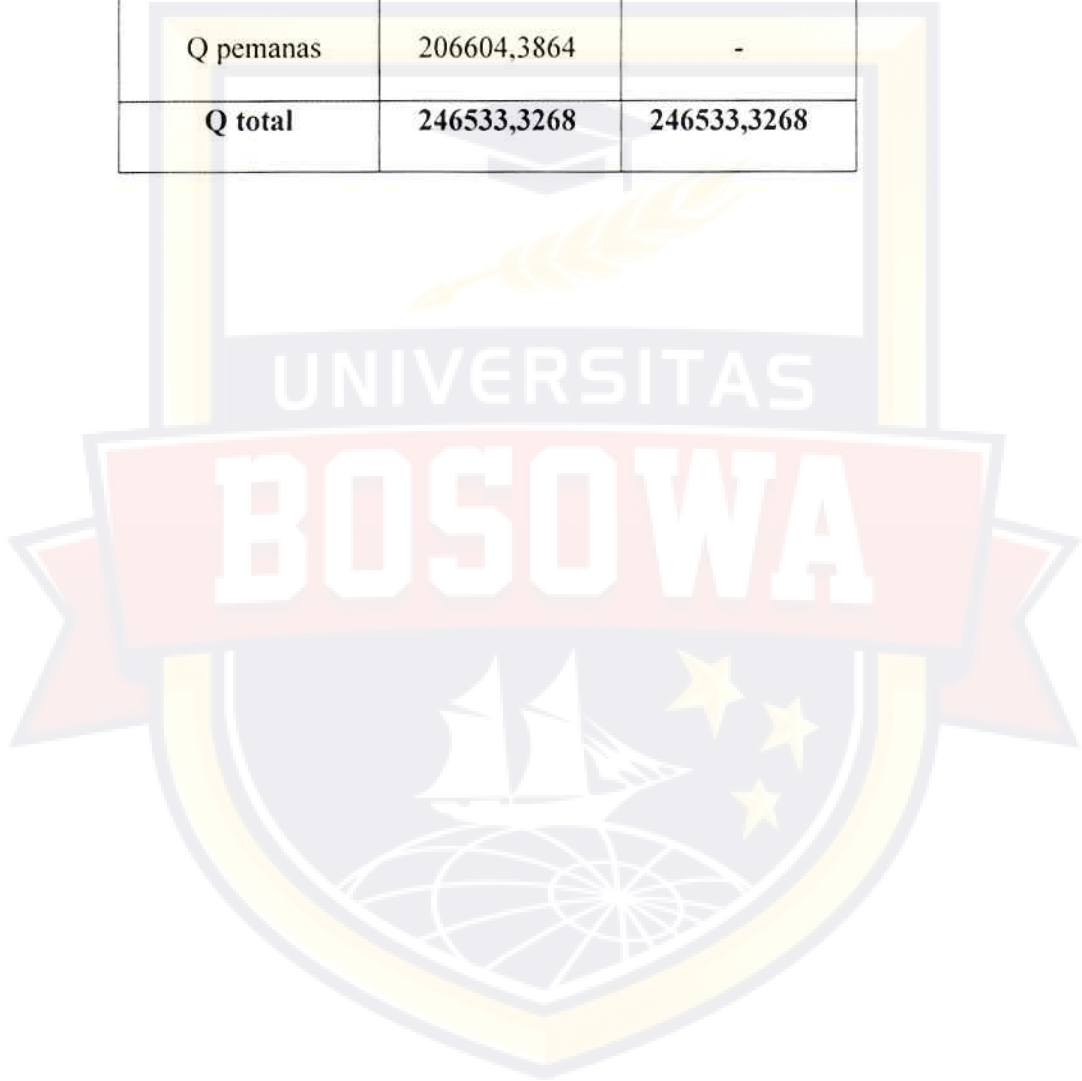
Sebagai pemanas digunakan saturatet steam (uap jenuh) pada kondisi suhu 200°C serta tekanan $16,0 \text{ kgf/cm}^2$.

Dari table steam (appendix III stoichiometry) didapat

$$\begin{aligned} M_s &= \frac{Q_3}{\lambda_{steam}} \\ &= \frac{20,6604,3864 \text{ kkal}}{463,1 \text{ kkal/kg}} \\ &= 446,1334 \text{ kg} \end{aligned}$$

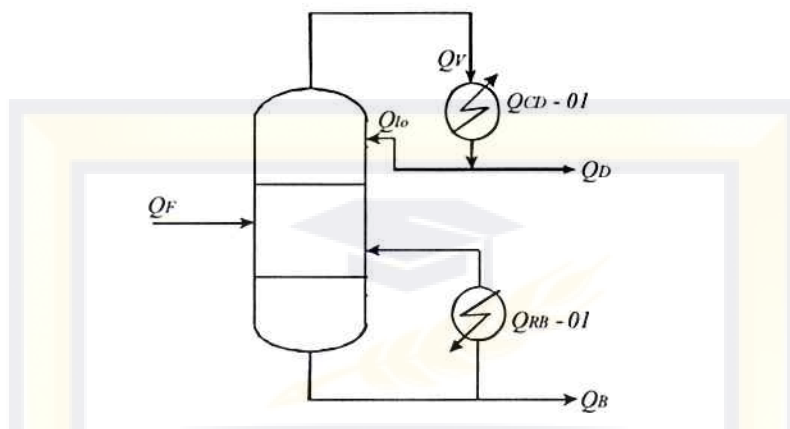
Neraca panas total Heater H-01

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q C ₂ H ₄ O	1212,7321	8701,0996
Q H ₂ O	38716,2083	237832,2272
Q pemanas	206604,3864	-
Q total	246533,3268	246533,3268



9. DISTILASI D- 01

Fungsi : Memurnikan asetaldehid sebelum di recycle.



1). Kondisi Operasi Pada Distilasi D-01

Sesuai hasil perhitungan neraca massa pada distilasi dapat diketahui kondisi operasi distilasi sbb:

a. Kondisi umpan masuk kolom;

Umpan masuk kolom distilasi pada kondisi titik didihnya (bubble point) yaitu pada $T = 116^{\circ}\text{C}$ dan $P = 2,5 \text{ atm}$.

b. Kondisi puncak kolom;

Uap keluar puncak kolom pada kondisi uap jenuh (dew point) yaitu pada $T = 48^{\circ}\text{C}$ dan dikondensasikan pada kondensor, pada titik didihnya (bubble point) $T = 48^{\circ}\text{C}$ dan $P = 2,5 \text{ atm}$.

c. kondisi dasar kolom;

cairan keluar pada bagian bawah distilasi pada kondisi titik didihnya (bubble point) yaitu 128°C dan P = 2,5 atm.

2). Penentuan Refluks Kolom.

Refluks (komponen cairan yang dikembalikan ke dalam kolom) dihitung dengan persamaan Underwood.

$$R_{m+1} = \sum \left(\frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i \cdot \beta} \right)_D \text{ dan } \alpha_i = \frac{k_i}{K_{HK}}$$

Dimana ;

R_m = Refluks minimum

α_i = Derajat volatilitas komponen ; dalam deficit

β = Konstanta underwood

x_i = Fraksimol komponen ; pada distilat

k_i = Konstanta keseimbangan Uap-cairan

K_{HK} = Konstanta keseimbangan Uap – Cairan

Komponen heavy key (kunci berat)

β dihitung dengan persamaan

$$1 - q = \sum \left(\frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i \cdot \beta} \right)_F$$

Dimana :

x_i = Fraksimol komponen ; dalam umpan

α_i = Derajat volatilitas komponen ; dala umpan

q = Jumlah mol cairan jenuh yang terbentuk pada plat umpan

($q = 1$ untuk cairan jenuh)

maka :

$$\sum \left(\frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i \cdot \beta} \right)_F = 1 - 1 = 0$$

Nilai β dari persamaan diatas dihitung dengan metode trial dan error .

Trial nilai β memenuhi jika $\sum \left(\frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i \cdot \beta} \right)_F = 0$

Nilai α_i komponen umpan

(Data ki komponen dapat dilihat pada lampiran A ; perhitungan Ditilasi

D-01).

- Nilai α_i komponen uap dihitung dengan persamaan

$$\alpha_i = \frac{k_i}{K_{HK}}$$

Dimana ;

k_i = Konstanta keseimbangan uap-Cairan pada Trial bubble point uap.

K_{HK} = Konstanta keseimbangan uap-cairan komponen kunci berat dalam uap (H_2O)

Derajat volatilitas komponen dalam uap (α_F) :

$$\alpha_{C_2H_4O} = \frac{6,6977}{0,8473} = 7,9048$$

$$\alpha_{H_2O} = \frac{0,8473}{0,8473} = 1,0$$

Trial nilai β dicoba pada :

$$\beta = 6,697611$$

Komponen	x_F ; Fraksimol	α_F	$(\alpha_F \cdot x_F) / (\alpha_F - \beta)$
C ₂ H ₄ O	0,0261	7,9048	0,17092679
H ₂ O	0,9739	1,0	0,17092679
Total	1,0000	-	0,0000000

Trial β memenuhi karena $\Sigma \left(\frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i \cdot \beta} \right) = 0,0000$

Nilai β yang diperoleh disubstitusi ke persamaan (4)

Komponen	X_D	α_D	$\frac{\alpha_i \cdot x_i}{\alpha_i - \beta}$
C ₂ H ₄ O	0,9926	23,0458	1,3993
H ₂ O	0,0074	1,0	-0,0013
Total	-	-	1,3980

Maka : $R_m + 1 = 1,3980$

$$R_m = 1,3980 - 1$$

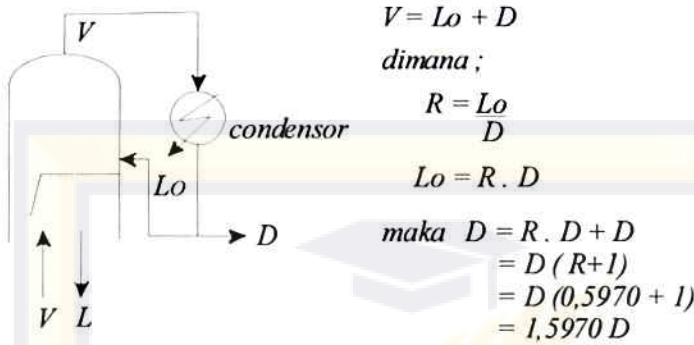
$$= 0,3980$$

Diambil refluks operasi $R_{OP} = 1,5 R_m$

$$= 1,5 \cdot 0,3980$$

$$= 0,5970$$

- Neraca massa disekitar puncak kolom



Sehingga komposisi uap keluar puncak kolom (V) :

Komposisi	Kg	Kgmol
C ₂ H ₄ O	271,8655	6,1788
H ₂ O	0,8189	0,0455
Total	272,6488	6,2243

Komposisi aliran cairan refluks (Lo)

$L_o = V - D$

Komponen	Kg	Kgmol
C ₂ H ₄ O	101,6304	2,3098
H ₂ O	0,3061	0,0170
Total	101,9365	2,3268

2. Perhitungan neraca panas distilasi

a). Panas sensible liquid umpan masuk distilasi D-01 ;

 Q_F = Panas sensible liquid keluar heater H-03

$$Q_F = 246533,3268 \text{ kkal}$$

b). Panas sensible liquid distilat keluar ; $Q_D =$

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{170,2351 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{321^{\circ}K} (38,581 - 205,987 \cdot 10^{-3} T + 538,45 \cdot 10^{-6} T^2 - 170,7 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 1900,9545 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 0,5128 \text{ kg} \int_{298^{\circ}K}^{321^{\circ}K} (0,6741 - 2,825 \cdot 10^{-3} T + 8,371 \cdot 10^{-6} T^2 + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 11,8128 \text{ kkal.}$$

Total panas sensible liquid distilat keluar :

$$Q_D = Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O}$$

$$= 1900,9545 \text{ kkal} + 11,8128 \text{ kkal.}$$

$$= 1912,7676 \text{ kkal}$$

c). Panas sensible liquid botton keluar ; Q_B

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{0,1694 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}k}^{40^{\circ}K} (38,581 - 205,987 \cdot 10^{-3} T + 538,45 \cdot 10^6 T^2 - 170,70 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 10,0687 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 2598,1752 \text{ kg} \int_{298^{\circ}k}^{40^{\circ}K} (0,6741 + 2,825 \cdot 10^{-3} T - 8,371 \cdot 10^6 T^2 + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 269399,5839 \text{ kkal.}$$

Total panas sensible liquid keluar :

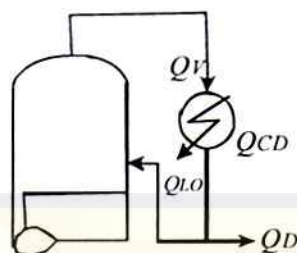
$$Q_B = Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O}$$

$$= 10,0687 \text{ kkal} + 269399,5839 \text{ kkal.}$$

$$= 269409,6526 \text{ kkal}$$

d). Panas yang dilepaskan pada condenser distilat CD – 02 ; Q_{CD}

Neraca panas disekitar puncak kolom.



$$Q_V + Q_C = Q_{Lo} + Q_D + Q_{CD}$$

1. Panas sensible uap masuk condenser ; $Q_v =$

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{271,8655 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}k}^{317^{\circ}K} (1,843 + 43,53 \cdot 10^{-3} T - 24,04 \cdot 10^{-6} T^2 + 5,685 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 1873,0942 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = \frac{0,8189 \text{ Kg}}{18 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}k}^{317^{\circ}K} (0,6741 + 2,825 \cdot 10^{-3} T - 8,371 \cdot 10^{-6} T^2 + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 8,5704 \text{ kkal}$$

Total panas sensible uap keluar :

$$Q_v = Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O}$$

$$= 1873,0942 \text{ kkal} + 8,5704 \text{ kkal}$$

$$= 1881,6646 \text{ kkal}$$

2. Panas sensible liquid refluks keluar kondensor ; $Q_{Lo} =$

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{101,6304 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{327^{\circ}K} (38,581 - 205,987 \cdot 10^{-3} T + 538,45 \cdot 10^{-6} T^2 - 170,70 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 1157,2038 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 0,3061 \text{ kg} \int_{298^{\circ}K}^{407^{\circ}K} (0,6741 + 2,825 \cdot 10^{-3} T - 8,371 \cdot 10^{-6} T^2 + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 7,0512 \text{ kkal.}$$

Total panas sensible liquid refluks ;

$$Q_{Lo} = Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O}$$

$$= 1157,2038 \text{ kkal} + 7,0512 \text{ kkal.}$$

$$= 1164,2550 \text{ kkal}$$

3. panas laten kondensasi pada kondensor ; Q_C :

$$Q_C = n \cdot \Delta H_C$$

Dimana : n = kgmol komponen terkondensasi

ΔH_C = Entalpi kondensasi komponen ; kkal/ kgmol

Penentuan entalpi kondensasi komponen pada suhu 48 °C (31 °K) dapat dilihat pada perhitungan neraca panas condensor CD-01.

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{271,8655 \text{ kg}}{44 \text{ kg / kmol}} \cdot 5810,2873 \text{ kkal / kmol}$$

$$= 35900,3787 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = \frac{0,8189 \text{ kg}}{18 \text{ kg / kmol}} \cdot 10561,0226 \text{ kkal / kmol}$$

$$= 475,9184 \text{ kkal}$$

$$\text{Maka : } Q_c = Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O}$$

$$= 35900,3787 \text{ kkal} + 475,9184 \text{ kkal}$$

$$= 36376,2971 \text{ kkal}$$

4. panas yang dilepas condenser distilasi Q_{CD} .

$$Q_v + Q_c = Q_{Lo} + Q_D + Q_{CD}$$

$$Q_{CD} = (Q_v + Q_c) - (Q_{Lo} + Q_D)$$

$$= (1881,6646 + 36376,2971) -$$

$$(1164,2550 + 1912,7676) \text{ kkal}$$

$$= 35180,9391 \text{ kkal}$$

Sebagai penyerap panas pada condenser digunakan air dengan :

Suhu air masuk $t_1 = 30\text{ }^\circ\text{C}$

Suhu air keluar $t_2 = 37\text{ }^\circ\text{C}$

- Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

$$m = \frac{Q_{CD}}{C_p (t_2 - t_1)}$$

$$= \frac{35180,9391 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal / kg } ^\circ\text{C} (37 - 30) ^\circ\text{C}}$$

$$= 502525,8484 \text{ kg}$$

- Panas yang dibutuhkan pada reboiler distilasi ; $Q_{RB} =$
neraca panas total distilasi :

$$Q_F + Q_{RB} = Q_D + Q_B + Q_{CD}$$

$$Q_{RB} = (Q_D + Q_B + Q_{CD}) - Q_F$$

$$= (1912,7676 + 269409,6526 + 35180,9391) -$$

$$246533,3268$$

$$= 59970,1325 \text{ kkal}$$

Sebagai pemanas pada reboiler RB-01 digunakan saturated steam

(uap jenuh) pada kondisi suhu $200\text{ }^\circ\text{C}$ dan tekanan $16,0 \text{ kgf/cm}$.

Dari table steam (appendix III table A III2. stoichiometry) didapat

$$\lambda_{steam} = 463,1 \text{ kkal/ kg}$$

Jumlah steam pemanas yang dibutuhkan :

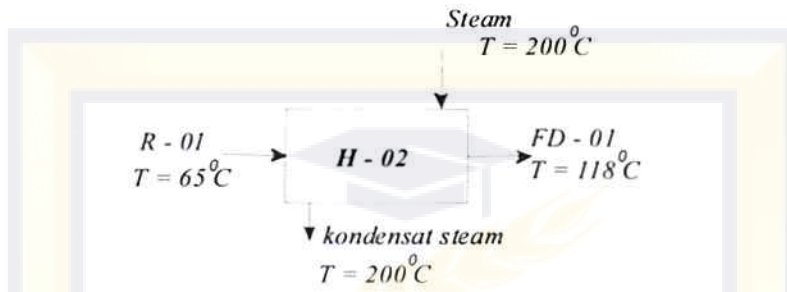
$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q_{RB}}{\lambda_{steam}} \\
 &= \frac{59970,0325 \text{ kkal}}{463,1 \text{ kkal / kg}} \\
 &= 129,4969 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca panas total distilasi D-01

Komponen	Kasuk Kkal	Keluar ; kkal	
		Produk atas	Produk bawah
Q C ₂ H ₄ O	8701,0996	1900,9548	10,0687
Q H ₂ O	237832,2272	11,8128	269399,5839
Q condenser	-	35480,9391	-
Q reboiler	59970,0325	-	-
		37093,7067	269409,6526
Q Total	306503,3593	306503,3593	

10. HEATER H - 02

Fungsi : Menaikkan suhu larutan keluar Reaktor R-01 sebelum masuk Flash Drum FD-01.



a). Panas sensibel liquid masuk Heater H-02 ; Q_1 = Panas sensibel liquid keluar reaktor R-01

$$Q_1 = 58950,3341 \text{ kkal}$$

b). Panas sensible liquid keluar heater H-02 ; Q_2

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{42,9601 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{397^{\circ}K} (38,581 - 205,987 \cdot 10^{-3} T + 538,45 \cdot 10^{-6} T^2 - 170,70 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 2252,2231 \text{ kkal}$$

$$Q_{H_2O} = 6,6888 \text{ kg} \int_{298^{\circ}K}^{397^{\circ}K} (0,6741 - 2,825 \cdot 10^{-3} T + 8,371 \cdot 10^{-6} T^2 + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

$$= 625,7089 \text{ kkal.}$$

$$\begin{aligned}
 Q(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn} &= \frac{6,6888 \text{ kg}}{173 \text{ kg / kgmol}} \cdot 57,44 \text{ kkal/ kgmol } ^\circ\text{C} \\
 & \\
 & (118-25)^\circ\text{C} \\
 & = 205,9202 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ CH}_3\text{COOH} &= \frac{27381309 \text{ kg}}{60 \text{ kg / kgmol}} \cdot 35,2020 \text{ kkal/ kgmol } ^\circ\text{C} \\
 & \\
 & (118-25)^\circ\text{C} \\
 & = 149400,9101 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Maka ;

$$\begin{aligned}
 Q_2 &= Q_{\text{C}_2\text{H}_4\text{O}} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn} \\
 & \quad + Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} \\
 & = (2252,2231 + 625,7089 + 205,9202 \\
 & \quad + 149400,9101) \text{ kkal} \\
 & = 152484,7623 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

c). Panas yang dibutuhkan dari pemanas ; Q_3

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= Q_2 - Q_1 \\
 & = 15284,7623 \text{ kkal} - 58950,3341 \text{ kkal} \\
 & = 93534,4282 \text{ kkal.}
 \end{aligned}$$

Sebagai pemanas digunakan saturated steam (uap jenuh) pada kondisi suhu 200 °C dan tekanan 16,0 kgf/ cm²

Dari table steam (appendix III stoikhiometry) didapat :

$$\lambda_{\text{steam}} = 463,1 \text{ kkal/ kg}$$

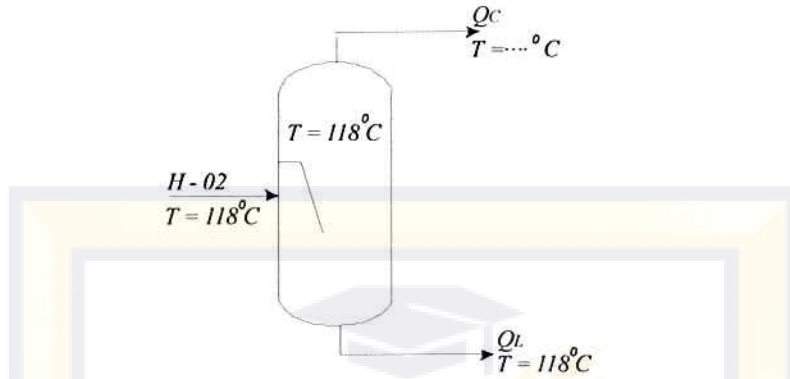
Jumlah steam pemanas yang dibutuhkan :

$$M_s = \frac{Q_3}{\lambda_{\text{steam}}} = \frac{93534,4282 \text{ kkal}}{463,1 \text{ kkal / kg}} = 201,9746 \text{ kg}$$

Naraca panas total Heater H-02

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q C ₂ H ₄ O	862,6450	2252,2231
Q H ₂ O	268,2222	625,7089
Q (CH ₃ COO) ₂ Mn	-81,4133	205,9202
Q CH ₃ COOH	57738,0536	149400,9101
Q pemanas	93534,4282	-
Q total	152484,7623	152484,7623

11. FLASH DRUM FD-01



Fungsi : Memisahkan produk asam asetat dari campuran katalis mangan asetat pada Flash Drum FD-01. produk asam asetat terpisah dari larutan katalis mangan asetat pada kondisi kesetimbangan uap – cair pada suhu 118 °C

a). Panas masuk Flash Drum FD-01 ;

$Q_1 =$ Panas sensible liquid keluar heater H-02

$$Q_1 = 152484,7623 \text{ kkal}$$

b). Panas keluar Flash drum FD-01 ; Q_2 :

1. Panas sensible liquid keluar bottom Flash Drum FD-01 : Q_L

$$\begin{aligned}
 Q(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn} &= \frac{6,6888 \text{ kg}}{173 \text{ kg / kgmol}} \cdot 57,44 \text{ kkal/ kgmol } ^\circ\text{C} \\
 &\quad \cdot (118-25)^\circ\text{C} \\
 &= 205,9202 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} &= \frac{10,0020 \text{ kg}}{60 \text{ kg / kmol}} \cdot 35,2020 \text{ kkal/ kmol } ^\circ\text{C} \\
 &\quad \cdot (118-25)^\circ\text{C} \\
 &= 545,7401 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 Q_L &= Q_{(\text{CH}_3\text{COO})_2 \text{ Mn}} + Q_{\text{CH}_3\text{COOH}} \\
 &= (205,9202 + 545,7401) \text{ kkal} \\
 &= 751,6603 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

2. Panas sensible uap keluar top Flash Drum FD-01 ; Q_G

Neraca panas total Flash Drum FD-01 :

$$Q_1 = Q_2$$

$$Q_1 = Q_G + Q_L$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 Q_G &= Q_1 - Q_L \\
 &= 152484,7623 - 751,6603 \text{ kkal} \\
 &= 151733,1020 \text{ kkal.}
 \end{aligned}$$

Suhu uap keluar flash drum ditentukan dengan metode trial dan error. Trial suhu memenuhi jika $Q_G = Q_{\text{C}_2\text{H}_4\text{O}} + Q_{\text{H}_2\text{O}} + Q_{\text{CH}_3\text{COOH}}$

- Metode perhitungan trial suhu.

Trial T = °C = °K

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{42,9601 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}k}^{T=^{\circ}K} (1,843 + 4353.10^{-3} T - 24,04.10^6 T^2$$

$$+ 5,685.10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

= kkal

$$Q_{C_2H_4O} = \frac{6,6888 \text{ Kg}}{18 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}k}^{T=^{\circ}K} (8,10 - 0,72.10^{-3} T + 3,63.10^{-6} T^2$$

$$- 1,16.10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

= kkal

$$Q_{CH_3COOH} = \frac{2728,1289 \text{ Kg}}{60 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}k}^{T=^{\circ}K} (1,156 + 60,87.10^{-3} T - 41,87.10^6 T^2$$

$$+ 11,82.10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C$$

= kkal

Jika $Q_{C_2H_4O} + Q_{H_2O} + Q_{CH_3COOH} = Q_G$ (trial tidak memenuhi).

Hasil perhitungan trial suhu didapat pada $T = 197,3825 \text{ } ^{\circ}C$ ($470,3852$),

diambil $T = 197 \text{ } ^{\circ}C = 470 \text{ } ^{\circ}K$

Panas masing-masing komponen

$Q_{C_2H_4O} = 2574,7516 \text{ kkal}$

$Q_{H_2O} = 531,6252 \text{ kkal}$

$Q_{CH_3COOH} = 148626,7252 \text{ kkal}$

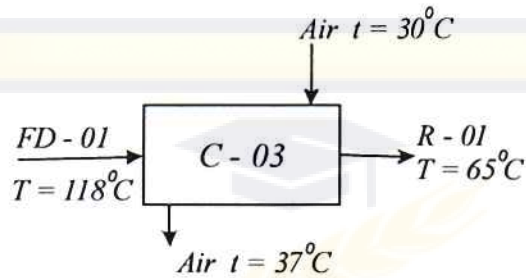
$Q_{total} = 151733,1020 \text{ kkal}$

Neraca panas total Flash Drum FD - 01

Komponen	Masuk Kkal	Keluar	
		Gas	Cair
Q C ₂ H ₄ O	2252,2231	2574,7516	-
Q H ₂ O	625,7089	531,6252	-
Q CH ₃ COOH	149400,9101	148626,7252	545,7401
Q (CH ₃ COO) ₂ Mn	205,9202	-	205,9202
Q total	152484,7623	151733,1020	751,6603
		152484,7623	

12. COOLER C-03

Fungsi ; Menurunkan suhu larutan katalis mangan asetat yang keluar dari produk botton Flash Drum FD-01



- a). Panas sensible liquid katalis masuk Cooler C-03 ; Q_1 = panas sensible liquid keluar botton Flash Drum FD-01

$$Q_1 = 751,6603 \text{ kkal}$$

- b). Panas sensibel liquid katalis keluar Cooler C-03 ; Q_2

$$\begin{aligned} Q (\text{CH}_3\text{COO})_2 \text{ Mn} &= \frac{6,6888 \text{ kg}}{173 \text{ kg / kgmol}} \cdot 52,80 \text{ kkal / kgmol } ^\circ\text{C} \cdot (65-25)^\circ\text{C} \\ &= 81,4133 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ CH}_3\text{COOH} &= \frac{10,0020 \text{ kg}}{60 \text{ kg / kgmol}} \cdot 31,63 \text{ kkal / kgmol } ^\circ\text{C} \cdot (65-25)^\circ\text{C} \\ &= 210,9088 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Maka :

$$Q_2 = Q (\text{CH}_3\text{COO})_2 \text{ Mn} + Q \text{ CH}_3\text{COOH}$$

$$= (81,4133 + 210,9088) \text{ kkal}$$

$$= 292,3221 \text{ kkal}$$

c). Panas yang diserap pendingin ; Q_3

$$Q_3 = Q_1 - Q_2$$

$$= (751,6603 - 292,3221) \text{ kkal}$$

$$= 459,3382 \text{ kkal}$$

Sebagai pendingin air dengan suhu air masuk $t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ dan suhu air keluar $t_2 = 37 \text{ }^\circ\text{C}$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan adalah :

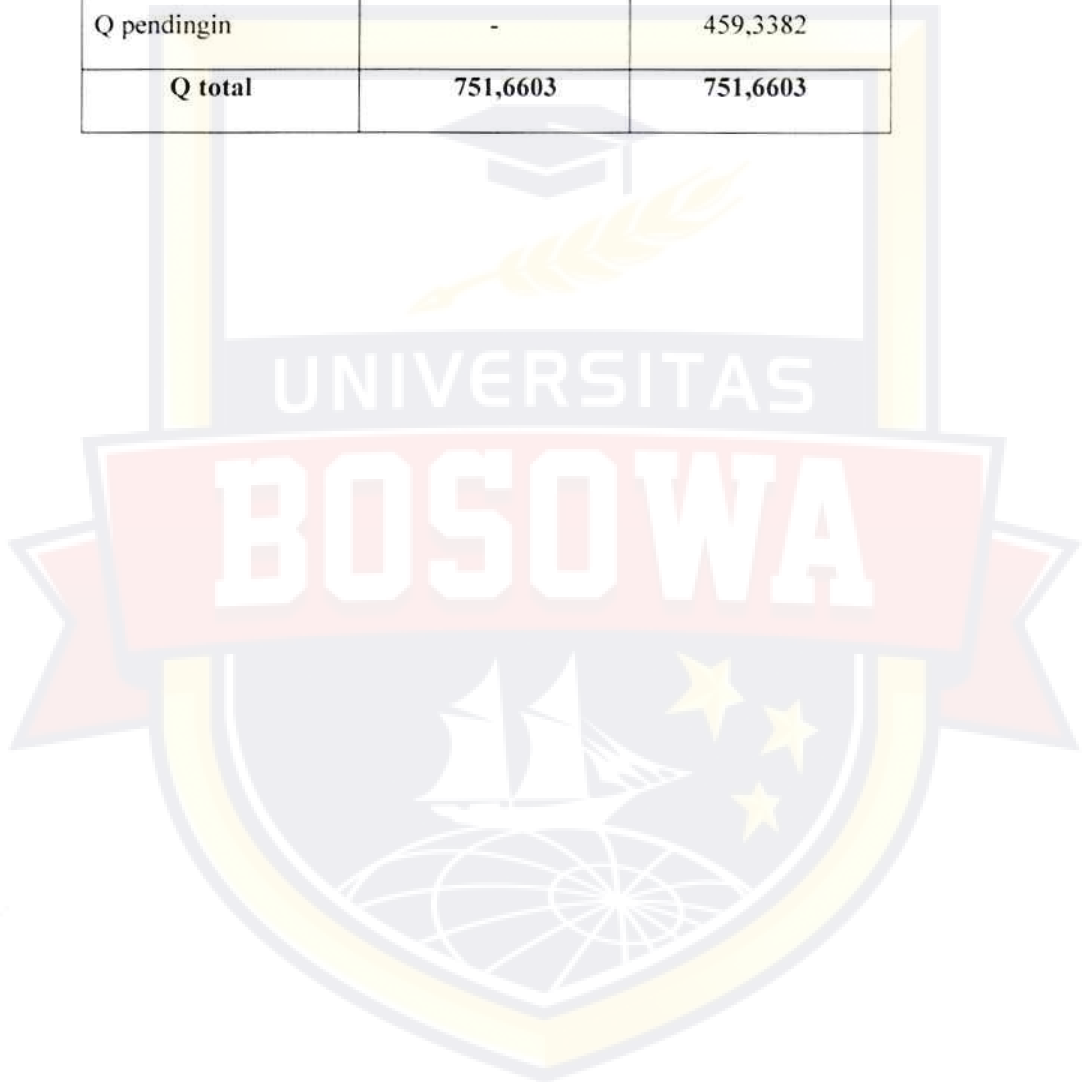
$$m = \frac{Q_3}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$= \frac{459,3382 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal / kg } ^\circ\text{C} \cdot (37 - 30) ^\circ\text{C}}$$

$$= 65,6197 \text{ kg}$$

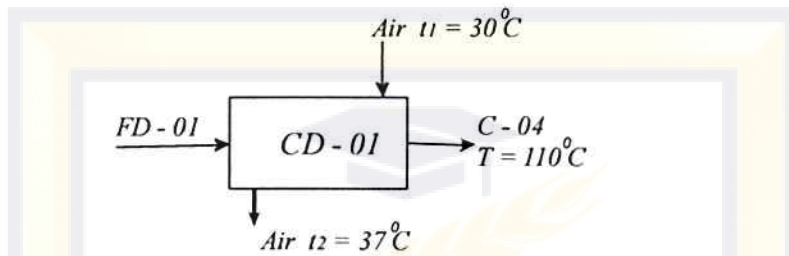
Neraca panas total Cooler C-03

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q (CH ₃ COO) ₂ Mn	205,9202	81,4133
Q CH ₃ COOH	545,7401	210,9088
Q pendingin	-	459,3382
Q total	751,6603	751,6603



13. CONDENSOR PRODUK CD-01

Fungsi ; Mengkonsasikan produk as. Asetat yang keluar dari top Flash Drum FD-01



Penentuan suhu kondensasi pada kondensor

Uap keluar flash drum dikondensasikan pada kondensor pada kondisi bubble point (cairan jenuh) suhu cairan jenuh ditentukan dengan persamaan :

$$Y_1 = x_i \cdot k_i \quad \text{dengan} \quad \sum y_i = 1,0$$

Trial dicoba pada ;

P operasi = 1 atm (760 mmHg)

T operasi = 109,741 °C (382,741 °K) = 110 °C = 383°K

Komponen	Kg	Kgmol	Fraksimol
C ₂ H ₄ O	42,9601	0,9764	0,0201
H ₂ O	6,6888	0,3716	0,0077
CH ₃ COOH	2728,1289	47,1188	0,9722
Total	2777,7778	49,4668	1,0000

Komponen	xi ;fraksimol	Pi ; mmHg	Ki = Pi/ pt	Yi = xi.ki
C ₂ H ₄ O	0,0201	9033,1558	11,8857	0,2389
H ₂ O	0,0077	1059,7252	1,3944	0,0107
CH ₃ COOH	0,9722	586,5749	0,7718	0,7504
Total	1,0000			1,0000

Perhitungan neraca panas kondensor

A. Panas sensible gas masuk Condenser CD-01 ; Q₁ = Panas sensible uap keluar top Flash Drum FD-01

$$Q_1 = 151733,1020 \text{ kkal}$$

B. Panas laten Condensor ; (Q₂)

$$Q = n \cdot \Delta H_v \quad \text{dimana ; } n = \text{Kgmol komponen terkondensasi}$$

$$\Delta H_v = \text{Entalphi kondensasi komponen}$$

Entalphi kondensasi komponen dihitung dengan menggunakan persamaan watson (pers. 3-75 perrys edisi 6 hal. 3 – 275)

$$\Delta HV_2 = \Delta HV_1 \left(\frac{1 - Tr_2}{1 - Tr_1} \right)^{0,38}$$

Dimana :

$$Tr_1 = \text{Suhu reduce komponen pada suhu yang diketahui.}$$

$$\Delta H_{v1} = \text{Entalpi kondensasi pada suhu yang diketahui}$$

Tr_2 = Entalpi kondensasi pada suhu yang dihitung

ΔHv_2 = Entalpi kondensasi pada suhu yang dihitung.

Komponen	ΔHV_1 ; kkal/ kgmol	T_c ; °K	T ; °C
H ₂ O	9717	647,3	100
C ₂ H ₄ O	6150	461	20,6
CH ₃ COOH	5660	594,4	118,1

Tr dihitung dengan pers ; $Tr = T/T_c$

Maka panas laten kondensasi komponen pada suhu 110 °C (383 °K)

1. H₂O

$$Tr_1 = \frac{(100 + 273)^\circ K}{647,3^\circ K} = 0,58$$

$$Tr_2 = \frac{383^\circ K}{647,3^\circ K} = 0,59$$

$$\Delta HV_2 = \Delta HV_1 \left(\frac{1-Tr_2}{1-Tr_1} \right)^{0,38}$$

$$= 9717 \left(\frac{1-0,59}{1-0,58} \right)^{0,38}$$

$$= 9628,4269 \text{ kkal/ kgmol}$$

$$Q_{H_2O} = \frac{6,6888 \text{ kg}}{18 \text{ kg / kgmol}} \cdot 9628,4269 \text{ kkal / kgmol}$$

$$= 3577,9234 \text{ kkal}$$

2. C_2H_4O

$$Tr_1 = \frac{20,6 + 273}{461} = 0,64$$

$$Tr_2 = \frac{383}{461} = 0,83$$

$$\begin{aligned} \Delta HV_2 &= 6150 \left(\frac{1 - 0,83}{1 - 0,64} \right)^{0,38} \\ &= 4624,3506 \text{ kkal/ kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{C_2H_4O} &= \frac{42,9601 \text{ kg}}{44 \text{ kg / kgmol}} \cdot 4624,3506 \text{ kkal / kgmol} \\ &= 4515,0583 \text{ kkal} \end{aligned}$$

3. CH_3COOH

$$Tr_1 = \frac{(118,1 + 273)}{594,4} = 0,66$$

$$Tr_2 = \frac{383}{594,4} = 0,64$$

$$\begin{aligned} \Delta HV_2 &= 5660 \left(\frac{1 - 0,64}{1 - 0,66} \right)^{0,38} \\ &= 5784,2811 \text{ kkal/ kgmol} \end{aligned}$$

$$Q \text{ CH}_3\text{COOH} = \frac{2728,1289 \text{ kg}}{60 \text{ kg / kmol}} \cdot 5784,2811 \text{ kkal / kmol}$$

$$= 263004,4072 \text{ kkal}$$

Sehingga :

$$Q_2 = Q \text{ H}_2\text{O} + Q \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + Q \text{ CH}_3\text{COOH}$$

$$= 3577,9234 \text{ kkal} + 4515,0583 \text{ kkal}$$

$$+ 263004,4072 \text{ kkal}$$

$$= 271097,3889 \text{ kkal}$$

c). Panas sensible liquid keluar Kondensor CD-01 ; Q_3

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 6,6888 \text{ kg} \int_{298^{\circ} \text{K}}^{385^{\circ} \text{K}} (0,6741 + 2,825 \cdot 10^{-3} T - 8,371 \cdot 10^{-6} T^2 + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}\text{C}$$

$$= 571,5464 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} = \frac{42,9601 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ} \text{K}}^{385^{\circ} \text{K}} (38,581 - 205,987 \cdot 10^{-3} T + 538,45 \cdot 10^{-6} T^2 - 170,7 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}\text{C}$$

$$= 2020,9018 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 Q (\text{CH}_3\text{COO})_2 \text{ Mn} &= \frac{2728,1289 \text{ kg}}{60 \text{ kg / kmol}} \cdot 34,69 \text{ kkal / kmol } ^\circ\text{C} \cdot (110-25)^\circ\text{C} \\
 &= 134071,6213 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Sehingga ;

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= Q \text{ H}_2\text{O} + Q \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} + Q \text{ CH}_3\text{COOH} \\
 &= 571,5464 \text{ kkal} + 2020,9018 \text{ kkal} + 134071,6213 \text{ kkal} \\
 &= 136664,0695 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

d). Panas yang dilepaskan (diserap pendingin) ; Q_4

$$\begin{aligned}
 Q_4 &= (Q_1 + Q_2) - Q_3 \\
 &= (571,5464 \text{ kkal} + 2020,9018 \text{ kkal}) - 136664,0695 \text{ kkal} \\
 &= 282166,4214 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Sebagai pendingin digunakan air dengan :

$$\text{Suhu air masuk Condensor CD-01 ; } t_1 = 30^\circ\text{C}$$

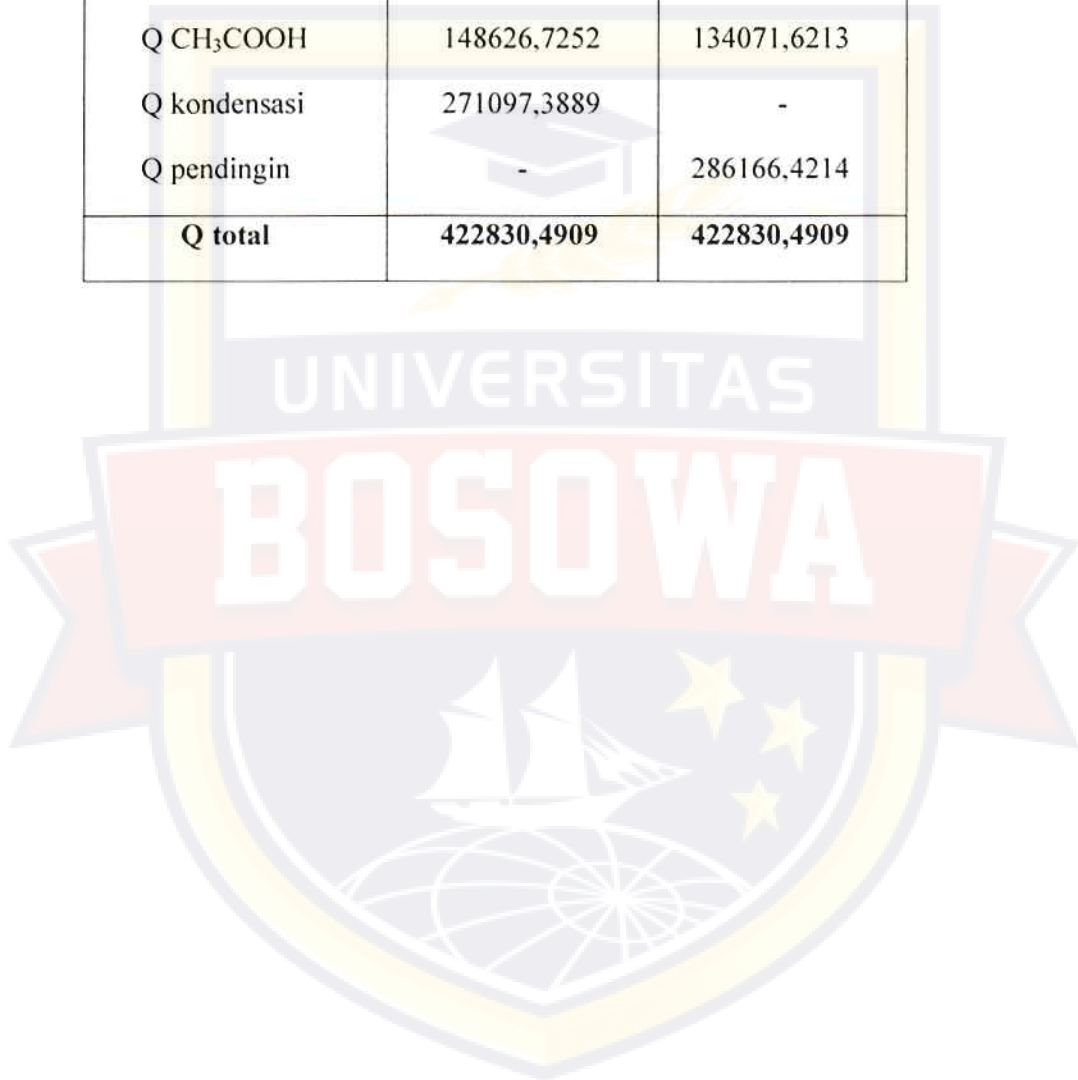
$$\text{Suhu air keluar Condensor CD -01 ; } t_2 = 37^\circ\text{C}$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q_4}{C_p \cdot (t_2 - t_1)} = \frac{286166,4214 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal / kg } ^\circ\text{C} \cdot (37 - 30) ^\circ\text{C}} \\
 &= 40880,9173 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

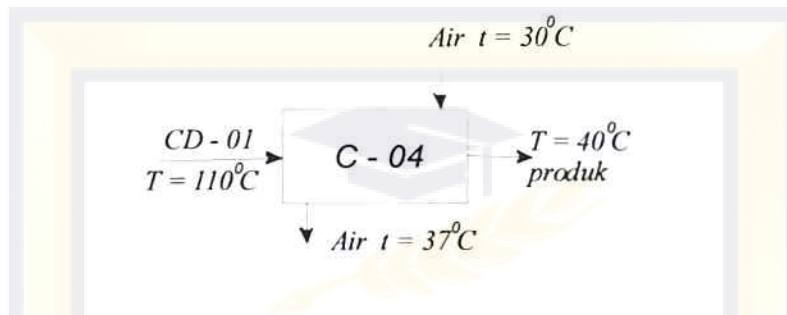
Neraca panas total Condenser CD – 01

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q H ₂ O	531,6252	571,5464
Q C ₂ H ₄ O	2574,7516	2020,9018
Q CH ₃ COOH	148626,7252	134071,6213
Q kondensasi	271097,3889	-
Q pendingin	-	286166,4214
Q total	422830,4909	422830,4909



14. COOLER PRODUK C- 04

Fungsi ; Menurunkan suhu produk larutan asam asetat keluar dari condenser sebelum dialirkan ketangki produk asam asetat.



- a). Panas sensible liquid masuk Cooler C-04 ; Q_1 = Panas sensible liquid keluar Consensor CD-01

$$Q_1 = 136664,06985 \text{ kkal}$$

- b). Panas sensible liquid keluar Cooler C-04 ; Q_2

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= 6,6888 \text{ kg} \int_{298^{\circ}K}^{313^{\circ}K} (0,6741 + 2,825 \cdot 10^{-3} T - 8,371 \cdot 10^{-6} T^2 \\
 &\quad + 8,601 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C \\
 &= 100,4420 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_2H_4O} &= \frac{42,9601 \text{ Kg}}{44 \text{ Kg / Kgmol}} \int_{298^{\circ}K}^{313^{\circ}K} (38,581 - 205,987 \cdot 10^{-3} T + 538,45 \cdot 10^{-6} T^2 \\
 &\quad - 170,7 \cdot 10^{-9} T^3) dt \text{ kkal/kg } ^{\circ}C
 \end{aligned}$$

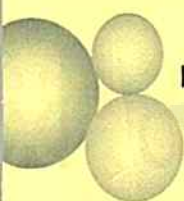
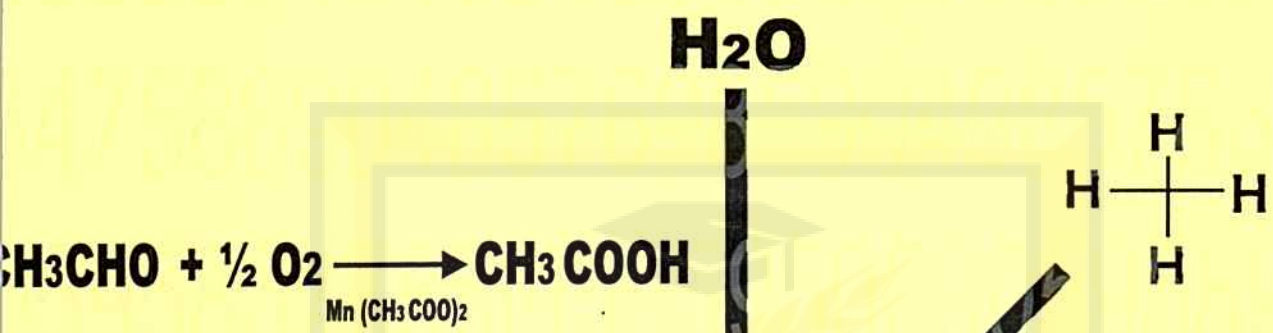
$$= \frac{115971,7639 \text{ kkal}}{1 \text{ kkal / kg } ^\circ\text{C} \cdot (37.30) ^\circ\text{C}}$$

$$= 16567,3948 \text{ kg}$$

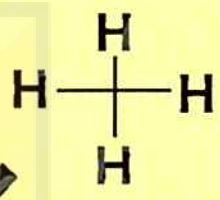
Neraca panas total Cooler C-04

Komponen	Masuk ; kkal	Keluar ; kkal
Q H ₂ O	571,5464	100,4420
Q C ₂ H ₄ O	2020,9018	308,2252
Q CH ₃ COOH	134071,6213	20283,6384
Q kondensasi	-	115971,7639
Q total	136664,0695	136664,0695

LAMPIRAN. C

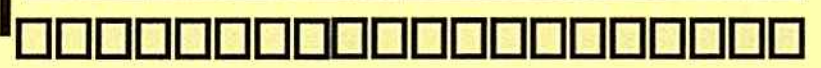


H₂O



COOH

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN



LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

1.) TANGKI BAHAN BAKU

Kode alat = T-01

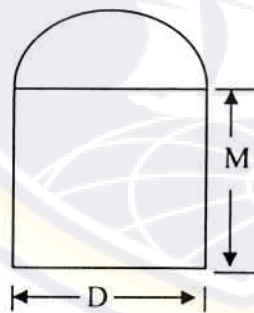
Fungsi = Menampung bahan baku larutan asetaldehid untuk kebutuhan proses pabrik selama 1 bulan (720 jam)

Tipe = Silinder vertikal dengan tutup atas standar elishead dan tutup bawah plat dasar.

Kondisi penyimpanan bahan baku :

- a. Tekanan = 1,5 atm
- b. Suhu = 30° C
- c. Lama persediaan = 1 bulan (720 jam)

1. Sketsa tangki



2. Volume tangki (V_t)

Dari perhitungan neraca massa dapat diketahui kebutuhan bahan baku :

$$\begin{aligned} \text{. laju air massa } C_2H_4O \text{ 99,97 \% } m &= 2058,8606 \text{ Kg/jam} \\ &= 4534,9352 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

. Densitas C_2H_4O 99,97 $\rho = 0,8182 \text{ gr/cm}^3 = 50,7431 \text{ lb/ft}^3$

. Volume bahan untuk 1 bulan penyimpanan

$$= \frac{m \times t}{\rho}$$

$$= \frac{4534,9352 \text{ lb/jam} \times 720 \text{ jam}}{50,7431} = 64346,7456 \text{ ft}^3$$

Tangki dirancang dengan ketentuan

- 85% dari volume tangki terisi bahan
- Silinder tegak pada tangki dipilih perbandingan geometris tinggi (H) = 1,5 diameter (D)
- Jumlah tangki yang digunakan sebanyak 2 buah volume bahan

untuk 1 buah tangki =

$$V = \frac{64346,7456 \text{ ft}^3}{2} = 32173,3728 \text{ ft}^3$$

Maka volume untuk 1 buah tangki :

$$V_t = \frac{32173,3728 \text{ ft}^3}{3} = 37851,0268 \text{ ft}^3 = 1072 \text{ m}^3$$

3. Dimensi tangki

Volume tangki = Volume silinder + Volume tutup atas.

Volume silinder, $V_s = 1/4\pi D^2 H \longrightarrow (H=1,5D)$

$$= 1/4\pi D^2(1,5 D)$$

$$= 0,375 \pi D^3$$

Volume tutup, $V_h = 0,000049 (D/12)^3 \longrightarrow$ brownell & young pers

5-11 hal 88

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_h \\ &= 0,375 \pi D^3 + 0,000049 (D/12)^3 \\ &= 1,1775 D^3 \end{aligned}$$

Diameter tangki

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{V_t}{1,1775} \right)^{1/3} = \left(\frac{37851,0268}{1,1775} \right)^{1/3} \\ &= 31,8 \text{ Ft} \\ &= 9,7 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi silinder

$$H = 1,5 \times D = 1,5 \times 31,8 \text{ ft} = 47,7 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam tangki, hL

$$hL = \frac{4V}{\pi D^2} \rightarrow V: \text{ volume dalam tangki}$$

$$\begin{aligned} hL &= \frac{4 \times 32173,3728 \text{ ft}^3}{3,14 (31,8 \text{ ft})^2} \\ &= 40,53 \text{ ft} \end{aligned}$$

4. Tebal shell (dinding) tangki , ts

Untuk internal pressure, tebal shell dihitung dengan menggunakan pers

B - 1 (brownell & young hal 542)

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

Dimana :

p = tekanan desain

r = jari – jari tangki = $\frac{1}{2} D = \frac{1}{2} (31,8 \text{ ft}) = 15,9 \text{ ft} \cdot 12 \text{ in/ft} = 190,8 \text{ in}$

f = tegangan yang diijinkan dari bahan konstruksi

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi

P desain = p operasi + p hidrostatis

P hidrostatis = $p \times g/gc \times hL \rightarrow h$ L = Tinggi cairan

$$= 50,7431 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{32,2 \text{ ft/dt}^2}{32,174 \text{ lbf ft/lbm d t}^2} \times 40,53 \text{ ft}$$

$$= 2058,2798 \text{ lb/ft}^3 = 14,3 \text{ psi}$$

P desain = $22,05 + 14,3 = 36,35 \text{ psi}$

Bahan konstruksi yang digunakan stainless SA-167 grade 10 tipe 310 dengan nilai $f = 18750 \text{ psi}$ (appendix c brownell & young hem 4 hal 342) dan efisiensi pengelasan $E = 80\%$ untuk tipe doule welded (tabel 13.2 brownell & young).

Faktor korosi ditetapkan 0,125 in pertahun.

Maka :

$$ts = \frac{36,35 \text{ psi} \times 190,8 \text{ in}}{(18750 \text{ psi} \times 0,80) - (0,60 \times 36,35 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,59 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat shell standar $5/8 \text{ in} = 1,6 \text{ cm}$

5. Tebal tutup atas ; th

Tebal tutup atas (standar dishead) dihitung dengan menggunakan pers

13.12 brownell & young hal 258 untuk head tipe dishead.

$$th = \frac{0,885 \cdot p \cdot rc}{f \cdot E - 0,1 P} + C$$

dimana : p = Tekanan desain ; psi

rc = Crown radius ; in

f = Tegangan yang diinginkan dari bahan konstruksi

e = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi

rc = OD shell = ID shell + 2 ts

$$= (31,8 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft}) + (2 \times 5/8 \text{ in})$$

$$= 382,85 \text{ in}$$

Kondisi desain tutup atas sama dengan shell, maka ;

$$th = \frac{0,885 \times 36,35 \text{ psi} \times 382,85 \text{ in}}{(18750 \text{ psi} \times 0,80) - (0,1 \times 36,35 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,95 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat tutup atas standar 1 in = 2,54 cm

6. Tebal tutup bawah ; tb

Tebal tutup bawah (plat datar) dihitung dengan menggunakan pers 3.1

brownell & young

$$tb = \frac{P \cdot d}{2 \cdot f \cdot e} + C$$

Dimana ;

P = Tekanan desain ; psi

d = Diameter tangki ; in = 31,8 ft x 12 in/ft = 381,6 in

f = Tegangan yang diijinkan dari bahan konstruksi ; psi

E = Efisiensi pengelasan = 80%

C = Faktor korosi = 0,125 in

Bahan konstruksi dan desain tutup bawah sama dengan shell maka:

$$t_p = \frac{36,35 \text{ psi} \times 381,6 \text{ in}}{2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,80} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,60 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat standar tutup atas 5/8 in = 1,6 cm

2.) POMPA (01)

Fungsi = Mengalirkan asetaldehid dari tangki bahan T-01 ketangki campuran

Tipe = Pompa centrifugal

Laju air massa (m) = 2058,8606 kg/jam = 4534,9352 lb/jam

Densitas (ρ) = 0,8128 gr/cm³ = 50,7431 lb/ft³

Viskositas (μ) = 1,68.10⁻⁴ lb/ft . dtk

laju air volumetrik bahan (Q)

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

$$= \frac{4534,9352 \text{ lb/jam}}{50,7431 \text{ lb/ft}^2}$$

$$= 89,37 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,0248 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Diameter optimum pipa (D_i)

Dengan menggunakan pers hal 496 ; feler dan timmer house untuk asumsi aliran turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$\begin{aligned} D_i &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot P^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0248)^{0,45} \times (50,7431)^{0,13} \\ &= 1,23 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (appendia brownell & young)

$$Nps = 1\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (D)} = 1,380 \text{ in} = 0,0104 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 1,50 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan reynold (N_{re})

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

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

$$= \frac{0,0248 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0104 \text{ ft}^2}$$

$$= 2,4 \text{ ft/dtk}$$

Maka :

$$N_{Re} = \frac{50,7431 \text{ lb/ft}^3 \times 2,4 \text{ ft/dtk} \times 0,115 \text{ ft}}{1,68 \cdot 10^{-2} \text{ lb/ft} \cdot \text{dtk}}$$

$$= 83363,6643$$

Direncanakan sistem pemampaan terdiri dari :

- a. Pipa lurus panjang = 30 m = 98,4 ft
- b. 2 buah elbow 90° = 1 buah gate valve fullopen, 1 buah valve
- c. Tinggi pemompaan perlengkapan ; Z = 2m = 6,6 ft

panjang ekivalen pipa sbb:

1. Elbow 90°	= 2 x 13 x 0,115 ft	= 2,99 ft
2. Gate valve full open	= 1 x 30 x 0,115 ft	= 3,45 ft
3. Globe valve full open	= 1 x 430 x 0,115 ft	= 4945 ft
	(Le) Total	= 55,89 ft

Panjang pipa total (ΣL) = L + Le
 = (98,4 + 55,89) ft
 = 154,29 ft

Kontraksi terjadi

$$\Sigma F \frac{f \cdot \Sigma L \cdot V^2}{2 \cdot g \cdot c \cdot D} = (\text{pers D . archi pers 20-22 alam fonst})$$

Dipilih pipa standar komersial dengan Σ (relatif ronghness) = 0,00015 ;
 maka E/D = (0,00015) = 0,0013 dari Fig 14-1 peter hal 482, untuk E/D
 =0,0013 NRe = 83363,6643 ; diperoleh faktor friksi (f) = 0,0070

$$\text{Maka : } \Sigma F = \frac{0,0070 \times 154,29 \text{ ft} (2,4 \text{ ft/dtk})^2}{2 \times 32,174 \times 0,115}$$

$$= 0,84 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Energi mekanik pompa :

Menggunakan persamaan bernolly untuk fluida mecompressible isothermal

(pers 20-18 allan foust hal 546)

$$\frac{\Delta\rho}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2gc} + \Delta z \text{ g/gc} + F + wf$$

Atau

$$-wf = \frac{\Delta\rho}{\rho} + \frac{\Delta v^2}{2gc} + \Delta z \text{ g/gc} + F ; \frac{\Delta\rho}{\rho} = 0 (P_1=P_2)$$

$$\frac{\Delta v^2}{2gc} = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2gc} = \frac{2,4^2 - 0^2}{2 \times 32,174} = 0,0895 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Delta z \text{ g/gc} = 6,6 \text{ ft . lbf/lbm}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } -wf &= 0,0895 + 6,6 + 0,84 \\ &= 7,5295 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

Tenaga pompa (wHp)

$$\begin{aligned} wHp &= \frac{-wf \times Q \times P}{550 \text{ ft.lbf/lbm}} \\ &= \frac{7,5295 \times 0,0248 \text{ ft}^3 / \text{dk} \times 50,7431 \text{ lb} / \text{ft}^3}{550 \text{ H.lbf/lbm}} \\ &= 0,172 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig 14-37 peters hal 520 diperoleh μ untuk kapasitas minimal $\mu = 20\%$

Maka :

$$BHp = \frac{wHp}{\mu} = \frac{0,172 \text{ Hp}}{0,20} = 0,86 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp}$$

Untuk BHp = 1 Hp (dari tg 14-30 peter hal 5-21) dipilih μ motor = 80%

Maka :

$$Btp = \frac{1}{80} = 1,5 \text{ Hp}$$

Sehingga pompa menggunakan tenaga motor 1,5 Hp

3.) TANGKI PENCAMPUR

Kode alat = TP - 01

Fungsi = Mencampur aliran umpan segar dan aliran recycle
asetaldehid sebelum masuk reaktor

Tipe = silinder horisontal

Kondisi tangki operasi :

Tekanan = 5,25 atm

Suhu = 31°C (87,8°F)

Waktu tinggal = 1 jam

Dari perhitungan neraca panas dapat diketahui komposisi liquid masuk
kedalam tangki pencampur.

$$\begin{aligned} \text{Laju air massa cairan} \quad m &= 2222,5197 \text{ kg/jam} \\ &= 4896,2989 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran} \quad \rho &= 0,781 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 48,7578 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

1. Volume tangki ; V_t

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{m \cdot t}{\rho} \\ &= \frac{4896,2989 \text{ lb/jam} \times 1 \text{ jam}}{48,7578 \text{ lb/ft}^3} = 100,408 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

2. Dimensi tangki

Dari Ulrich ; untuk tekanan operasi 1-20 bar, diambil perbandingan panjang dan diameter silinder horizontal $L/D = 3$,

Volume tangki = volume silinder + 2 volume head

$$\begin{aligned} \text{Dimana ; volume silinder ; } V_s &= 1/4 \pi D^2 L \quad (L=3D) \\ &= 3/4 \pi D^3 \end{aligned}$$

Volume head ; $V_h = \pi/12 D^3$ untuk ratio tinggi tutup (b) dari garis (a) silinder = 2:1 (Brownell Young hal 88)

Maka :

$$\begin{aligned} V_t &= 3/4 \pi D^3 + \pi/12 D^3 \\ &= 10/12 \pi D^3 \end{aligned}$$

. Diameter silinder (D)

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{12 \cdot V}{n} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{12 \times 100,4208 \text{ ft}^3}{10 \times 3,14} \right)^{1/3} = 3,4 \text{ ft} \end{aligned}$$

. Panjang silinder (L)

$$\begin{aligned} L &= 3 D \\ &= 3 \times 3,4 \text{ ft} = 10,2 \text{ ft} \end{aligned}$$

3. Tebal shell ; t_s

$$T_s = \frac{P \cdot d}{2f \cdot E} + c$$

Dimana = P = Tekanan desain ; psi

d = diameter tangki ; in = 3,4 ft x 12 in/ft = 40,8 in

f = tegangan yang diinginkan dari bahan konstruksi ; psi

E = efisiensi pengelasan = 80%

C = faktor korosi ; in

P desain = P operasi + P hidrostatik

P operasi = 5,1 atm = 74,97 psi

ρ hidrostatik = $\rho \cdot \frac{g}{gc} \cdot hL$ (hL cairan dalam tangki)

Dimana = $hL = D$

= 3,4 ft

P hidrostatik = $48,7538 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{32,2 \text{ ft/dt}^2}{32,174 \text{ ft.lbf/lbm}} \times 3,4 \text{ ft}$

= 5,16 lb/ft²

= 0,036 psi

P desain = 77,175 psi + 0,036 psi

= 77,211 psi

Dipilih bahan baku yang menggunakan stainless steel SA-167 Grade 10

Hpr 310 dengan $f = 18750$ (appendix c brownell young item 4 hal 342)

dan efisiensi pengelasan double welded but joint (tabel 13.2 brownell

young) = 80%

Faktor korosi $c = 0,125$ in

Maka:

$$T_s = \frac{77,211 \text{ psi} \times 40,80 \text{ in}}{2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,80} + 0,125 \text{ in} = 0,23 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat shell standar = $\frac{1}{4}$ in = 0,635 cm

4. Tebal head ; t_h

Dihitung dengan persamaan 7-57 hal 133 brownell young untuk head tipe elipsoidal

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

Dimana; P = Tekanan desain; psi

d = Diameter tangki ; in

V = Faktor intensifikasi tegangan

= $\frac{1}{6} (2 + K^2)$ pers 7-56 brownell young hal 133

K = a/b untuk tipe elipsoidal, ratio tinggi tutup (a)= jari-jari tangki (b) = 2:1

V = $\frac{1}{6} (2 + 2^2) = 1$

E = Efisiensi pengelasan = 80%

C = Faktor korosi = 0,125 in

Bahan konstruksi pengelasan sama dengan shell, maka:

$$T_h = \frac{77,211 \text{ psi} \times 40,80 \text{ in} \times 1}{(2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,80) - (0,2 \times 77,211 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,23 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat tutup standar = $\frac{1}{4}$ in = 0,635 cm

4.) POMPA (P – 02)

Fungsi = Mengalirkan asetaldehid dari tangki pencampur ke Reaktor

Tipe = Pompa sentrifugal

Laju air massa (m) = 2229,6085 kg/jam = 4911,0319 lb/jam

Densitas (P) = 0,8125 gr/cm³ = 50,7431 lb/ft³

Viskositas (m) = 1,68.10⁻⁴lb/ft.dtk.

Laju air volumetrik bahan (Q)

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

$$= \frac{4911,0319 \text{ lb/jam}}{50,7431 \text{ lb/ft}^3} = 96,7823 \text{ ft}^3 / \text{jam}$$

$$= 0,0269 \text{ ft}^3 / \text{dtk}$$

Diameter optimum pipa (D1)

Dengan menggunakan pers hal 496 ; peter dan timmer house untuk asumsi aliran turbulen (NRe>2100)

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

$$= 3,9 (0,0269)^{0,45} \cdot (50,7431)^{0,13} = 1,28 \text{ in}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (appendix K.brownell and young)

$$\text{NPs} = 1\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (D)} = 1,380 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 1,50 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{m}$$

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

$$= \frac{0,0269 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0104 \text{ ft}^3}$$

$$= 2,59 \text{ ft/dtk}$$

Maka :

$$NRe = \frac{50,7431 \text{ lb/ft}^3 \times 2,59 \text{ ft/dtk} \times 0,115 \text{ ft}}{1,68 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft.dtk}}$$

$$= 89963,2877$$

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- a. Pipa lurus panjang ; L = 15m = 49 ft
- b. 2 buah elbow 90° = 1 buah gate valve fullopen, 1 buah valve
- c. Tinggi pemompaan perlengkapan ; z = 2m = 6,6 ft

Panjang ekuivalen pipa sbb:

1. Elbow 90°	= 2 x 13 x 0,115 ft	= 2,99 ft
2. Gate valve full open	= 1 x 30 x 0,115 ft	= 3,45 ft
3. Globe valve full open	= 1 x 430 x 0,115 ft	= 49,45 ft
	<u>Total : Le</u>	<u>= 55,89 ft</u>

Panjang pipa total (ΣL) = L + Le

$$= 49 + 55,89 = 104,89 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi

$$\Sigma F = \frac{0,0059 \times 104,89 \times (2,59)^2}{2 \times 32,174 \times 0,115} = 0,56 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

. Energi mekanik pompa :

Menggunakan persamaan bernouilly untuk fluida incompressible isothermal (pers 20-18 allan foust hal 546)

$$\frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \Delta z \frac{g}{gc} + F + wf$$

$$-wf = \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \Delta z \frac{g}{gc} + F + wf;$$

$$\frac{\Delta V^2}{2gc} = \frac{V2^2 - V1^2}{2gc} = \frac{(2,59)^2 - 0^2}{2 \times 32,174} = 0,104 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

$$\frac{\Delta p}{\rho} = \frac{10795,68 \text{ lb/H}^2}{50,7431 \text{ lbm/ft}^3} = 212,75 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Delta z \frac{g}{gc} = 6,6 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$-wf = 0,104 + 212,75 + 6,6 + 0,56 = 220,014 \text{ ft.lbf/lbm}$$

. tenaga pompa (wHp)

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

$$\frac{220,014 \text{ ft.lbf/lbm} \times 50,7431 \text{ lb/ft}^3 \times 0,0269 \text{ ft}^3 / \text{dk}}{550 \text{ ft} \cdot \text{lbf/dtk} / 1Hp}$$

$$= 0,55 \text{ Hp}$$

Dari fig 14-37 peters hal 520 diperoleh μ untuk kapasitas minimal 20% - 40% (diambil $\mu = 20\%$)

$$BHp = \frac{WHP}{M} = \frac{0,55 \text{ Hp}}{0,20} = 2,75 \text{ Hp}$$

Untuk BHP = 2,75 (dari tig 14-30 peters hal 5-21) dipilih μ motor = 80%

Maka :

$$BHp = \frac{2,75 \text{ Hp}}{0,80} = 3,4375 \text{ Hp}$$

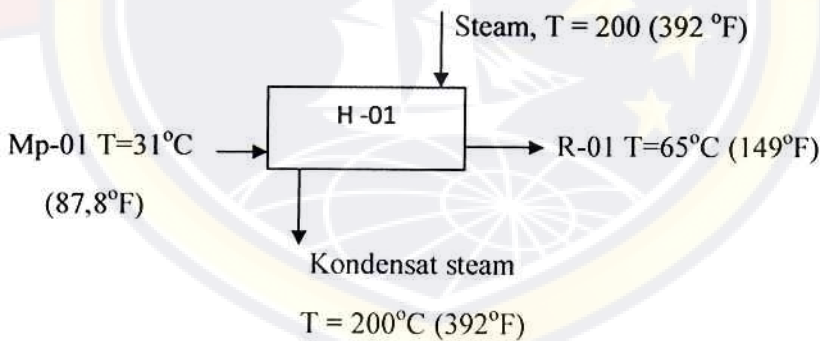
Digunakan pompa dengan daya 3,5 Hp

5.) **HEATER (H - 01)**

Kode alat = H-01

Fungsi = Menaikkan suhu larutan asetaldehid sebelum masuk reaktor R-01

Tipe = Shell and tube



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui :

- a. Beban panas heate H-01 ; $Q = 38138,9556 \text{ kkal/jam}$
 $= 151345,0619 \text{ BTU/jam}$

b. Rate massa fluida panas (steam) ; W :

$$W = 82,3558 \text{ kg/jam} = 181,4004 \text{ lb/jam}$$

c. Rate massa fluida dingin cair ; W:

$$W = 2229,6085 \text{ kg/jam} = 4911,0319 \text{ lb/jam}$$

1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
392	Suhu tinggi	149	243
392	Suhu rendah	87,8	304,2
0	beda	61,2	61,2

2. UD dan A

Sesuai tabel 8 kern hal 840 untuk fluida panas steam dan fluida dingin medium organik cair diketahui ; UD = 50-100 BTU/jam $\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$.
 UD = 60 BTU/jam $\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{15134,0619 \text{ BTU/jam}}{60 \text{ BTU/jam } \text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 272,5 \text{ } ^\circ\text{F}} = 9,26 \text{ ft}^2$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi ; kern tabel 9 hal 843

OD = 3/4 in

BWG = 16

ID = 0,62 in = 0,0157 ft

$a_0 = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$a^1t = 0,302 \text{ in}^2$

Pitch = 1 in triangular

Panjang = 2 ft

Jumlah tube (Nt) :

$$N_t = \frac{A}{a_0 \times L} = \frac{9,26 \text{ ft}^3}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 2 \text{ ft}} = 23,6 = 24 \text{ buah}$$

Sesuai tabel 9 kern hal 842 dipilih nilai yang mendekati Nt = 24 buah

Untuk OD 3/4 in dan pitdh triangular 1 in, didapat :

$$Id \text{ shell} = 8 \text{ in}$$

$$N_t = 24$$

$$\text{Passes} = 6$$

$$A \text{ terkoreksi} = N_t \times L \times a_0$$

$$= 24 \times 2 \times 0,1963$$

$$= 9,4224 \text{ ft}^2$$

$$UD \text{ terkoreksi} = \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t}$$

$$= \frac{151345,0619 \text{ BTU/jam}}{9,4224 \text{ ft}^2 \times 272,5^\circ\text{F}}$$

$$= 58,94 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(UD = 60 ; trial UD memenuhi)

3. Tube side (fluida dingin)

a. Luas aliran ; at

$$A_t = \frac{N_t \times a^1 t}{144 \times n} = \frac{24 \times 0,302}{144 \times 4} = 0,0126 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; Gt

$$G_t = \frac{W}{a^1 t} = \frac{4911,0319 \text{ lb/jam}}{0,0126 \text{ ft}^2} = 389764,4365 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan reynold ; ret

$$\text{Pada } t_c = \frac{(87,8 + 149)^{\circ}\text{F}}{2} = 118,4^{\circ}\text{F} \text{ didapat sifat-sifat fisik}$$

$$\text{Viscositas (M)} = 0,4598 \text{ lb/jam.ft}$$

$$\text{Konduktifitas panas (k)} = 0,095 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Kapasitas panas (c)} = 0,55 \text{ BTU/lb }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Ret} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 389764,4365 \text{ lb/jam ft}^2}{0,4598 \text{ lb/jam ft}} = 43825,1878$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam : hi

$$h_i = TH \left(\frac{K}{D} \right) \left(\frac{c.M}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{Mw} \right)^{0,14}$$

untuk Ret = 43825,1878 dari tg 24 kern didapat JH = 135

$$h_i = 135 \left(\frac{0,095}{0,0517} \right) \left(\frac{0,55 \times 0,4598}{0,095} \right)^{1/3} \cdot 1 = 343,8 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$h_{i_o} = h_i \left(\frac{ID}{OD} \right) = 343,8 \cdot \left(\frac{0,62}{0,75} \right) = 284,208 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

4. Shellside (fluida panas)

a. Luas aliran ; as

$$a_s = \frac{ID \times C^1 \times B}{144 \times PT} \rightarrow \text{dimana ; } C^1 = PT - OD = 1 - \frac{3}{4} = 0,25 \text{ in}$$

$$B = ID \text{ shell} / 5 = 8 / 5 = 1,6 \text{ in}$$

$$= \frac{8 \times 0,25 \times 1,6}{144 \times 1}$$

$$= 0,0222 \text{ H}^2$$

b. Kecepatan massa ; Gs

$$Gs = \frac{W}{as} = \frac{181,4004 \text{ lb/jam}}{0,0222 \text{ ft}^2} = 8171,1892 \text{ ft}^2$$

c. Bilangan reynold ; Res

$$Res = \frac{De \times Gs}{M}$$

Dimana : De = diameter ekivalen shell = 0,73 in = 0,0608 ft

Pada Tc = 392 °F didapat viskositas steam $\pi = 0,0387 \text{ lb/jam ft}$

$$Res = \frac{0,0608 \text{ ft} \times 8171,1892 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}}{0,0387 \text{ lb/jam ft}}$$

$$= 12837,4239$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar ; ho:

Untuk steam terkondensasi ho = 1500 BTU/jam Ft² °F

e. Koefisien perpindahan panas keseluruhan ; Uc

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{284,208 \times 1500}{284,208 + 1500} = 238,9363 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

5. Faktor pengotor ; Rd

$$Rd = \frac{Uc - UD}{Uc \times Ud} = \frac{234,9363 - 58,94}{238,9363 \times 58,94} = 0,013 \text{ jam ft}^2 \text{ °F/BTU}$$

Rd desain > Rd minimum ; 0,0030 maka desain heater memenuhi

6. Pressure drop (penurunan tekanan)

a. Tube side ; Δpt

$$\Delta pt = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot S}$$

Dari tig 26 kern untuk $Re_t = 43825,1878$ didapat faktor fraksi

$$F = 0,00018 \text{ H}^2/\text{in}^2$$

L = Panjang tube = 2 ft

D = Diameter dalam tube = 0,0517 ft

S = Spesifikasi grafiti = 0,78

n = Jumlah passes = 2

$$\Delta p_t = \frac{0,00018 \times (389764,4365)^2 \times 2 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0517 \times 0,78} = 0,052 \text{ psi}$$

Δp_t hitung < Δp_t maksimum = 10 psi (untuk aliran cair) maka desain tube layak digunakan.

b. shell side ; ΔP_s

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

Dari tig 29 kern untuk $Re_s = 12837,4239$ didapat faktor friksi.

$$f = 0,0020$$

$$N+1 = 12 \times (L/B) = 12 \times (2/1,6) = 15 \text{ ft}$$

$$D_s = \text{diameter dalam shell} = 8 \text{ in} = 0,6667 \text{ ft}$$

$$D_e = \text{diameter ekivalen shell} = 0,0608 \text{ ft}$$

S = spesifik grafiti

Steam pada suhu 200°C dan tekanan $16,0 \text{ kgf/cm}^2$ dari tabel steam diketahui volume spesifik = $0,0193 \text{ ft}^3/\text{lb}$ maka spesifik grafiti,

$$S = \frac{1}{0,0193 \text{ ft}^3/\text{lb} \times 62,43 \text{ lb}/\text{ft}^3} = 0,83$$

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left(\frac{0,002 \times (8171,1892)^2 \times 0,6667 \times 15}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,83} \right)$$

$$= 0,0003 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_s \text{ hitung} < \Delta P_s \text{ maksimum} = 2 \text{ Psi}$$

Untuk aliran gas maka desain shell layak digunakan

6.) FILTER UDARA (FD - 01)

Fungsi = Menyaring udara dari debu dan kotoran sebelum dialirkan ke Reaktor

Kebutuhan udara (M) = 5828,0895 kg/jam = 12837,2015 lb/jam

konsentrasi debu atau kotoran diudara pada daerah industri berkisar 2,0 gr/100 ft³ (perrys edisi 6 tabel 20-38).

Dari tabel 20-43 perrys edisi 6, kelompok filter yang sesuai adalah high efficiency partikulate air (HEPA) dengan spesifikasi filter :

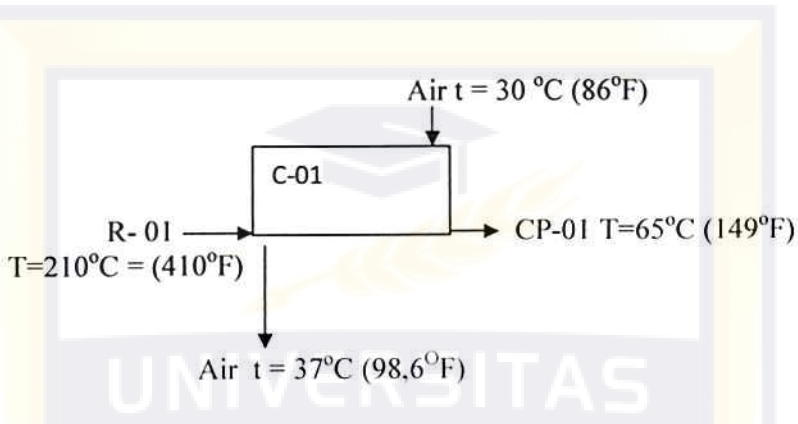
Tipe	= HEPA
Ukuran	= 24 x 24 in
Kapasitas	= 1000 ft ³ /menit
Jumlah	= 10 buah

7.) COOLER (C - 01)

Code alat = C-01

Fungsi = menurunkan suhu udara pengoksidasi keluar

Compressor cp-01



1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
410	Suhu tinggi	98,6	311,4
149	Suhu rendah	86	63
261	beda	12,6	248,4

$$LMTD = \frac{248,4 \text{ } ^\circ\text{F}}{\ln\left(\frac{311,4}{63}\right)} = 155 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{261}{12,6} = 20,7$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} = \frac{12,6}{410 - 86} = 0,04$$

Dari tig 18 kern untuk HE 1-2 didapat Ft = 0,975

Maka :

$$\begin{aligned}\Delta t &= \text{LMTD} \times \text{Ft} \\ &= 155 \times 0,975 = 151 \text{ } ^\circ\text{F}\end{aligned}$$

2. UD dan A

Sesuai tabel 8 kern 840 untuk fluida panas gas dan fluida dingin air diketahui $U_d = 2 - 50 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ trial $U_d = < 2 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{820312,3730 \text{ BTU/jam}}{42 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 151 \text{ } ^\circ\text{F}} = 129,35 \text{ ft}^2$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi (kern tabel 10 hal 843)

$$\text{OD} = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{ID} = 0,620 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$a_0 = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a^1t = 0,302 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in triangular}$$

$$\text{Panjang} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{a_0 \times L} = \frac{129,35 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} = 82,3 \text{ buah}$$

Dari tabel 9 kern hal 842 dipilih nilai yang mendekati, $n_t = 82,3$ buah

dan pitch triangular 1 in didapat :

$$\text{ID shell} = 12 \text{ in}$$

$$N_t = 82$$

$$\text{Passes} = 2$$

$$\begin{aligned} A_{\text{terkoreksi}} &= N_t \times L \times a_o \\ &= 82 \times 8 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 128,8 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{UD terkoreksi} &= \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times \Delta t} \\ &= \frac{820312,3730 \text{ BTU/jam}}{128,8 \text{ ft}^2 \times 151 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 42,2 \text{ BTU/jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Tube side (fluida panas)

a. Luas aliran ; a_t

$$a_t = \frac{N_t \times a^1 t}{144 \times n} = \frac{82 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,086 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; G_t

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{65046,7960 \text{ lb/jam}}{0,0860 \text{ ft}^2} = 756358,0934 \text{ lb/jam ft}^2$$

c. Bilangan reynold ; Re_t

Pada $t_c = (86 + 98,6)/2 = 92,3 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat sifat-sifat fisik fluida dingin :

$$\text{Viskositas (M)} = 0,5989 \text{ lb/jam ft}$$

$$\text{Konduktifitas panas (k)} = 0,3682 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\text{Kapasitas panas (c)} = 1 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

$$Re_t = \frac{D \cdot G_t}{M} = \frac{0,0517 \times 756358,0934}{0,5989} = 65292,5587$$

koefisien perpindahan panas bagian dalam ; hi

$$hi = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot M}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{Mw} \right)^{0,14}$$

Untuk Ret = 65292,5587 dari tig 24 kern didapat JH = 170

$$hi = 170 \left(\frac{0,3682}{0,0517} \right) \left(\frac{1 \times 0,5989}{0,3682} \right)^{1/3} (1) = 1423,8547 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$hi_o = hi \times ID/OD$$

$$= 1423,8547 \times \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 1177,0533 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Shell side (fluida dingin)

a. Luas aliran ; As

$$As = \frac{ID \cdot C^1 \cdot B}{144 \cdot PT}$$

Dimana :

$$C^1 = PT - OD = 1 - \frac{3}{4} = 0,25 \text{ in}$$

$$B = ID \text{ shell}/5 \text{ (buffle minimum)} = 10/5 = 2 \text{ in}$$

$$As = \frac{ID \cdot C^1 \cdot B}{144 \cdot PT} = \frac{10 \times 0,25 \times 2}{144 \times 1} = 0,0347 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; Gs

$$Gs = \frac{W}{As} = \frac{12837,2015 \text{ lb/jam}}{0,0347 \text{ ft}^2} = 369948,1700 \text{ lb/jam ft}^2$$

c. Bilangan reynold ; Res

$$Res = \frac{De \cdot Gs}{M}$$

Dimana ; De = diameter ekivalen shell = 0,73 in = 0,0608 ft

Pada $tc = (149 + 410)/2 = 279,5$ didapat sifat-sifat fluida panas

Viskositas (M) = 0,05324 lb/jam ft

Konduktifitas panas (k) = 0,0199 BTU/jam.ft² (°F/ft)

Kapasitas panas (c) = 0,0255 BTU/lb°F

$$\begin{aligned} Res &= \frac{0,0608 \text{ ft} \times 369948,1700 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2}{0,05324 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2} \\ &= 422480,2542 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; ho

$$ho = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot M}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{Mw} \right)^{0,14}$$

untuk $Res = 422480,2542$ dari tig 28 kern didapat $JH=380$

$$\begin{aligned} ho &= 380 \left(\frac{0,0199}{0,0608} \right) \left(\frac{0,0255 \times 0,05324}{0,0199} \right)^{1/3} (1) \\ &= 50,8208 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F} \end{aligned}$$

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih ; Uc

$$\begin{aligned} Uc &= \frac{hio \times ho}{hio + ho} \\ &= \frac{1177,0533 \times 50,8208}{1177,0533 + 50,8208} = 48,7174 \text{ BTU/jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ °F} \end{aligned}$$

6. Faktor pengotor ; Rd

$$Rd = \frac{Uc - UD}{Uc \times UD} = \frac{48,7174 - 42,2}{48,7174 \times 42,2} = 0,0032$$

Rd desain > Rd minimum = 0,001 maka desain cooler digunakan

7. Pressure drop

a. Tube side; Δp_t

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot g t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s}$$

Dari tig 26 kern untuk $Re_t = 43825,1878$ didapat faktor fraksi

$$F = 0,00016$$

$$L = \text{Panjang tube} = 8 \text{ ft}$$

$$D = \text{Diameter dalam tube} = 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$S = \text{Spesifikasi grafiti} = 1$$

$$n = \text{Jumlah passes} = 2$$

$$\Delta p_t = \frac{0,00016 \times (756358,0934)^2 \times 8 \text{ ft} \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0517 \times 1} = 0,54 \text{ Psi}$$

$$\Delta p_t \text{ dihitung} < \Delta p_r \text{ maksimum} = 10 \text{ psi}$$

Untuk aliran cairan, maka desain tube cooler layak digunakan

b. Shell side; p_q

$$\Delta p_q = 1/2 \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times D_e \times S} \right)$$

Dari tig 29 kern untuk $Re_g = 422480,2542$

didapat faktor friksi

$$f = 0,0011$$

$$s = \text{Spesifik grafity} = 0,6320$$

$$N + 1 = 12 + (L/B) = 12 \times (8/2)$$

$$= 48 \text{ ft}$$

$D_g = \text{Diameter dalam shell} = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$

$D_c = \text{Diameter ekivalen shell} = 0,0608 \text{ ft}$

$$\Delta p_{pq} = \frac{1}{2} \left(\frac{0,0011 \times (369948,1700)^2 \times 0,8333 \times 48}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,6320} \right)$$

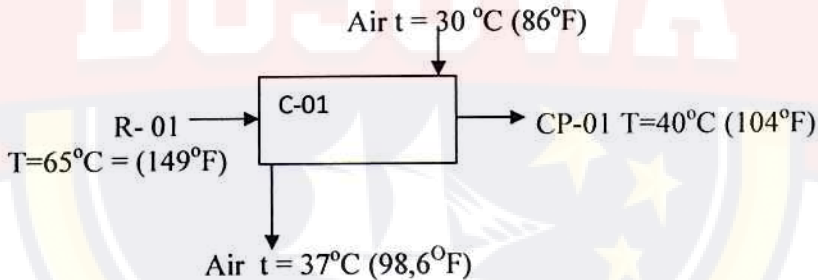
= 1,50 psi

$\Delta p_{pq} \text{ hitung} < \Delta p_{pq} \text{ maksimum} = 2 \text{ psi}$, maka desain layak digunakan

8.) COOLER II (C - 02)

Kode alat = C - 02

Fungsi = Menurunkan suhu gas keluar reaktor sebelum masuk absorber AB - 01



Beban panas ; $Q = 32596,4223 \text{ kkal/jam} = 129350,8821 \text{ BTU/jam}$

1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
149	Suhu tinggi	98,6	50,4
104	Suhu rendah	86	18
45	beda	12,6	32,4

$$LMTD = \frac{32,4}{\ln\left(\frac{50,4}{18}\right)} = 31,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{45}{12,6} = 3,6$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} = \frac{12,6}{149 - 86} = 0,2$$

Dari tig 18 kern untuk HE 1-2 didapat Ft = 0,98

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta t &= LMTD \times Ft \\ &= 31,5 \times 0,98 = 30,87 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2. UD dan A

Sesuai tabel 8 kern hal 840 untuk fluida panas gas dan fluida dingin air diketahui Ud = 2 – 50 BTU/jam ft² °F

Trial Ud = 32,5 BTU/jam ft² °F

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{129350,8821 \text{ Btu/jam}}{32,5 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 30,87 \text{ } ^\circ\text{F}} = 129 \text{ ft}^2$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi (kern tabel 10 hal 843)

OD = 3/4 in

BWG = 16

ID = 0,620 in = 0,0517 ft

a₀ = 0,1963 ft²/ft

a¹t = 0,302 in

Pitch = 1 in triangular

Panjang = 8 ft

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{a_o \times L} = \frac{129 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} = 82 \text{ buah}$$

Dari tabel 9 kern hal 842 dipilih nilai yang mendekati, $n_t = 82$ buah

dan pitch triangular 1 in didapat :

ID shell = 12 in

$N_t = 82$ buah

Passes = 2

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a_o \\ &= 82 \times 8 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

$$= 128,8 \text{ ft}^2$$

$$\text{UD terkoreksi} = \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t}$$

$$= \frac{129350,8821 \text{ BTU/jam}}{128,8 \text{ ft}^2 \times 30,87 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 32,5 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

3. Tube side (fluida panas)

a. Luas aliran ; a_t

$$a_t = \frac{N_t \times a^{1t}}{144 \times n} = \frac{82 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,0860 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; G_t

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{10256,8982 \text{ lb/jam}}{0,0860 \text{ ft}^2} = 119266,2581 \text{ lb/jam ft}^2$$

c. Bilangan Reynold ; Ret

Pada $t_c = (86 + 98,6)/2 = 92,3$ °F didapat sifat-sifat fisik fluida dingin :

Viskositas (M) = 0,5989 lb/jam ft

Konduktifitas panas (k) = 0,3682 BTU/jam ft² (°F/ft)

Kapasitas panas (c) = 1 BTU/lb °F

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{D \cdot G_t}{M} \\ &= \frac{0,0517 \times 119266,2581}{0,5989} \\ &= 10295,6513 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_i

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot M}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{M_w} \right)^{0,14}$$

untuk Ret = 10295,6513 dari tig 24 kern didapat JH = 40

$$\begin{aligned} h_i &= 40 \left(\frac{0,3682}{0,0517} \right) \left(\frac{1 \times 0,5989}{0,3682} \right)^{1/3} (1) \\ &= 335,0246 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F} \end{aligned}$$

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

$$= 335,0246 \times \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 276,95 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

4. Shell side (fluida dingin)

a. Luas aliran ; A_s

$$A_s = \frac{ID \cdot C^1 \cdot B}{144 \cdot PT}$$

Dimana :

$$C^1 = PT - OD = 1 - \frac{3}{4} = 0,25 \text{ in}$$

$$B = ID \text{ shell}/5 \text{ (buffle minimum)} = 12/5 = 2,4 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{ID \cdot C^1 \cdot B}{144 \cdot PT} = \frac{12 \times 0,25 \times 2,4}{144 \times 1} = 0,05 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; G_s

$$G_s = \frac{W}{A_s} = \frac{11629,7802}{0,05 \text{ ft}^2} = 232595,6040 \text{ lb/jam ft}^2$$

c. Bilangan reynold ; Res

$$Res = \frac{De \cdot G_s}{M}$$

Dimana ; De = diameter ekivalen shell = 0,73 in = 0,0608 ftPada $t_c = (104 + 149)/2 = 126,5$ °F didapat sifat-sifat fluida

panas

$$\text{Viskositas (M)} = 0,1145 \text{ lb/jam ft}$$

$$\text{Konduktifitas panas (k)} = 0,016 \text{ BTU/jam.ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\text{Kapasitas panas (c)} = 0,98 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$Res = \frac{0,0608 \text{ ft} \times 232595,6040 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2}{0,1145 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2}$$

$$= 123576,9948$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; ho

$$h_o = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot M}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{Mw} \right)^{0,14}$$

Untuk Res = 123576,9948 dari tig 28 kern didapat JH=85

$$h_o = 85 \left(\frac{0,016}{0,0608} \right) \left(\frac{0,98 \times 0,1145}{0,016} \right)^{1/3} \quad (1)$$

$$= 42,7925 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih ; Uc

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{276,95 \times 42,7925}{276,95 + 42,7925}$$

$$= 37,0654 \text{ BTU/jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

6. Faktor pengotor ; Rd

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{37,0654 - 32,5}{37,0654 \times 32,5} = 0,0038$$

Rd desain > Rd minimum = 0,0030 maka desain cooler digunakan

7. Presure drop

a. Tube side; Δpt

$$\Delta p_{pt} = \frac{f \cdot g t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s}$$

Dari tig 26 kern untuk Ret = 10295,6513 didapat faktor fraksi

$$F = 0,00026$$

$$L = \text{Panjang tube} = 8 \text{ ft}$$

$$D = \text{Diameter dalam tube} = 0,62 \text{ in} = 0,0507 \text{ ft}$$

S = Spesifikasi grafiti = 1

n = Jumlah passes = 2

$$\Delta p_t = \frac{0,00026 \times (119266,2581)^2 \times 8 \text{ft} \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0517 \times 1} = 0,022 \text{ Psi}$$

Δp_t dihitung < Δp_r maksimum = 10 psi

Untuk aliran cairan, maka desain tube cooler layak digunakan

b. Shell side; pq

$$\Delta p_{pq} = 1/2 \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times D_e \times S} \right)$$

Dari tig 26 kern untuk Reg = 123576,9948 didapat faktor friksi

$$f = 0,0014$$

s = Spesifik grafity = 0,47

$$N + 1 = 12 + (L/B) = 12 \times (8/1,6) \\ = 60 \text{ ft}$$

Dg = Diameter dalam shell = 12 in = 1 ft

Dc = Diameter ekivalen shell = 0,0608 ft

$$\Delta p_{pq} = 1/2 \left(\frac{0,0014 \times (232595,604)^2 \times 1 \times 60}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,47} \right) \\ = 1,75 \text{ psi}$$

Δp_{pq} hitung < Δp_{pq} maksimum = 2 psi, maka desain layak digunakan

9.) ABSORBER (AB – 01)

Kode alat = AB – 01

Fungsi = Menyerap asetaldehid yang ada dalam campuran gas dengan menggunakan air

Tipe = Packed column

Kondisi operasi = Suhu = 40 °C (104 °F)

Tekanan = 2,75 atm (144,425 psi)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	gas	liquid	gas	Liquid
O ₂	630,4998	-	630,4998	-
N ₂	4470,0885	-	4470,0885	-
C ₂ H ₄ O	179,3319	-	8,9274	170,4045
H ₂ O	-	2598,6880	-	2598,6880
Total	5279,9202	2598,6880	5109,5157	2769,0925
	7878,6082		7878,6082	

BM rata-rata gas masuk = 28,7852 lb/lbmol

$$\text{Densitas gas masuk (PG)} : \frac{\text{BM}}{V} \times \frac{T_1}{T_2} \times \frac{P_2}{P_1}$$

Dimana : V = 359 ft³/lbmol (volume gas ideal pada kondisi standar T = D°C (492°R)

Dan P = 1 atm (14,7 psi)

$$PG = \frac{28,7852 \text{ lb/lbmol}}{359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} \times \frac{492^\circ\text{R}}{564^\circ\text{R}} \times \frac{144,425 \text{ psi}}{14,70 \text{ Psi}} = 0,69 \text{ lb/ft}^3$$

Densitas liquid keluar (Pq) = 62,43 lb/ft³

a. Menentukan diameter kolam

$$\frac{L^>}{G^>} \left(\frac{PG}{PL} \right)^{0,5}$$

Dimana:

$$\begin{aligned} L^> &= \text{rate liquid keluar} \\ &= 2769,0925 \text{ kg/jam} = 6099,3227 \text{ lb/jam} \\ G^> &= \text{rate gas masuk} \\ &= 5279,9202 \text{ kg/jam} = 11629,7802 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Maka :

$$\frac{L^>}{G^>} \left(\frac{PG}{PL} \right)^{0,5} = \frac{6099,3227}{11629,7802} \left(\frac{0,69}{62,43} \right)^{0,5} = 0,055$$

Untuk absis $\frac{L^>}{G^>} \left(\frac{PG}{PL} \right)^{0,5} = 0,055$ pada keadaan flooding (banjar)

Dari gambar 22-4 hal 167 OTK jilid 2 didapat

$$\frac{GG^2 \cdot Fp \cdot ML^{0,1}}{gc (PL - PG) PG} = 0,18$$

Dimana :

$$\begin{aligned} GG &= \text{kecepatan massa gas ; lb/H}^2 \cdot \text{dtk} \\ Fp &= \text{faktor ; H}^{-1} \\ ML &= \text{viskositas liquid ; CP} \\ \rho L &= \text{densitas liquid ; lb/cuft} \\ \rho G &= \text{densitas gas ; lb/cuft} \\ gc &= \text{faktor konversi ; } 32,174 \text{ ft.lbf/lbf.ft}^2 \end{aligned}$$

dirancang menggunakan packing jenis keramik cicin tashing lin dari tabel 22-1 hal 165 OTK jilid 2, sehingga didapat nilai $F_p=155$ maka kecepatan massa gas pada konisi flooding adalah:

$$GG = \left[\frac{0,18 - g_c (\rho_L - \rho_G) \rho_G}{F_p \cdot ML^{0,1}} \right]^{0,5}$$

$$GG = \left[\frac{0,18 \times 32,174 \text{ ft.lbf.dt}^2 (62,43 \text{ lb/ft}^3 - 0,69 \text{ lb/ft}^3) 0,69 \text{ lb/ft}^3}{155 \text{ ft} \cdot 1,35^{0,1}} \right]^{0,5}$$

$$= 1,24 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{dtk}$$

Diketahui laju air massa gas masuk = 11629,7802 lb/jam = 3,23 lb/dtk
 maka, luas penampang kolom (A) :

$$A = \frac{3,23 \text{ lb/dtk}}{1,24 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{dtk}} = 2,61 \text{ ft}^2$$

Diameter kolom (D)

$$D = \left[\frac{A}{\frac{1}{4} \pi} \right]^{0,5} = \left(\frac{2,61 \text{ ft}^2}{\frac{1}{4} \cdot 3,14} \right)^{0,5} = 1,8 \text{ ft} = 0,55 \text{ m}$$

b. Menentukan tinggi kolom packing (Z)

Perhitungan difusivitas gas C_2H_4O didalam gas menggunakan persamaan (21-25) OTK jilid = hal 137

$$DV = \frac{0,01498 T^{1,81} \left(\frac{1}{MA} + 1/MB \right)^{0,5}}{P(TCA^{0,4} + TCB^{0,4})^{0,1405} (VCA^{0,4} + VCB^{0,4})^2}$$

Dimana :

DV = difusivitas

T = suhu ; °K

MA = berat molekul C_2H_4O = 44 gr/grmol

MB = suhu molekul N₂ = 28 gr/grmol

TCA = suhu kritis ; 461 °K

TCB = suhu kritis ; 126,2 °K

VCA = volume kritis C₂H₄O ; cm³/grmol

VCB = volume kritis N₂ ; cm³/grmol

P = Tekanan operasi ; atm

Dimana :

$$VCA = \frac{BM \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}}{\text{densitas kritis C}_2\text{H}_4\text{O}}$$

$$= \frac{44 \text{ kg/kgmol}}{0,46 \text{ gr/cm}^3} = 95,65 \text{ cm}^3/\text{grmol}$$

$$VCB = \frac{BM \text{ N}_2}{\text{densitas kritis N}_2}$$

$$= \frac{28 \text{ kg/kgmol}}{0,313 \text{ gr/cm}^3} = 89,46 \text{ cm}^3/\text{grmol}$$

Maka :

$$DV = \frac{0,01498 \times 313^{1,81} \left(\frac{1}{MA} + 1/28\right)^{0,5}}{2,75 (461 \times 126,2)^{0,1405} (95,65^{0,4} + 89,46^{0,4})^2}$$

$$= 0,062 \text{ cm}^2/\text{dtk}$$

Angka schmidt untuk gas :

$$NSC = DV = \frac{M}{\rho \cdot DV}$$

Dimana :

$$M = \text{Viskositas campuran gas} = 2,45 \cdot 10^{-3} \text{ gr/cm} \cdot \text{dtk}$$

$$P = \text{Densitas campuran gas} = 0,011 \text{ gr/cm}^3$$

$$DV = \text{Difusivitas} = 0,062 \text{ cm}^2/\text{dtk}$$

Sehingga :

$$N_{Sc} = DV = \frac{2,45 \cdot 10^{-3} \text{ gr/cm} \cdot \text{dtk}}{0,011 \text{ gr/cm}^3 \times 0,062 \text{ cm}^2/\text{dtk}} = 35,9$$

Perhitungan tinggi satuan perpindahan berdasarkan fase gas (HG) menggunakan pers 22-35 ; M_c – cabe, untuk menaksir nilai HG absorpsi gas dalam air.

$$HG = HG_{NH_3} \left(\frac{N_{Sc}}{0,66} \right)^{0,5}$$

Dari tabel 22-1 untuk packing jenis keramik cincin 1 in didapat nilai

$$F_p = 1,52$$

Sehingga :

$$HG_{C_2H_4O} = 1,4 \left(\frac{35,9}{0,66} \right)^{0,5} \left(\frac{1}{1,52} \right) \left(\frac{GG_{C_2H_4O}}{GG_{NH_3}} \right)^{0,3} \left(\frac{GL_{H_2O^1}}{GL_{H_2O}} \right)^{0,40}$$

Dimana :

$$GG_{C_2H_4O} = \text{kecepatan massa gas} = 151,3426 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$GG_{NH_3} = 500 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \text{ (dari perhitungan)}$$

$$GL_{H_2O^1} = 1000 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \text{ (dasar perhitungan)}$$

$$GL_{H_2O} = 2193,0963 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \text{ (H}_2\text{O penyerap)}$$

$$HG_{C_2H_4O} = 1,4 \left(\frac{35,9}{0,66} \right)^{0,5} \left(\frac{1}{1,52} \right) \left(\frac{151,3426}{500} \right)^{0,3} \left(\frac{100}{2193,0967} \right)^{0,40}$$

$$= 3,5 \text{ ft}$$

Perhitungan tinggi satuan perpindahan berdasarkan fase liquid (HL).

Perhitungan difusivitas gas C_2H_4O didalam zat cair (H_2O)

menggunakan pers 21-27 OTK jilid 2 hal 139

$$DV = \frac{13,26 \cdot 10^{-5}}{ML^{1,4} \cdot VA^{0,589}}$$

Dimana :

$$ML = \text{Viskositas air ; } CP = 1,22$$

$$VA = \text{Volume molar zat terlarut ; } cm^3/grmol$$

$$VA_{C_2H_4O} = \frac{BM_{C_2H_4O}}{\rho_{C_2H_4O}} = \frac{44 \text{ gr/grmol}}{0,78 \text{ gr/cm}^3} = 56,41$$

$$DV = \frac{13,26 \cdot 10^{-5}}{(1,22)^{1,4} \cdot (56,41)^{0,589}} = 9,83 \cdot 10^{-6} \text{ cm}^3/dtk$$

Angka schmidt :

$$NSc = \frac{M}{\rho \cdot DV}$$

$$= \frac{0,0122 \text{ gr/cm} \cdot dtk}{1 \text{ gr/cm}^3 \cdot 9,83 \cdot 10^{-6} \text{ cm}^2/dtk} = 1241,0987$$

Dari persamaan 22-30 OTK jilid 2 hal 183 dengan faktor koreksi fp dan $NSc=381$ untuk O_2 dalam air pada $25^\circ C$ sebagai dasar perhitungan.

Maka didapatkan nilai :

$$HL_{C_2H_4O} = 0,9 \left(\frac{1241,0987}{381} \right)^{0,5} \left(\frac{1}{1,52} \right) \left(\frac{151,3426}{1506} \right)^{0,3}$$

$$= 0,54$$

Sehingga satuan perpindahan menyeluruh berdasarkan fase gas :

$$\begin{aligned}
 HoG &= HG + \left(\frac{GG}{GL}\right)^{HL} \\
 &= 3,5 + \left(\frac{11629,7802}{6099,3227381}\right)^{0,54} \\
 &= 3,5 + 1,03 = 4,53 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan jumlah satuan perpindahan berdasarkan fase gas

$$\begin{aligned}
 NOG &= \int_{y_2}^{y_1} \\
 &= \ln (y_1 - y_2) = \ln y_1 / y_2
 \end{aligned}$$

Dimana : y_1 = fraksi mol gas C_2H_4O masuk = 0,0227

y_2 = fraksi mol gas C_2H_4O keluar = 0,0011

Maka :

$$NOG = \ln \left(\frac{0,0227}{0,0011}\right) = 3$$

Sehingga tinggi kolom packing

$$\begin{aligned}
 Z &= HOG \times NOG \\
 &= 4,53 \times 3 \\
 &= 13,6 \text{ H}
 \end{aligned}$$

Dirancang tinggi ruang kosong diatas dan dibawah packing, masing-masing diambil 2 ft.

Sehingga tinggi silinder kolom (H) :

$$H = 13,6 \text{ ft} + (2 \times 2 \text{ ft}) = 17,6 \text{ ft}$$

c. Tebal shell (ts)

Digunakan pers 13-1 brownell & young hal 254

$$ts = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 P} + C \quad P = \text{tekanan design ; psi}$$

diambil faktor keamanan perancangan 20%

maka P design = 1,20 x 2,75 atm

$$= 3,3 \text{ atm} = 48,51 \text{ psi}$$

Bahan konstruksi yang digunakan :

Carbon steel SA - 212 grade A dengan tegangan yang diizinkan

f = 16250 psi.

Efisiensi pengelasan (E) = 80%

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Jari-jari kolom (r) = $\frac{1}{2}$ (D) = $\frac{1}{2}$ (1,8) = 0,9 ft = 10,8 in

$$Ts = \frac{48,51 \text{ psi} \times 10,8 \text{ in}}{(16250 \text{ psi} \times 0,80) - (0,6 \times 48,51 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,165 \text{ in}$$

Digunakan tebal tutup standar = 3/16 in = 0,48 cm

d. Perancangan tutup

1. Tinggi tutup (OA)

$$OD = ID + 2 ts$$

$$= (1,8 \times 12) + (2 \times 3/16) = 21,975 \text{ in}$$

$$rc = OD = 21,975 \text{ in}$$

$$\text{Inside crown radius ; } lcr = 0,06 \times rc$$

$$= 0,06 \times 21,975 \text{ in} = 1,3185 \text{ in}$$

Dari tabel 54 87 brownell & young untuk tebal tutup didapat nilai

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ in (diambil } Sf = 2 \text{ in)}$$

$$AB = ID/2 - lcr = (21,6/2) - 1,3185 = 9,4815 \text{ in}$$

$$Bc = r - lcr = 21,975 \text{ in} - 1,3185 = 20,6565 \text{ in}$$

$$B = r - \sqrt{Bc^2 + AB^2}$$

$$= 21,975 - \sqrt{(20,6565)^2 \text{ in} + (9,4815)^2}$$

$$= 3,62 \text{ in} = 0,302 \text{ ft}$$

Sehingga tinggi tutup (OA) adalah :

$$OA = th + b + Sf$$

$$= 3/16 + 0,302 + 2 = 2,4895 \text{ in} = 0,21 \text{ ft}$$

2. Tebal tutup (head)

Dirancang tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head, tebal head dihitung dengan menggunakan pers 13-12 brownell & young hal 25

$$th = \frac{0,885 \times 48,51 \text{ psi} \times 21,975 \text{ in}}{(16250 \text{ psi} \times 0,80) - (0,1 \times 48,51 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,198 \text{ in}$$

Diambil tebal tutup standar (th) = 3/16 in = 0,48 cm

Jadi tinggi total kolom absorber (ZT)

$$ZT = \text{Tinggi silinder kolom} + 2 (\text{tinggi tutup})$$

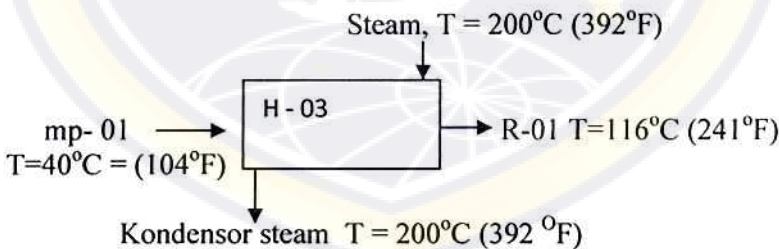
$$= 17,6 \text{ ft} + 2 (0,21 \text{ ft}) = 18,02 \text{ ft} = 5,5 \text{ m}$$

10.) HEATER III (H – 03)

Kode alat = H - 03

Fungsi = menaikkan suhu larutan keluar absorber sebelum masuk destilasi

Tipe = shell & tube



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan recana panas diketahui :

- a. Beban panas heater H-03; Q = 206604,3864 kkal/jam
= 819858,6762 BTU/jam

b. Rate massa fluida panas (team) ; w

$$W = 446,1334 \text{ kg/jam} = 982,6727 \text{ lb/jam}$$

c. Rate massa fluida dingin (cairan) ; w

$$W = 2769,0925 \text{ kg/jam} = 6099,3227 \text{ lb/jam}$$

1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
392	Suhu tinggi	241	151
392	Suhu rendah	104	288
0	beda	137	137

$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{137}{\ln\left(\frac{288}{151}\right)} = 212 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. UD dan A

Sesuai tabel 8 kern hal 840 untuk fluida panas steam dan fluida dingin gas diketahui

$$UD = 50 - 100 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Triad Ud} = 82 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{819858,6762 \text{ BTU/jam}}{82 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 212 \text{ } ^\circ\text{F}} = 47,1617 \text{ ft}^2$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi (kern tabel 9 hal 843)

$$OD = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$ID = 0,620 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$a_0 = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a^1t = 0,302 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in triangular}$$

$$\text{Panjang} = 8 \text{ ft}$$

Jumlah tube (Nt)

$$Nt = \frac{A}{a_0 \times L} = \frac{47,1617 \text{ ft}^3}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} = 30 \text{ buah}$$

Sesuai tabel 9 kern hal 842 dipilih nilai yang mendekati, Nt= 30 buah.

Untuk OD $\frac{3}{4}$ in dan pitch triangular 1 in didapat :

$$\text{ID shell} = 8 \text{ in}$$

$$Nt = 30 \text{ buah}$$

$$\text{Passes} = 2$$

$$A \text{ terkoreksi} = Nt \times L \times a_0$$

$$= 30 \times 8 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 47,112 \text{ ft}^2$$

$$\text{UD terkoreksi} = \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t}$$

$$= \frac{819858,6762 \text{ BTU/jam}}{47,112 \text{ ft}^2 \times 212 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 82,1 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

(UD = 82; trial UD memenuhi)

3. Tube side (fluida panas)

a. Luas aliran ; at

$$at = \frac{Nt \times a^1 t}{144 \times n} = \frac{30 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,0315 \text{ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; Gt

$$Gt = \frac{W}{at} = \frac{6099,3227 \text{ lb/jam}}{0,0315 \text{ ft}^2} = 193629,2921 \text{ lb/jam ft}^2$$

c. Bilangan reynold ; Ret

Pada $t_c = (104 + 116)^\circ\text{F}/2 = 110^\circ\text{F}$ didapat sifat-sifat fisik

Viskositas (M) = 0,3552 lb/jam ft

Konduktifitas panas (k) = 0,035 BTU/jam ft^2 ($^\circ\text{F}/\text{ft}$)

Kapasitas panas (c) = 0,35 BTU/lb $^\circ\text{F}$

$$Ret = \frac{0,0517 \text{ft} \times 193629,2921 \text{ lb/jam ft}^2}{0,3552} = 28220,4209$$

Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_i

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot M}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{M_w} \right)^{0,14}$$

untuk $Ret = 28220,4209$ dari tig 24 kern didapat $JH = 150$

$$h_i = 150 \left(\frac{0,35}{0,0517} \right) \left(\frac{0,35 \times 0,3552}{0,035} \right)^{1/3} (1) = 154,9386 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$h_{i_o} = h_i \text{ ID/OD}$

$$= 154,9386 \frac{0,62}{0,75} = 128,0826 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Shell side (fluida dingin)

a. Luas aliran ; A_s

$$A_s = \frac{ID \cdot C^1 \cdot B}{144 \cdot PT}$$

Dimana :

$$C^1 = PT - OD = 1 - \frac{3}{4} = 0,25 \text{ in}$$

$$B = ID \text{ shell}/5 = 8/5 = 1,6 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{ID \cdot C^1 \cdot B}{144 \cdot PT} = \frac{8 \times 0,25 \times 1,6}{144 \times 1} = 0,0222 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; G_s

$$G_s = \frac{W}{A_s} = \frac{982,6727 \text{ lb/jam}}{0,0222 \text{ ft}^2} = 44264,5360 \text{ ft}^2$$

c. Bilangan Reynold ; Res

$$Res = \frac{De \cdot G_s}{M}$$

Dimana ; De = diameter ekivalen shell = 0,73 in = 0,0608 ftPada $t_c = 392$ °F didapat viskositas steam ; $M = 0,0387$ lb/jam.ft

$$Res = \frac{0,0608 \text{ ft} \times 44264,5360 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}}{0,0387 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}}$$

$$= 69542,2168$$

d. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih ; U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{128,0826 \times 1500}{128,0826 + 1500} = 118,0062 \text{ BTU/jam} \cdot \text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Koefisien perpindahan panas bagian luar ; ho

Untuk steam terkondensasi ho = 1500 BTU/jam ft² °F

5. Faktor pengotor ; Rd

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{118,0062 - 82,1}{118,0062 \times 82,1} = 0,0037 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/BTU}$$

Rd desain > Rd minimum = 0,0030 maka desain heater memenuhi

6. Pressure drop (penurunan tekanan)

a. Tube side; Δpt

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot g t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s}$$

Dari tig 26 kern untuk Ret = 28220,4209 didapat faktor fraksi

$$F = 0,0002$$

L = panjang tube = 8 ft

D = diameter dalam tube = 0,62 in = 0,0517 ft

S = spesifikasi grafiti = 0,78

n = jumlah passes = 2

$$\Delta P_t = \frac{0,0002 \times (193629,2921)^2 \times 8 \text{ft} \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0517 \times 0,78} = 0,06 \text{ Psi}$$

ΔPt dihitung < Δpr maksimum = 10 psi (Untuk aliran cairan)

maka desain tube cooler layak digunakan

b. Shell side; Δps

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

Dari tig 26 kern untuk Reg = 69542,2168 didapat faktor friksi

$$f = 0,0015$$

s = spesifik grafity

$$N + I = 12 + (L/B) = 12 \times (8/1,6)$$

$$= 60 \text{ ft}$$

$$D_s = \text{diameter dalam shell} = 8 \text{ in} = 0,6667 \text{ ft}$$

$$D_e = \text{diameter ekivalen shell} = 0,0608 \text{ ft}$$

Steam pada suhu 200°C dan tekanan 16,0 kgf/cm² dari tabel steam

diketahui volume spesifik = 0,0193 ft³/lb

$$\text{Maka spesifik grafiti, } s = \frac{1}{0,0193 \times 62,43} = 0,83$$

$$\Delta p_q = 1/2 \left(\frac{0,0015 \times (44264,5360)^2 \times 0,6667 \times 60}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,83} \right) = 0,020 \text{ psi}$$

$$\Delta p_s \text{ hitung} < \Delta p_s \text{ maksimum} = 2 \text{ psi}$$

Untuk aliran gas maka desain shell layak digunakan

11.) DISTILASI (D - 01)

Kode alat = D - 01

Fungsi = Memurnikan asetaldehid sebelum di recycle kereaktor

Tipe = plate colum

Data-data yang terdapat dari perhitungan neraca panas

Suhu umpan masuk = 116 °C

Suhu puncak menara = 48°C

Suhu keluar kondensor = 48°C

Suhu dasar menara = 128°C

Tekanan puncak menara = 2,5 atm

Tekanan dasar menara = 2,5 atm

. Komposisi aliran pada destilasi

a. Aliran umpan

komponen	kg	kgmol	fraksimol
$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$	170,4045	3,8728	0,0261
H_2O	2598,6880	144,3716	0,9739
Total	2769,0925	148,2444	1,0000

b. Aliran destilat

komponen	kg	kgmol	fraksimol
$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$	170,2351	3,8690	0,9926
H_2O	0,5128	0,0285	0,0074
Total	170,7479	3,8975	1,0000

c. Aliran bottom

komponen	kg	kgmol	fraksimol
$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}$	0,1694	0,0038	0,00003
H_2O	3598,1752	199,8986	0,99997
Total	3598,3446	199,9024	1,00000

1. Menentukan jumlah plate minimum

Digunakan pers tenske (van winkle pers 5.118 hal 236)

$$N_m = \frac{\log [x_{Lk}/x_{Hk}]_D [x_{Hk}/x_{Lk}]_B}{\log \alpha_{\Delta v}}$$

Dimana :

x_{Lk} = fraksi mol light key (C_2H_4O) pada destilat (D) dan bottom (B)

x_{Hk} = fraksi mol heavy key (H_2O) pada destilat (D) dan bottom (B)

$\alpha_{\Delta v}$ = relatif volalitas rata-rata bottom

Dari perhitungan neraca panas diketahui nilai kesetimbangan konstanta fase uap-cairan untuk komponen light key dan heavy key.

$$\alpha_{\Delta v} = (\alpha_D \cdot \alpha_B)^{0,5}$$

Dimana ; α_D = relatif volalitas distilat

$$\alpha_D = \frac{K_{Lk}}{K_{Hk}} = \frac{1,0071}{0,0437} = 23,0458$$

α_B = relatif volalitas Bottom

$$\alpha_B = \frac{K_{Lk}}{K_{Hk}} = \frac{6,80188}{0,99983} = 6,8030$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } \alpha_{\Delta v} &= (23,0458 \times 6,8030)^{0,5} \\ &= 12,5 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$N_m = \frac{\log [0,9926/0,0074][0,99997/x_{Lk0,00003}]}{\log 12,5}$$

$$= 6,1 \text{ plate}$$

2. menentukan jumlah plate teoritis

Digunakan metode gilliland (pers hal 242 van winkle)

$$\frac{\frac{L}{D} - \left(\frac{L}{D}\right)_m}{\frac{L}{D} + 1} \text{ dan } \frac{N - Nm}{N + 1}$$

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 :

$$R_m = (L/D) = 0,3980$$

$$R \text{ operasi} = (L/D) = 0,5970$$

Maka :

$$\frac{\frac{L}{D} - \left(\frac{L}{D}\right)_m}{\frac{L}{D} + 1} = \frac{0,5970 - 0,3980}{0,5970 + 1} = 0,125$$

Dari tig 5-18 van winkle hal 243 diperoleh korelasi gilliland :

$$\frac{N - Nm}{N + 1} = 0,25 \quad \text{dimana :}$$

$$N - Nm = 0,25 (N + 1) \quad Nm = \text{plate minimum}$$

$$N - 0,25N = 0,25 + Nm = 6,1$$

$$0,25 N = 0,25 + 6,1$$

$$N = \frac{6,36}{0,75} = 8,5 \text{ plat}$$

3. viskositas rata-rata umpan masuk kolom pada suhu 116°C adalah

Komponen	Xf; fraksi berat	M : cp	Mf : XF . m
C ₂ H ₄ O	0,0615	0,115	0,0071
H ₂ O	0,9385	0,21	0,1971
Total	1,0000		0,2042

$$\alpha \Delta v \cdot MF = 12,5 \times 0,2042 = 2,5525$$

Untuk $\alpha \Delta v \cdot MF = 2,5525$ dari tig 19.9 peter edisi 4 hal 664 didapat efisiensi kolom keseluruhan $\Sigma o = 40\%$

Maka :

$$N \text{ aktual} = \frac{N \text{ teoritis}}{\Sigma o} + 1 = \frac{8,5}{0,40} + 1 = 22,25$$

Jadi jumlah plate aktual sebanyak 22 buah

4. menentukan plate umpan

digunakan metode kirk bride (van winkle hal 311)

$$\log \frac{m}{p} = 0,206 \log \left[\frac{(XHK)F}{(XLK)F} \times \frac{B}{D} \times \left[\frac{(XLK)B}{(XHK)D} \right]^2 \right]$$

dari perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui nilai XHK dan XLK.

Maka :

$$\log \frac{m}{p} = 0,206 \log \left[\left(\frac{0,9739}{0,0261} \right) \times \left(\frac{199,9024}{3,8975} \right) \times \left[\frac{0,00003}{0,0074} \right]^2 \right]$$

$$= -0,31$$

$$\frac{m}{p} = 0,48 \quad (\text{dimana } m+p = N \text{ aktual} = 22)$$

$$M = 0,48 (22-m)$$

$$1 + 0,48 m = 10,56$$

$$m = \frac{10,56}{1,048} = 10$$

jadi umpan masuk kolom pada plat ke 10 dari atas atau plat ke 12 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 perhitungan neraca panas)

komponen	Kgmol/jam	X:fraksi mol	Bm	Kg/jam
C ₂ H ₄ O	6,1788	0,9926	44	271,8655
H ₂ O	0,0455	0,0074	18	0,8189
Total	6,2243	1,0000		272,6844

$$\begin{aligned}
 \text{BM rata-rata uap} &= \sum x_i \cdot \text{Bm}_i \\
 &= (0,9926 \times 44) + (0,0074 \times 18) \\
 &= 43,8076 \text{ kg/kgmol}
 \end{aligned}$$

$$\text{Densitas uap, } \rho_v = \frac{\text{BM}}{V} \times \frac{T_o}{T_1} \times \frac{P_1}{P_o}$$

Dimana:

V = volume spesifik gas pada kondisi standar (T_o = 0 °C dan P = 1 atm) yaitu 22,4 Hr/kgmol. = 3,59 ft³/lbmol

T₁ = Suhu uap keluar puncak kolom = 48 °C (578,4 °R)

P₁ = Tekanan operasi uap keluar = 2,5 atm (36,75 Psi)

Maka :

$$\begin{aligned}
 \rho_v &= \frac{43,8076 \text{ kg/kgmol}}{359 \text{ ft}^3/\text{kgmol}} \times \frac{492 \text{ }^\circ\text{R}}{578,4 \text{ }^\circ\text{R}} \times \frac{36,75 \text{ Psi}}{14,7 \text{ Psi}} \\
 &= 0,2595 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Laju alir massa uap:

$$\begin{aligned} m &= 272,6844 \text{ kg/jam} \\ &= 600,6264 \text{ lb/jam} \\ &= 0,1668 \text{ lb/dtk} \end{aligned}$$

Komposisi aliran refluks pada puncak kolom

Komponen	M ; kg	X _F , fraksi berat	ρ _i = gr/cm ³
C ₂ H ₄ o	101,6304	0,9970	0,78
H ₂ o	0,3061	0,0030	1
Total	101,9365	1,0000	

Densitas campuran liquid (ρ_L) :

$$\begin{aligned} \rho_L &= (\sum x_i \cdot \rho_i) \\ &= (0,9970 \times 0,78) + (0,0030 \times 1) \\ &= 0,7807 \text{ gr/cm}^3 = 48,7391 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan Pers. (1) hal. 656 Peters edisi 4 didapat kecepatan superfisial uap keluar puncak kolom:

$$V_m = K_v \times \left[\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right]^{0,5}$$

Dimana:

VM = Kecepatan superfisial uap, ft/dtk

KV = Konstanta empiris

ρ_v = Densitas uap, lb/ft³

ρ_L = Densitas liquid, lb/ft³

Dicoba menggunakan try spacing (t_s) = 18 in

Untuk nilai ini diameter kolom kecil dari 4 ft (Peters, Tabel 1 hal. 684)

Dari Fig. 16-6 Peters edisi 4 hal. 657 untuk $t_s = 18$ didapat $K_V = 0,24$

Maka:

$$V_m = 0,24 \times \left[\frac{48,7391 - 0,2595}{0,2595} \right]^{0,5}$$

$$= 3,28 \text{ ft/dtk}$$

Menurut Peters hal. 658, kecepatan uap meninggalkan puncak kolom berkisar 65 – 80 % kecepatan superfisial.

Diambil :

$$V = 0,65 \cdot V_m$$

$$= 0,65 \times 3,28 \text{ ft/dtk}$$

$$= 2,132 \text{ ft/dtk}$$

Luas aliran uap keluar (A):

$$A = \frac{m}{\rho_v \cdot V}$$

$$= \frac{0,1668 \text{ lb/dtk}}{0,2595 \text{ lb/ft}^3 \times 2,132 \text{ ft/dtk}}$$

$$= 0,30 \text{ ft}^2$$

Diameter puncak kolom (D)

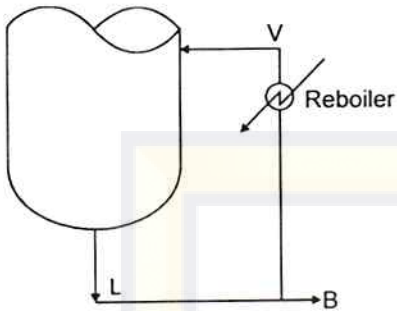
$$D = \left(\frac{4 \times A}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$= \left(\frac{4 \times 0,30 \text{ ft}^2}{3,14} \right)^{1/2}$$

$$= 0,62 \text{ ft (0,20 m)}$$

a. 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 refluks

B = Total produk bottom

Dari Pers. 5-31 Van Winkle ha. 221:

$$\frac{L}{V} = K_{LK}$$

$$L = V \cdot K_{LK}$$

$$= (L - B) \cdot K_{LK}$$

Dimana:

K_{LK} = adalah konstanta kesetimbangan uap cairan komponen light key pada produk bottom (dapat dilihat pada perhitungan kondisi operasi bottom destilasi).

$$K_{LK} = C_2H_4O = 6,80188$$

Maka:

$$L = (L - 190,9024) \times 6,80188$$

$$L = 6,80188 L - 1298,4952$$

$$6,80188 L - L = 1298,4952$$

$$L = \frac{1298,4952}{5,80188} = 223,8059 \text{ kgmol}$$

Komponen aliran cairan dasar kolom (L) :

Komponen	Kgmol/jam	Kg/jam	X _F : fraksi berat	ρ _i ; gr/cm ³
C ₂ H ₄ O	0,0067	0,2948	0,0007	0,78
H ₂ O	223,8059	4028,3856	0,99993	1,0
Total	439,2376	41436,9720	1,00000	

Densitas campuran cairan (ρ_L) :

$$\begin{aligned} \rho_L &= (\sum x_i \cdot \rho_i) \\ &= (0,00007 \times 0,78) + (0,99993 \times 1,0) \\ &= 1,0 \text{ gr/cm}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Komposisi aliran uap yang dibangkitkan boiler (V):

$$V = L - B$$

Komponen	Kg/jam	Kgmol/jam	X _i fraksi mol
C ₂ H ₄ O	0,2872	0,00065	0,0001
H ₂ O	107,2686	5,9594	0,9999
Total	107,5558	5,96005	1,00000

$$\begin{aligned} \text{BM rata-rata uap} &= \sum x_i \cdot \text{BM}_i \\ &= (0,0001 \times 44) + (0,9999 \times 18) \\ &= 18,0026 \text{ kg/kgmol} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas uap, } \rho_v = \frac{\text{BM}}{V} \times \frac{T_o}{T_1} \times \frac{P_1}{P_o}$$

Dimana:

V = volume spesifik gas pada kondisi standar ($T_o = 0\text{ }^{\circ}\text{C} = 273\text{ }^{\circ}\text{K}$

& $P = 1\text{ atm (147,7 Psi)} = 359\text{ ft}^3/\text{Lbmol}$

T_1 = suhu uap keluar puncak kolom = $128\text{ }^{\circ}\text{C (722 }^{\circ}\text{K)}$

P_1 = tekanan operasi uap keluar = $2,5\text{ atm (36,75 Psi)}$

Maka:

$$\rho_v = \frac{18,0026\text{ Lb/Lbmol}}{359\text{ ft}^3/\text{Lbmol}} \times \frac{492\text{ }^{\circ}\text{K}}{722\text{ }^{\circ}\text{K}} \times \frac{36,75\text{ atm}}{14,7\text{ atm}}$$

$$= 0,085\text{ lb/ft}^3$$

Laju alir massa uap

$$m = 107,5558\text{ kg/jam .}$$

$$= 236,9070\text{ lb/jam} = 0,0658\text{ lb/dtk}$$

Maka kecepatan superfisial uap masuk pada dasar kolom:

$$V_m = 0,24 \left[\frac{62,43 - 0,085}{0,085} \right]^{0,5}$$

$$= 6,5\text{ ft/dtk}$$

Diambil kecepatan uap masuk (V) = 65 % Kecepatan superfisial (V_m)

Maka:

$$V = 0,65 \cdot V_m$$

$$= 0,65 \times 6,5\text{ ft/dtk}$$

$$= 4,225\text{ ft/dtk}$$

Luas aliran uap keluar (A) :

$$\begin{aligned} A &= \frac{m}{\rho_v - V} \\ &= \frac{0,0658 \text{ lb/dtk}}{0,085 \text{ lb/ft}^3 \times 4,225 \text{ ft/dtk}} \\ &= 0,183 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diameter Bawah kolom (D)

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \times A}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \\ &= \left(\frac{4 \times 0,183 \text{ ft}^2}{3,14} \right)^{\frac{1}{2}} \\ &= 0,50 \text{ ft (0,15 m)} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diameter pada puncak dan dasar kolom maka diambil diameter kolom sebesar 1 m.

6. Menentukan tinggi kolom

$$\begin{aligned} \text{Tinggi plate} &= (N \text{ aktual} - 1) \times t_s \quad (t_s = \text{jarak plat} = 18 \text{ in}) \\ &= (22 - 1) \times 18 \text{ in} \\ &= 375 \text{ in} = 31,5 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diambil ruang kosong diatas kolom dan dibawah kolom masing-masing 2 m

Jadi :

$$\text{Tinggi menara} = \text{tinggi plate} + (2 \times \text{tinggi ruang kosong})$$

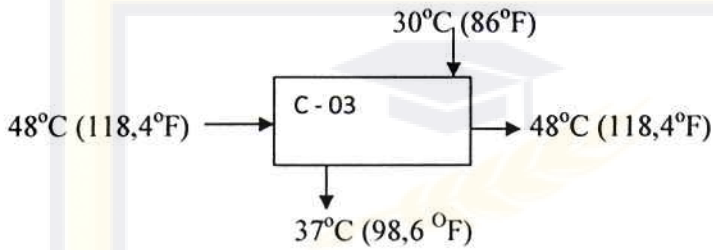
$$\begin{aligned} Z &= 31,5 \text{ ft} + (2 \times 2 \text{ ft}) \\ &= 35,5 \text{ ft} \\ &= 10,82 \text{ m} = 1,0 \text{ m} \end{aligned}$$

12. CONDENSOR (CD – 02)

Kode : CD - 02

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari puncak kolom

Type : total kondensor (Shell and Tube)



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

Beban panas kondensor (Q) = 35180,9391 kkal/jam = 139606,9012 Btu/jam

Rate Fluida panas (W)

Komponen	kg/jam	kgmol	Fraksimol
C ₂ H ₄ O	271,8655	6,1788	0,9927
H ₂ O	0,8189	0,0455	0,0073
Total	272,6844	6,2243	1,0000

Rate fluida dingin (air) $w = 5025,8484 \text{ kg/jam} = 11070,1507 \text{ lb/jam}$

1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda suhu
118,4 °F	Suhu tinggi	98,6 °F	19,8 °F
118,4 °F	Suhu rendah	86 °F	32,4 °F
0 °F	Beda	12,6 °F	12,6 °F

$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{12,6 \text{ °F}}{\ln(32,4/19,8)}$$

$$= 25,6 \text{ °F}$$

2. UD dan A

Sesuai tabel 8 Kern hal. 840 Fluida panas gas (light organic) dan Fluida dingin (air) diketahui:

$U_D = 5 - 50 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$ dengan $R_d = 0,0030$.

Trial UD = 44,5 Btu/jam.ft².°F

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t}$$

$$= \frac{139606,9012 \text{ Btu/jam}}{44,5 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 25,6 \text{ °F}}$$

$$= 122,55 \text{ ft}^2$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi : (Kern tabel 10 Hal.

843) :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \frac{3}{4} \text{ in} \\
 \text{BWG} &= 16 \\
 \text{ID} &= 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft} \\
 a_o &= 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 a't &= 0,302 \text{ in}^2 \\
 \text{Pitch} &= 1 \text{ in triangular} \\
 \text{Panjang} &= 12 \text{ ft} \\
 \text{Jumlah tube: } N_t &= \frac{A}{a_o \times L} \\
 &= \frac{12255 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft}} \\
 &= 52 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 9 Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati dengan $N_t = 250,10$ buah untuk OD $\frac{3}{4}$ in dan pitch tringuler, $P_T = 1$ in, didapat :

$$\begin{aligned}
 \text{ID shell} &= 10 \text{ in} \\
 N_t &= 52 \text{ buah} \\
 \text{Passes (n)} &= 2 \\
 \text{A terkoreksi} &= N_t \times L \times a_o \\
 &= 52 \times 12 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 122,4912 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D \text{ koreksi} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t} \\
 &= \frac{139606 \text{ Btu/jam}}{122,4912 \text{ ft}^2 \times 25,6 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 44,52 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(trial $UD \approx 44,5 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$; maka trial U_D memenuhi)

3. Tube side (fluida dingin); air

a. Luas aliran (a_t)

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} \\ &= \frac{52 \times 0,302}{144 \times 2} \\ &= 0,0545 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, G_t :

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{w}{a_t} \\ &= \frac{11070,1507 \text{ lb/jam}}{0,0545 \text{ ft}^2} \\ &= 203122,0312 \text{ lb/jam ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold (R_{et})

$$R_{et} = \left(\frac{D \times G_t}{\mu} \right)$$

Pada $T_c = \frac{86 + 98,6}{2} = 92,3 \text{ } ^\circ\text{F}$ didapat sifat-sifat fisik air :

Visikositas $\mu = 0,5989 \text{ lb/jam.ft}$

Konduktivitas panas $k = 0,3682 \text{ Btu/jam ft}^2(^\circ\text{F/ft})$

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

$$R_{et} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 203122,0312 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,5989 \text{ lb/jam.ft}}$$

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 $Re_i = 9797,6379$ dari fig. 24 Kern di dapat $JH = 38$

$$h_i = 60 \left(\frac{0,3682}{0,0517} \right) \left(\frac{1 \times 0,5989}{0,3682} \right)^{1/3} \quad (1)$$

$$= 502,54 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

$$= 502,54 \times \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 415,4331 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

4. Shell side (fluida panas)

a. Luas aliran (a_s)

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

$$\text{Dimana: } C' = P_T - OD = 1 - 3/4$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$$B' = ID \text{ shell (baffle maximum)}$$

$$= 10 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{10 \times 0,25 \times 10}{144 \times 1}$$

$$= 0,1736 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa (G_s)

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W}{a_s} \\ &= \frac{600,6264 \text{ lb/jam}}{0,1736 \text{ ft}^2} \\ &= 3459,8295 \text{ lb/jam ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan massa terkondensasi (G'')

$$\begin{aligned} G'' &= \frac{W}{L \cdot Nt^{2/3}} \\ &= \frac{600,6264 \text{ lb/jam}}{12 \times (52)^{2/3}} = 3,5927 \text{ lb/jam.ft} \end{aligned}$$

c. Bilangan Retnold (Re_s)

$$Re_s = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

Dimana ;

Pada $T_c = (118,4 + 118,4) = 118,4$ °F didapat Viskositas Uap

$\mu = 0,09$ lb/jam ft $De =$ diameter ekivalen sheel $= 0,0608$ ft.

$$\begin{aligned} Re_s &= \frac{0,0608 \times 3459,8295 \text{ lb/jam ft}^2}{0,9 \text{ lb/jam ft}^2} \\ &= 2337,3070 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar; (h_o):

$$h_o = 60 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) \\ &= 98,3 + \frac{60}{(415,4331 + 60)} (118,4 - 98,3) \end{aligned}$$

$$= 100,84 \text{ } ^\circ\text{F}$$

untuk $t_f = 109,62 \text{ } ^\circ\text{F}$ didapat sifat-sifat campuran bahan:

$$k_f = 0,08 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

$$s_f = 0,78$$

$$\mu_f = 0,20 \text{ Cp}$$

Dari fig 12.9 Kern hal. 267 dan $G'' = 3,5927 \text{ lb/jam ft}$ didapat $h = h_o = 60 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih ; (U_c)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{415,4331 \times 60}{415,4331 + 60} \\ &= 52,43 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

6. Faktor Pengotor ; (R_d)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{52,43 - 44,5}{52,43 \times 44,5} \\ &= 0,0034 \end{aligned}$$

R_d desain $>$ R_d minimum = 0,0030, maka perancangan condensor dapat digunakan.

7. Pressure Drop

a. Tube side ; P_T

$$(1) \Delta P_t = \left(\frac{F \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \cdot 10^{10} \times D \times S} \right)$$

Dari Fig. 26 Kern untuk $Re_t = 17534,4949$ didapat:

F	= Faktor friksi	= 0,00015 ft ² /in ²
L	= Panjang Tube	= 8 ft
D	= Diameter dalam tube	= 0,0517 ft
s	= Spesifik grafiti	= 1,0
n	= Jumlah passes	= 2

Sehingga:

$$\Delta P_t = \left[\frac{0,00015 \times (203122,0312)^2 \times 8 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 1,0} \right]$$

$$= 0,040 \text{ Psi}$$

(2) Tekanan Reduce

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s} \times \left(\frac{V^2}{2 \cdot gc} \right)$$

$$V = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho} = \frac{203122,0312 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{°F}}{3600 \text{ dtk/jam} \times 62,43 \text{ lb/ft}^3} = 0,9038 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 2}{1,0} \times \frac{0,9038}{2 \times 32,174} = 0,1124 \text{ Psi}$$

Tekanan total tube (ΔP_T) :

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0,040 + 0,1124 \\ &= 0,1524 \text{ Psi} \end{aligned}$$

ΔP_T hitung < ΔP_T maksimum = 10 psi (aliran cairan), maka desain condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

b. Shell side

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left[\frac{F \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times D_e \times s} \right]$$

Dari Fig. 29 Kern untuk $Re_s = 2337,3070$ didapat faktor friksi $f = 0,0027 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

$$\begin{aligned} (N + 1) &= 12 \times (L/B) \\ &= 12 \times (12/10) \\ &= 14,4 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$D_s = \text{Diameter dalam shell} = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

$$D_e = \text{Diameter ekuivalen shell} = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$s = \text{Spesifik grafiti} = 0,0031$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{1}{2} \left(\frac{0,0027 \times (3459,8295)^2 \times 0,8333 \times 14,4}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,0031} \right) \\ &= 0,02 \text{ Psi} \end{aligned}$$

ΔP_s hitung < ΔP_s maximum = 2,0 psi (aliran cairan), maka desain condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

13.) ACCUMULATOR (AC-01)

Fungsi : Menampung sementara produk liquid keluar kondensor destilasi D-01

Tipe : Silinder horisontal tutup elipsoidal

Kondisi tangki operasi :

Tekanan = 2,5 atm

Suhu = 48°C

Waktu tinggal = 1 jam

Dari perhitungan neraca panas dapat diketahui komposisi liquid masuk accumulator.

Laju alir massa cairan $m = 272,6044 \text{ kg/jam}$
 $= 600,6264 \text{ lb/jam}$

Densitas campuran $\rho = 0,7807 \text{ gr/cm}^3$
 $= 48,7391 \text{ lb/ft}^3$

1. Volume accumulator : V_t

$$V = \frac{m \times t}{\rho}$$

$$= \frac{600,6264 \text{ lb/jam} \times 1 \text{ jam}}{48,7391 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 12,3233 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi accumulator

Dari urich ; untuk tekanan operasi 0-20 bar, diambil perbandingan panjang dan diameter silinder horizontal $L/D = 3$

Volume accumulator = volume silinder + 2 volume head

Dimana volume silinder;

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

$$= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^3$$

Volume head ; $V_n = \left(\frac{\pi}{12}\right) D^3$ untuk rasion tinggi tutup (b) dari garis (a)
 silinder = 2:1 (Brownell & Young hal. 80).

Maka,

$$V_t = \frac{3}{4} \pi \cdot D^3 + \left(\frac{\pi}{12}\right) D^3$$

$$= (10/12) \pi \cdot D^3$$

Diameter silinder (D)

$$D = \left[\frac{12 V_t}{10 \pi} \right]^{1/3}$$

$$= \left[\frac{12 \times 12,3233 \text{ ft}^3}{10 \times 3,14} \right]^{1/3}$$

$$= 1,7 \text{ ft}$$

Panjang silinder (L)

$$L = 3 \cdot D$$

$$= 3 \times 1,7 \text{ ft} = 5,1 \text{ ft}$$

3. Tebal shell : t_s

$$t_s = \frac{P \cdot d}{2f \cdot E} + c$$

Dimana :

P = Tekanan desain ; Psi

d = diameter tangki ; $1,7 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft} = 20,4 \text{ in}$

E = efisiensi pengelasan = 80%

f = Tegangan yang diinginkan dari bahan konstruksi ; Psi

c = Faktor korosi ; in

$$P \text{ desain} = P \text{ operasi} + \text{pengelasan} = 80\%$$

$$P \text{ operasi} = 2,51 \text{ atm} = 36,75 \text{ Psi}$$

$$P \text{ hidrorasi} = \rho \cdot \frac{g}{gc} \cdot c \quad (\text{hl cairan dalam tangki})$$

$$\text{Dimana } h_l = D$$

$$= 1,7 \text{ ft}$$

$$P \text{ hidrorasi} = 48,7391 \text{ lb/ft}^3 \times \frac{32,2 \text{ ft} / \text{dt}^2}{32,174 \text{ ft} \cdot \text{lb} / \text{lbm}} \times 1,7 \text{ ft}$$

$$= 82,9234 \text{ lb/ft}^2 = 0,60 \text{ Psi}$$

$$P \text{ desain} = 36,75 + 0,60 = 22,05 \text{ Psi}$$

Dipilih bahan baku yang menggunakan stainless stell SA-167 Grade 10 Hpr 301

dengan $f = 18750$ (appendix c Brownell Young item 4 hal 342) dan efisiensi pengelasan double welded but joint (tabel 13.1 Brownell & Young) = 80%

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

Maka :

$$t_s = \frac{22,05 \text{ psi} \times 20,4 \text{ in}}{2 \cdot 18750 \text{ psi} \cdot 0,80} + 0,125 \text{ in} = 0,14 \text{ in}$$

Digunakan tebal plate shell standar $= 3/16 \text{ in} = 0,48 \text{ cm}$

4. Tebal head ;th:

Dihitung dengan persamaan 7-57 hal 133 brownell young untuk head tipe elipsoidal

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

Dimana :

P = tekanan desain ; Psi

d = diameter tangki ; in

V = faktor intensifikasi tegangan

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

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

$$= (2 : 1)$$

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

E = efisiensi pengelasan = 80%

C = faktor korosi = 0,125 in

Bahan konstruksi pengelasan sama dengan shell , maka :

$$\begin{aligned} th &= \frac{22,05 \text{ psi} \times 20,4 \text{ in} \times 1}{(2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,80) - (0,2 \times 22,05 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,140 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal plate tutup standar = 3/16 in = 0,48 cm

14.) POMPA (P-05)

Fungsi = Mendistribusikan produk atas kolom untuk refluks
dan recycle ke tangki pencampur.

Tipe = Pompa Sentrifugal

Laju air massa (m) = 272,6844 kg/jam = 600,6264 lb/jam

Densitas (ρ) = 0,8125 gr/cm³ = 50,7431 lb/H³

Viskositas (μ) = 3,61.10⁻⁵ lb/ft.dtk.

Laju air volumetrik bahan (Q)

$$Q = \frac{\mu}{p}$$

$$\frac{600,6264 \text{ lb/jam}}{43,8076 \text{ lb/ft}^3} = 13,7106 \text{ ft}^3 / \text{jam}$$

$$= 0,0038 \text{ ft}^3 / \text{dtk}$$

Diameter optimum pipa (Di)

Dengan menggunakan pers hal 496 ; peter dan timmer house untuk asumsi aliran turbulen (NRe > 2100)

$$Di = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,0038)^{0,45} \cdot (43,8076)^{0,13} = 0,52 \text{ in}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (appendix K.brownell and young)

$$\text{NPs} = 1/2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (D)} = 0,622 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 0,304 \text{ in}^2 = 0,0021 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{m}$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0038 \text{ ft}^3 / \text{dtk}}{0,0021 \text{ ft}^2} = 1,81 \text{ ft/dtk}$$

Maka :

$$NRe = \frac{43,8076 \text{ lb/ft}^3 \times 1,81 \text{ ft/dtk} \times 0,0518 \text{ ft}}{3,361 \cdot 10^{-5} \text{ lb/ft.dtk}}$$

$$= 122205,0866$$

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus panjang ; $L = 50\text{m} = 164 \text{ ft}$
- 2 buah elbow $90^\circ = 1$ buah gate valve fullopen, 1 buah valve
- Tinggi pemompaan perlengkapan ; $z = 3\text{m} = 9,84 \text{ ft}$

Panjang ekuivalen pipa sbb:

$$1. \text{ Elbow } 90^\circ = 2 \times 30 \times 0,0518 \text{ ft} = 3,108 \text{ ft}$$

$$2. \text{ Gate valve full open} = 1 \times 13 \times 0,0518 \text{ ft} = 0,6734 \text{ ft}$$

$$3. \text{ Globe valve full open} = 1 \times 430 \times 0,0518 \text{ ft} = 22,274 \text{ ft}$$

$$\text{Total : } \quad \text{Le} = 26,0554 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total } (\Sigma L) = L + \text{Le}$$

$$= 164 + 26,0554 = 190,0554 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi

$$\Sigma F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot v^2}{2 \cdot g_e \cdot D} \quad (\text{pers D .archi pers 20-22 alan foust})$$

Dipilih pipa baja standrat komersial dengan Σ (relatif roughness) =

0,00015 ; maka $E/D = (0,00015/0,0518) = 0,0010$ dari tig 14-1 peters

hal 482, untuk $E/D = 0,0010$ $NRe = 122205,0866$, diperoleh faktor

friksi (f) = 0,0067 maka:

$$\Sigma F = \frac{0,0067 \times 190,0554 \times (1,81)^2}{2 \times 32,174 \times 0,0518} = 1,26 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

. Energi mekanik pompa :

Menggunakan persamaan bernouilly untuk fluida incompressible

isothermal (pers 20-18 allan foust hal 546)

$$\frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + F + wf$$

Atau :

$$-wf = \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + F ; \frac{\Delta p}{\rho} = D (P_1 = P_2)$$

$$\frac{\Delta V^2}{2gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2gc} = \frac{(1,81)^2 - 0^2}{2 \times 32,174} = 0,0509 \text{ ft} \cdot \text{lb}/\text{lbm}$$

$$\Delta z = 9,84 \text{ ft} \cdot \text{lb}/\text{lbm}$$

$$-wf = 0,0509 + 9,84 + 1,26 = 11,1509 \text{ ft} \cdot \text{lb}/\text{lbm}$$

. Tenaga pompa (wHp)

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-wf \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{11,1509 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lb}}{\text{lbm}} \times 0,0038 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 43,8076 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{550 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lb}}{\text{dtk}}/1\text{Hp}} \\ &= 0,0034 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig 14-37 peters hal 520 diperoleh μ untuk kapasitas minimal 20% - 40% (diambil $\mu = 20\%$)

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{M} = \frac{0,0034 \text{ Hp}}{0,20} = 0,017 \text{ Hp}$$

Untuk BHP = 2,75 (dari tig 14-30 peters hal 5-21) dipilih μ motor = 20%

Maka :

$$BHp = \frac{20,017 \text{ Hp}}{0,20} = 0,085 \text{ Hp}$$

15. REBOILER (RB – 01)

Kode : RB-01

Jenis : Menyimpan sebagian hasil bawah kolom untuk dijadikan pemanas pada kolom

Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas diketahui:

- a. Beban panas reboiler RB-01 ; $Q = 59970,0325 \text{ kkal/jam}$
 $= 132092,5826 \text{ Btu/jam}$
- b. Rate massa fluida panas ; $W = 129,4969 \text{ kg/jam}$
 $= 285,2355 \text{ Lb/jam}$
- c. Rate massa fluida dingin (beban) = $107,5558 \text{ kg/jam}$
 $= 236,9070 \text{ lb/jam}$

1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
392	Suhu tinggi	266	126
392	Suhu rendah	262,4	129,6
0	beda	3,6	3,6

$$\Delta t = LMTD = \frac{3,6}{\ln(129,6/126)} = 128 \text{ }^\circ\text{F}$$

2. UD dan A

Sesuai tabel 8 Kern hal. 840 Fluida panas steam dan fluida dingin (light organik) didapat

$$UD = 50 - 100 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\text{Dicoba } UD = 50 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{132092,5820 \text{ Btu/jam}}{50 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \times 128 \text{ °F}}$$

$$= 20,64 \text{ ft}^2$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi (tabel 10 hal. 843 Kern)

$$OD = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$BWG = 16$$

$$ID = 0,62 \text{ in} = 0,517 \text{ ft}$$

$$a_o = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a_t' = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{pitch} = 15/16 \text{ in}$$

$$\text{Panjang} = 6 \text{ ft}$$

Sehingga jumlah tube:

$$N_t = \frac{A}{a_o \times L}$$

$$= \frac{20,64 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2 \times 6 \text{ ft}}$$

$$= 17,5 \text{ buah}$$

Dari tabel 9 Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati dengan $N_t = 17,5$

buah untuk OD $\frac{3}{4}$ in dan pitch tringuler, PT = 15/16 in

$$N_t = 8 \text{ buah}$$

$$\text{ID shell} = 18 \text{ in}$$

$$\text{Passes}(n) = 8$$

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= N_t \times L \times a_o \\ &= 18 \times 6 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 21,2004 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t} \\ &= \frac{132092,5826 \text{ Btu / jam}}{21,2004 \text{ ft}^2 \times 128 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 48,7 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(UD = 50 ; trial UD memenuhi) Btu memenuhi)

3. Tube side (fluida panas) :

a. Luas cairan (at)

$$\begin{aligned} at &= \frac{N_t \times at'}{144 \times n} \\ &= \frac{18 \times 0,302}{144 \times 8} = 0,0189 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa ; Gt

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{w}{at} \\ &= \frac{236,9070 \text{ lb/jam}}{0,0189 \text{ ft}^2} = 12534,7619 \text{ lb/jam ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold (NRe)

$$NRe_t = \left(\frac{D_i \times Gt}{\mu} \right)$$

$$\text{Pada } T_c = 264,2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Didapat viskositas steam (μ) = 0,461 lb/jam.ft (Fig.14 Kern)

Konduktifitas panas (k) = 0,1126 Btu/jam ft⁰F

Kapasitas panas (c) = 0,98 Btu/lb⁰F

$$\begin{aligned} NRe_t &= \frac{0,0517 \text{ ft} \times 12534,7619 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,461 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 1405,7423 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian dalam (h_i)

$$h_i = IH \left(\frac{K}{D} \right) \left(\frac{c \cdot \mu}{K} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_m} \right)^{0,14}$$

Untuk: $Re_t = 1405,7423$ dari fig 24 kern, didapat $JH = 22$.

4. Shell side (fluida panas) ; steam

a. Luas aliran (as)

$$as = \frac{ID \times C' \times B'}{144 \times PT}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana: } C' &= PT - OD = 15/16 - 3/4 \\ &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B' &= ID \text{ shell}/5 \rightarrow 5 \text{ (baffle maksimum)} \\ &= \frac{8}{5} \end{aligned}$$

$$= 1,6 \text{ in}$$

$$\text{Jadi } as = \frac{8 \times 0,25 \times 1,6}{144 \times 15/16}$$

$$= 0,024 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa (Gs)

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{w}{a_s} \\ &= \frac{285,2355 \text{ lb/jam}}{0,024 \text{ ft}^2} \\ &= 11884,8125 \text{ lb/jam ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold (NRes)

$$N_{Res} = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

Dimana :

D_e = Diameter ekivalen shell = 0,55 in = 0,0458 ft ; Kern hal.
(838)

Pada $T_c = 392$ °F

Didapat sifat-sifat fisik campuran

Viskositas $\mu = 0,0387$ lb/jam.ft

$$\begin{aligned} Res &= \frac{0,0458 \text{ ft} \times 11884,8125 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,0387 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 14065,2303 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar (h_o):

Untuk steam terkondensi $h_o = 1500$ Btu/jam ft^2 °F

e. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih (U_c)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{62,9406 \times 1500}{62,9406 + 1500} \\ &= 60,4059 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ °F} \end{aligned}$$

5. Faktor pengotor (Rd)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{60,4059 - 48,7}{60,4059 \times 48,7} \end{aligned}$$

$$= 0,0039 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

Rd desain > Rd minimum = 0,0030, maka perancangan alat Reboiler dapat digunakan.

6. Pressure Drop (penurunan tekanan).

a. Tube side : ΔP_t

Dari Fig. 26 Kern untuk NRet = 1405,7423 didapat:

Faktor friksi = 0,0005 ft²/in²

Panjang Tube (L) = 6 ft

Diameter dalam tube (D) = 0,0517 ft

Spesifik grafiti (s) = 0,98

Jumlah passes (n) = 8

Sehingga:

$$\Delta P_t = \left(\frac{F \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Di \cdot S} \right)$$

$$\Delta P_t = \frac{0,0005 \times (12534,7619)^2 \times 6 \times 8}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 0,98}$$

$$= 0,0014 \text{ Psi}$$

ΔP_t hitung < ΔP_t maksimum = 2 psi (untuk aliran uap) maka desain untuk tube memenuhi syarat untuk digunakan.

b. Shell side

Dari Fig. 29 Kern untuk $N_{Res} = 14065,2303$ didapat:

$$\Delta P_s = 1/2 \left(\frac{F \cdot G_s^2 \cdot I D_s \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot S} \right)$$

$$f = 0,002$$

$$(N + 1) = 12 \times (L_v/B) = 12 \times (6/1,6) = 45 \text{ ft}$$

$$= 12 \times (6/1,6) = 45 \text{ ft}$$

$$D_s = \text{Diameter dalam shell } (D_s) = 8 \text{ in} = 0,6667 \text{ ft}$$

$$D_e = \text{Diameter equivalen shell} = 0,0458 \text{ ft}$$

$$S = \text{Spesifik grafiti}$$

Steam pada suhu 200°C dan tekanan $16,0 \text{ kgf/cm}^2$ dari tabel steam diketahui volume spesifik = $0,0193 \text{ ft}^3/\text{lb}$

$$\text{Maka spesifik grafiti, } S = \frac{1}{0,0193 \text{ ft}^3/\text{lb} \times 62,43 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,83$$

Sehingga:

$$\Delta P_s = 1/2 \left(\frac{0,002 \cdot (11884,8125)^2 \times 0,6667 \times 45}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0458 \times 0,83} \right)$$

$$= 0,0021 \text{ Psi}$$

$\Delta P_s \text{ hitung} < \Delta P_s \text{ max} = 2 \text{ psi}$, untuk aliran gas maka desain shell layak digunakan.

16.) POMPA (P-06)

Fungsi = Mendistribusikan hasil bawah kolom distilasi, untuk sebagiannya diuapkan pada reboiler dan sebagiannya lagi kepembuangan.

Tipe = Pompa sentrifugal

Laju air massa (m) = 4028,6804 kg/jam = 8873,7454 lb/jam

Densitas (ρ) = 62,43 lb/ft³

Viskositas (μ) = 31,65.10⁻⁵ lb/ft.dtk.

Laju air volumetrik bahan (Q)

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

$$= \frac{8873,7454 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} = 142,1391 \text{ ft}^3 / \text{jam}$$

$$= 0,0394 \text{ ft}^3 / \text{dtk}$$

Diameter optimum pipa (Di)

Dengan menggunakan pers hal 496 ; peter dan timmer house untuk asumsi aliran turbulen (NRe > 2100)

$$Di = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,00394)^{0,45} \cdot (62,43)^{0,13} = 1,6 \text{ in}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (appendix K.brownell and young)

NPs = 1 ½ in

Schedule = 40

Diameter dalam (D) = 1,610 in = 0,1342 ft

Luas penampang (A) = 2,04 in² = 0,0142 ft²

Uji bilangan reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{m}$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,00394 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0042 \text{ ft}^3} = 2,8 \text{ ft/dtk}$$

Maka :

$$NRe = \frac{62,43 \text{ lb/ft}^2 \times 2,8 \text{ ft/dtk} \times 0,1342 \text{ ft}}{1,65 \cdot 10^{-4} \text{ lb/ft} \cdot \text{dtk}}$$

$$= 142173,92$$

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus panjang ; $L = 5\text{m} = 16,4 \text{ ft}$
- 2 buah elbow $90^\circ = 1 \text{ buah gate valve full open, } 1 \text{ buah valve}$
- Tinggi pemompaan perlengkapan ; $z = 1,5\text{m} = 4,9 \text{ ft}$

Panjang ekivalen pipa sbb:

$$1. \text{ Elbow } 90^\circ = 2 \times 30 \times 0,1342 \text{ ft} = 8,052 \text{ ft}$$

$$2. \text{ Gate valve full open} = 1 \times 13 \times 0,1342 \text{ ft} = 1,7446 \text{ ft}$$

$$3. \text{ Globe valve full open} = 1 \times 430 \times 0,1342 \text{ ft} = 57,706 \text{ ft}$$

$$\text{Total : } Le = 67,5026 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total } (\Sigma L) = L + Le$$

$$= 16,4 + 67,5026 = 83,9026 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi

$$\Sigma F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot V^2}{2 \cdot g_c \cdot D} \text{ (pers. D. Archi pers 20 - 22 alan Foust)}$$

Dipilih pipa baja standar komersil dengan Σ (relatif Roughnees) = 0,00015 ; maka $E/D = (0,00015 / 0,1342) = 0,0010$ dari tig 14-1 peters hal. 482 untuk $E/D = 0,0010$.

$NRe = 142173,92$; diperoleh faktor friksi (f)= 0,007

Maka :

$$\Sigma F = \frac{0,07 \times 83,9026 \text{ ft} \times (2,8)^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbf/dtk} \times 0,1342 \text{ ft}} = 1,26 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

. Energi mekanik pompa :

Menggunakan persamaan bernouilly untuk fluida incompressible isothermal (pers 20-18 allan foust hal 546)

$$\frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + F + wf$$

Atau :

$$-wf = \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + F ; \frac{\Delta p}{\rho} = D (P_1 = P_2)$$

$$\frac{\Delta V^2}{2gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2gc} = \frac{(2,8)^2 - 0^2}{2 \times 32,174} = 0,122 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

$$\Delta Z = 4,9 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$-wf = 0,53 + 0,122 + 4,9 = 5,552 \text{ ft.lbf/lbm}$$

. Tenaga pompa (wHp)

$$W_{Hp} = \frac{-wf \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{5,552 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbf}}{\text{lbm}} \times 0,0394 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times 62,43 \text{ lb}/\text{ft}^3}{550 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbf}}{\text{dtk}}/1\text{Hp}}$$

Dari fig 14-37 Peters hal 520 diperoleh μ untuk kapasitas minimal 20% - 40% (diambil $\mu = 20\%$)

$$BHP = \frac{WHP}{m} = \frac{0,025 \text{ Hp}}{0,20} = 0.125 \text{ Hp}$$

Untuk BHP = 0,125 (dari fig 14-30 Peters hal 5-21) dipilih μ motor = 30 %

Maka :

$$BHP = \frac{0,125 \text{ Hp}}{0,30} = 0,42 \text{ Hp}$$

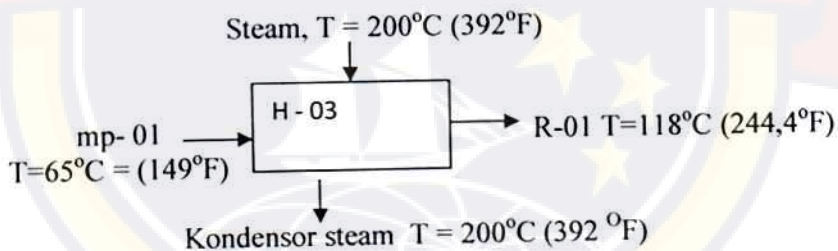
Digunakan pompa dengan daya sebesar 1 Hp.

17.) HEATER II (H - 02)

Kode alat = H - 02

Fungsi = Menaikkan suhu larutan keluar Reaktor sebelum masuk Flash Drum.

Tipe = Shell & tube



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan recana panas diketahui :

- a. Beban panas heater H-03; $Q = 93534,4282 \text{ kkal/jam}$
 $= 371168,3659 \text{ BTu/jam}$
- b. Rate massa fluida panas (steam) : w
 $W = 201,9746 \text{ kg/jam} = 444,8780 \text{ lb/jam}$

c. Rate massa fluida dingin (cairan) ; w

$$W = 2794,4486 \text{ kg/jam} = 6155,1731 \text{ lb/jam}$$

1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
392	Suhu tinggi	241	151
392	Suhu rendah	104	288
0	beda	137	137

$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{95,4}{\ln(243/147,6)} = 191 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. UD dan A

Sesuai tabel 8 kern hal 840 untuk fluida panas steam dan fluida dingin gas diketahui,

$$UD = 6 - 60 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Triad Ud} = 41$$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{819858,6762 \text{ BTU/jam}}{82 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 191 \text{ } ^\circ\text{F}} = 47,3937 \text{ ft}^2$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi (kern tabel 9 hal 843)

$$\text{OD} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{ID} = 0,620 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$a_0 = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a^1 t = 0,302 \text{ in}$$

Pitch = 1 in triangular

Panjang = 8 ft

Jumlah tube (Nt)

$$N_t = \frac{A}{a_0 \times L} = \frac{47,39,73 \text{ ft}^3}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} = 30 \text{ buah}$$

Sesuai tabel 9 kern hal 842 dipilih nilai yang mendekati, Nt = 30 buah.

Untuk OD $\frac{3}{4}$ in dan pitch triangular 1 in didapat :

ID shell = 8 in

Nt = 30 buah

Passes = 2

A terkoreksi = Nt x L x a_o

$$= 30 \times 8 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 47,112 \text{ ft}^2$$

$$\text{UD terkoreksi} = \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t}$$

$$= \frac{371168,3659 \text{ BTU/jam}}{47,112 \text{ ft}^2 \times 191^\circ\text{F}}$$

$$= 41,25 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

(UD = 41; trial UD memenuhi)

3. Tube side (fluida panas)

a. Luas aliran ; at

$$a_t = \frac{N_t \times a^1_t}{144 \times n} = \frac{30 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,0315 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; Gt

$$Gt = \frac{W}{at} = \frac{6155,1731 \text{ lb/jam}}{0,0315 \text{ ft}^2} = 195402,3206 \text{ lb/jam ft}^2$$

c. Bilangan reynold ; Ret

Pada $t_c = \frac{(149+244,4)^\circ\text{F}}{2} = 196,7^\circ\text{F}$ didapat sifat-sifat fisik

Viskositas (M) = 0,752 lb/jam ft

Konduktifitas panas (k) = 0,045 BTU/jam ft² (°F/ft)

Kapasitas panas (c) = 0,156 BTU/lb °F

$$Ret = \frac{0,0517\text{ft} \times 195402,3206 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,7520 \text{ lb/jam.ft}} = 13433,9095$$

Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; hi

$$hi = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot M}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{Mw} \right)^{0,14}$$

untuk Ret = 13433,9095 dari tig 24 kern didapat JH = 50

$$hi = 150 \left(\frac{0,45}{0,0517} \right) \left(\frac{0,156 \times 0,752}{0,045} \right)^{1/3} (1) = 59,8966$$

BTU/jam ft² °F

$$hi_o = hi \left(\frac{ID}{OD} \right) = 59,8966 \frac{0,62}{0,75} = 49,5145 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

d. Shell side (fluida panas)

e. Luas aliran ; As

$$As = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot PT}$$

Dimana :

$$C^1 = PT - OD = 1 - 3/4 = 0,25 \text{ in}$$

$$B = ID \text{ shell}/5 = 8/5 = 1,6 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{ID \cdot C^1 \cdot B}{144 \cdot PT} = \frac{8 \times 0,25 \times 1,6}{144 \times 1} = 0,0222 \text{ ft}^2$$

f. Kecepatan massa ; Gs

$$G_s = \frac{W}{A_s} = \frac{444,8780 \text{ lb/jam}}{0,0222 \text{ ft}^2} = 20039,5496 \text{ ft}^2$$

g. Bilangan Reynold ; Res

$$Res = \frac{De \cdot G_s}{m}$$

Dimana ; De = diameter ekivalen shell = 0,73 in = 0,0608 ft

Pada $t_c = 392 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat viskositas steam ; M = 0,0387 lb/jam.ft

$$Res = \frac{0,0608 \text{ ft} \times 20039,5496 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}}{0,0387 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}}$$

$$= 31483,3234$$

h. Koefisien perpindahan panas bagian luar; h_o

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{49,5145 \times 1500}{49,5145 + 1500} = 47,9323 \text{ BTU/jam} \cdot \text{ft}^2$$

e. Faktor pengotor ; Rd

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{47,9323 - 41,25}{49,5145 \times 41,25} = 0,0034 \text{ jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

Rd desain > Rd minimum = 0,0030 maka desain heater memenuhi

f. Pressure drop (Penurunan tekanan)

c. Tube side; Δp_t

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot g t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s}$$

Dari tig 26 kern untuk $Re_t = 13433,9095$ didapat faktor fraksi

$$F = 0,0002$$

$$L = \text{Panjang tube} = 8 \text{ ft}$$

$$D = \text{Diameter dalam tube} = 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$S = \text{Spesifikasi grafiti} = 1,05$$

$$n = \text{Jumlah passes} = 2$$

$$\Delta p_t = \frac{0,0002 \times (1954002,3206)^2 \times 8 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0517 \times 01,05} = 0,043 \text{ PSI}$$

$\Delta p_t \text{ hitung} < \Delta p_r \text{ maksimum} = 10 \text{ psi}$ (Untuk aliran cairan)

maka desain tube cooler layak digunakan

d. Shell side; Δp_s

$$\Delta p_{sq} = 1/2 \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times D_e \times S} \right)$$

Dari tig 29 kern untuk $Re_s = 31483,3234$ didapat faktor friksi

$$f = 0,0017$$

$$s = \text{spesifik grafitiy}$$

$$N + 1 = 12 + (L/B) = 12 \times (8/1,6)$$

$$= 60 \text{ ft}$$

$$D_s = \text{diameter dalam shell} = 8 \text{ in} = 0,6667 \text{ ft}$$

$D_e = \text{diameter ekivalen shell} = 0,0608 \text{ ft}$

Steam pada suhu 200°C dan tekanan $16,0 \text{ kgf/cm}^2$ dari tabel steam diketahui volume spesifik = $0,0193 \text{ ft}^3/\text{lb}$

Maka spesifik gravitasi, $s = \frac{1}{0,0193 \text{ ft}^3/\text{lb} \times 62,43 \text{ lb/ft}^3} = 0,83$

$$\Delta p_{pq} = 1/2 \left(\frac{0,0017 \times (20039,5496)^2 \times 0,6667 \times 60}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,83} \right) = 0,0052 \text{ psi}$$

$\Delta p_{ps} \text{ hitung} < \Delta p_{ps} \text{ maksimum} = 2 \text{ psi}$

Untuk aliran gas maka desain shell layak digunakan.

18). FLASH DRUM (FD - 01)

Kode : FD - 01

Fungsi : Memisahkan produk asam asetat

Tipe : Vertikal Vapor - liquid drum separator.

Kondisi operasi : 118°C

1. Faktor pemisah gas-cairan

Dari persamaan 5-1 Ewant hal. 154 didapat faktor pemisahan :

$$\frac{W_L}{W_V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

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

Dari perhitungan neraca massa dapat diketahui gas-cairan yang akan dipisahkan sebagai berikut :

a. Komposisi gas :

Campuran	Kg/jam	kgmol	Xi ;fraksi mol
C ₂ H ₄ O	42,9601	0,9764	0,0209
H ₂ O	6,6888	0,3716	0,0079
CH ₃ COOH	2728,1289	45,4688	0,9712
Total	2777,7778	46,8168	1,0000

b. Komposisi cairan

Campuran	Kg/jam	kgmol	Xi ;fraksi mol
CH ₃ COOH	10,0020	0,60	1,049
(CH ₃ COO) ₂ Mn	6,6688	0,40	1,736
Total	2777,7778	46,8168	1,0000

Diketahui data komponen fase gas:

Komponen	Tr (suhu reduce); ⁰ K	Pr (tek. reduce);atm
C ₂ H ₄ O	461	55
H ₂ O	647,3	217,6
CH ₃ COOH	594,4	57,1

Suhu reduce (Tr) masing-masing komponen uap :

$$Tr \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} = \frac{391^{\circ}\text{K}}{461^{\circ}\text{K}} = 0,85$$

$$Tr \text{ H}_2\text{O} = \frac{391^{\circ}\text{K}}{647^{\circ}\text{K}} = 0,60$$

$$Tr \text{ CH}_3\text{COOH} = \frac{391^{\circ}\text{K}}{594^{\circ}\text{K}} = 0,66$$

$$\begin{aligned} Tr \text{ campuran} &= \sum x_i \cdot Tr_i \\ &= (0,0209 \times 0,85) + (0,0079 \times 0,0046) + \\ &\quad (0,9712 \times 10,75) \\ &= 0,66 \end{aligned}$$

Tekanan reduce (Pr) masing-masing komponen :

$$Pr \text{ C}_2\text{H}_4\text{O} = \frac{1}{55} = 0,0182$$

$$Pr \text{ H}_2\text{O} = \frac{1}{217,6} = 0,0046$$

$$Pr \text{ CH}_3\text{COOH} = \frac{1}{57,1} = 0,0175$$

$$\begin{aligned} Pr \text{ campuran} &= \sum x_i \cdot Pr_i \\ &= (0,0209 \times 0,0182) + (0,0079 \times 0,0046) + \\ &\quad (0,9712 \times 10,75) \\ &= 0,0174 \end{aligned}$$

Dari fig 3.1 Cousin hal 27 untuk $Pr = 0,0174$ dan $Tr = 0,066$ didapat nilai $Z = 0,94$

$$BM \text{ rata-rata gas} = \sum x_i \cdot BM_i$$

$$\begin{aligned} &= (0,0209 \times 44) + (0,0079 \times 18) + (0,9712 \times 60) \\ &= 59,3338 \text{ gr/grmol.} \end{aligned}$$

Densitas campuran gas (ρ_v) ;

$$\rho_v = \frac{BM \cdot P}{Z \cdot R \cdot T}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{59,3338 \text{ gr/grmol} \times 1 \text{ atm}}{0,94 \times 82,06 \text{ atm} \cdot \text{cm}^3 / \text{grmol}^{\circ} K \times 391^{\circ} K} \\ &= 0,0019 \text{ gr/m}^3 \\ &= 0,1228 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Densitas campuran cairan (ρ_L)

$$\begin{aligned} \rho_L &= \sum X_i \cdot \rho_{L_i} \\ &= (0,60 \times 1,049) + (0,40 \times 1,73) \\ &= 1,3214 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 82,5 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Faktor pemisah :

$$\begin{aligned} &= \frac{0,0102 \left(\frac{0,1228}{82,5} \right)^{0,5}}{1,70} \\ &= 0,00024 \end{aligned}$$

2. Kecepatan desain maksimum uap

Dengan bantuan fig. 5-1 Evant vol. 2 hal. 154, dibaca faktor kecepatan uap $K_v = 0,14$ sehingga kecepatan perancangan maksimum uap (U_v) maksimum:

$$(U_v) \text{ maks} = K_v \left[\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right]^{0,5}$$

$$= 0,14 \left[\frac{82,5 - 0,12280}{0,12280} \right]^{0,5}$$

$$= 3,63 \text{ ft/detik.}$$

3. Luas penampang lintang vessel

Dari persamaan 5-2 Evant diperoleh :

$$A_{\min} = \frac{Q_v}{(U_v)_{\max}} ; \text{ft}^2$$

Dimana :

$$Q_v = \text{laju alir volumetrik uap; ft}^3/\text{detik}$$

$$= \frac{W_v}{\rho_v} = \frac{1,70 \text{ lb/dtk}}{0,1228 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 13,84 \text{ ft}^3/\text{dtk}$$

Maka :

$$A_{\min} = \frac{13,84 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{3,63 \text{ ft/dtk}} = 3,8 \text{ ft}^2$$

4. Diameter dan panjang vessel selama volume

Holding time diperoleh sebagai berikut : (tabel 5-1 Evant)

Instrumen faktor (TRC) = 2 menit

Laba faktor (good control) = 2 menit

External operating factor (good control) = 2 menit

Jadi design time = 6 menit

Volume cairan yang tinggal :

$$\begin{aligned}
 V_L &= \frac{W_L \times t}{\rho_L} \\
 &= \frac{0,0102 \text{ lb/dtk} \times 6 \text{ menit} \times 60 \text{ dtk/menit}}{82,5 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 0,0445 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menurut Evant hal. 154 ukuran vessel (tangki) secara geometrik syarat perbandingan tinggi dan diameter dalam 3-5

Diambil $L = 3 D$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume vessel } V &= \frac{1}{4} \pi \cdot D^2 \cdot L \\
 &= \frac{3}{4} \pi
 \end{aligned}$$

Volume vessel = volume gas + volume cairan yang tinggal.

Dimana:

$$\begin{aligned}
 V_{\text{gas}} &= \frac{1,70 \text{ lb/dtk} \times 6 \text{ menit} \times 60 \text{ dtk/mnt}}{0,1228 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 4983,71 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume vessel (D)} &= 4983,71 + 0,0445 \\
 &= 4983,7545 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter vessel (H)} &= \left(\frac{4 \cdot V}{3 \cdot \pi} \right)^{1/3} \\
 &= \left(\frac{4 \times 4983,7545}{3 \times 3,14} \right)^{1/3} \\
 &= 38,4 \text{ ft} = 3,9 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi vessel (H)} &= 3 \times D \\ &= 3 \times 12,8 \text{ ft} \\ &= 38,4 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam vessel (hl)

$$\begin{aligned} hl &= \left(\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2} \right) \\ &= \frac{4 \times 0,0445}{3,14 \times (12,8)^2} \\ &= 0,00035 \text{ ft} \end{aligned}$$

Luas penampang vessel sebenarnya (A):

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \pi D^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times (12,8 \text{ m}^2) \\ &= 128,6144 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan uap sebenarnya (U_v):

$$\begin{aligned} U_v &= \frac{Q_v}{A} \\ &= \frac{13,84 \text{ ft}^2/\text{detik}}{128,6144 \text{ ft}^2} \\ &= 0,11 \text{ ft/detik} \end{aligned}$$

5. Tebal dinding vessel

Untuk *internal pressure*, tebal *shell* (dinding) dihitung dengan menggunakan persamaan 13-1 Brownell & Young. Hal.254 :

$$t_s = \frac{P \times r}{f \cdot \epsilon - 0,6P} + c$$

Dimana :

P = Tekanan desain; atm

r = diameter dalam shell; cm

$$= 1/2 D = 1/2 (12,8 \text{ m}) = 6,4 \text{ m} = 167,6 \text{ in}$$

f = Tegangan yang diizinkan bahan konstruksi; Psi

E = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi (diambil 0,125 in/thn)

Faktor keamanan desain 20 %:

Tekanan desain = $1,20 \times P$ operasi

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

$$= 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ Psi}$$

Bahan konstruksi yang digunakan high-alloy stell SA-167 Grade 10 tipe 301 dengan nilai $f = 18500 \text{ Psi} = 1275,5 \text{ atm}$ (tabel 13.1 hal.251 Brownell & Young) dan diambil pengelasan type double-welded but joint efficiency $E = 80 \%$. (table 13.2 hal 254 Brownell & Young)

Maka :

$$t_s = \frac{17,64 \text{ atm} \times 76,8 \text{ in}}{(18500 \text{ Psi} \times 0,80) - (0,6 \times 17,64 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$

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

Digunakan tebal plate standar = $\frac{1}{4}$ in (0,6350 cm)

6. Tebal *head* (tutup)

Tebal *head* (tutup) dihitung dengan menggunakan persamaan 7.57

Brownell & Young. Hal.133 :

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

Dimana :

P = Tekanan desain; Psi

d = diameter tangki; Psi

$$= 12,8 \text{ ft} = 153,6 \text{ in}$$

E = Efisiensi pengelasan = 80 %

f = Tegangan yang diizinkan bahan konstruksi; Psi

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

v = Faktor korosi

Kondisi bahan konstruksi dan tekanan desain tutup atas sama dengan shell (dinding)

Maka :

$$t_h = \frac{12,6 \text{ Psi} \times 153,6 \text{ in}}{(2 \times 18500 \times 0,80) - (0,2 \times 17,64 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$

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

Digunakan tebal plate shell standar = $\frac{1}{4}$ in = 0,6350 cm

19). POMPA (P – 03)

Fungsi = Mengalirkan larutan mangan asetat keluar botton
flash drum ke Reaktor

Tipe = Pompa sentrifugal

Laju air massa (m) = 16,6708 kg/jam = 36,7198 lb/jam

Densitas (ρ) = 82,5 lb/ft³

Viskositas (m) = $1,344 \cdot 10^{-3} \text{ lb/ft.dtk.}$

Laju air volumetrik bahan (Q)

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

$$\frac{36,7198 \text{ lb/jam}}{82,5 \text{ lb/ft}^3} = 2,2467 \text{ ft}^3 / \text{jam}$$

$$= 0,00624 \text{ ft}^3 / \text{dtk}$$

Diameter optimum pipa (Di)

Dengan menggunakan pers hal 496 ; peter dan timmer house untuk asumsi aliran turbulen (NRe > 2100)

$$Di = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 (0,00624)^{0,45} \cdot (82,5)^{0,13} = 0,705 \text{ in}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (appendix K.brownell and young)

$$\text{NPs} = 1/2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$\text{Diameter dalam (D)} = 0,622 \text{ in} = 0,0518 \text{ ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 0,304 \text{ in}^2 = 0,0021 \text{ ft}^2$$

Uji bilangan reynold (NRe)

$$\text{NRe} = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{m}$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,003624 \text{ ft}^3 / \text{dtk}}{0,0021 \text{ ft}^2} = 2,97 \text{ ft/dtk}$$

Maka :

$$\text{NRe} = \frac{82,5 \times 2,97 \times 0,0518}{1,1344 \cdot 10^{-3}}$$

$$= 11188,5534.$$

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- Pipa lurus panjang ; $L = 20\text{m} = 65,6 \text{ ft}$
- 2 buah elbow $90^\circ = 1 \text{ buah gate valve fullopen, } 1 \text{ buah valve}$
- Tinggi pemompaan perlengkapan ; $z = 2\text{m} = 6,65 \text{ ft}$

Panjang ekivalen pipa sbb:

- Elbow $90^\circ = 2 \times 30 \times 0,0518 \text{ ft} = 3,108 \text{ ft}$
 - Gate valve full open = $1 \times 13 \times 0,0518 \text{ ft} = 0,6734 \text{ ft}$
 - Globe valve full open = $1 \times 430 \times 0,0518 \text{ ft} = 22,274 \text{ ft}$
- Total : $Le = 26,0554 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa total } (\Sigma L) &= L + Le \\ &= 65,6 + 26,0554 = 91,6554 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kontraksi terjadi

$$\Sigma F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot V^2}{2 \cdot gc \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi pers 20 - 22 alan Foust})$$

Dipilih pipa baja standar komersil dengan Σ (relatif Roughnees) = 0,00015 ; maka $E/D = (0,00015 / 0,0518) = 0,0010$ dari tig 14-1 peters hal. 482 untuk $E/D = 0,0010$.

$NRe = 11188,5534$; diperoleh faktor friksi (f) = 0,0065

Maka :

$$\Sigma F = \frac{0,0065 \times 91,6554 \text{ ft} \times (2,97)^2}{2 \times 32,174 \text{ ft.lbf/dtk} \times 0,0518 \text{ ft}} = 1,5766 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

. Energi mekanik pompa :

Menggunakan persamaan bernoulli untuk fluida incompressible isothermal (pers 20-18 allan foust hal 546)

$$\frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + F + wf$$

Atau :

$$-wf = \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + F ; \frac{\Delta p}{\rho} = D (P_1 = P_2)$$

$$\frac{\Delta V^2}{2gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2gc} = \frac{(2,97)^2 - 0^2}{2 \times 32,174} = 0,1371 \text{ ft. lbf/lbm}$$

$$\Delta z = 6,56 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$-wf = 1,5766 + 0,173 + 6,56 = 8,2737 \text{ ft.lbf/lbm}$$

. Tenaga pompa (wHp)

$$\begin{aligned} \text{WHP} &= \frac{-wf \times Q \times \rho}{550} \\ &= \frac{8,2737 \text{ ft.lbf/lbm} \times 0,0624 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times 82,5 \text{ lb/ft}^3}{550 \text{ ft.lbf/dtk/1Hp}} \\ &= 0,0077 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dari fig 14-37 peters hal 520 diperoleh μ untuk kapasitas minimal 20% - 40% (diambil $\mu = 20\%$)

$$\text{BHP} = \frac{\text{WHP}}{m} = \frac{0,0077 \text{ Hp}}{0,20} = 0,0385 \text{ Hp}$$

Untuk BHP = 0,0385 Hp (dari tig 14-30 peters hal 5-21) dipilih μ motor = 20 %

Maka :

$$\text{BHp} = \frac{0,0385 \text{ Hp}}{0,20} = 0,1925 \text{ Hp}$$

Digunakan pompa dengan daya sebesar 1 Hp.

20). POMPA (P - 04)

Fungsi = Mengalirkan asetaldehid yang keluar dari absorber
Ab-01 ke destilasi D-01.

Tipe = Pompa sentrifugal

Laju air massa (m) = 2769,0925 kg/jam = 6099,3227 lb/jam

Densitas (ρ) = 61,58 lb/ft³

Viskositas (μ) = 1,6525.10⁻⁴ lb/ft.dtk.

Laju air volumetrik bahan (Q)

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

$$= \frac{6099,3227 \text{ lb/jam}}{61,58 \text{ lb/ft}^3} = 99,0471 \text{ ft}^3 / \text{jam}$$

$$= 0,0275 \text{ ft}^3 / \text{dtk}$$

Diameter optimum pipa (Di)

Dengan menggunakan pers hal 496 ; peter dan timmer house untuk asumsi aliran turbulen (NRe > 2100)

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

$$= 3,9 (0,0275)^{0,45} \cdot (61,58)^{0,13} = 1,32 \text{ in}$$

Dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (appendix K.brownell and young)

NPs = 1 ¼ in

Schedule = 40

Diameter dalam (D) = 1,380 in = 0,115 ft

Luas penampang (A) = 1,50 in² = 0,0104 ft²

Uji bilangan reynold (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \cdot V \cdot D}{m}$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0,0275 \text{ ft}^3/\text{dtk}}{0,0104 \text{ ft}^2} = 2,6 \text{ ft/dtk}$$

Maka :

$$NRe = \frac{61,58 \text{ lb/ft}^3 \times 2,6 \text{ ft/dtk} \times 0,115 \text{ ft}}{1,6525 \cdot 10^{-4} \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{dtk}}$$

$$= 111421,6036$$

Direncanakan sistem pemompaan terdiri dari :

- a. Pipa lurus panjang ; L = 20m = 65,6 ft
- b. 2 buah elbow 90⁰ = 1 buah gate valve fullopen, 1 buah valve
- c. Tinggi pemompaan perlengkapan ; z = 20 ft

Panjang ekivalen pipa sbb:

$$1. \text{ Elbow } 90^0 = 2 \times 13 \times 0,115 \text{ ft} = 2,99 \text{ ft}$$

$$2. \text{ Gate valve full open} = 1 \times 30 \times 0,115 \text{ ft} = 3,45 \text{ ft}$$

$$3. \text{ Globe valve full open} = 1 \times 430 \times 0,115 \text{ ft} = 49,45 \text{ ft}$$

$$\text{Total :} \quad \text{Le} = 55,89 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pipa total } (\Sigma L) = L + Le$$

$$= 65,6 + 55,89 = 121,49 \text{ ft}$$

Kontraksi terjadi

$$\Sigma F = \frac{f \cdot \Sigma L \cdot V^2}{2 \cdot gc \cdot D} \quad (\text{pers. D. Archi pers 20 - 22 alan Foust})$$

Dipilih pipa baja standar komersil dengan Σ (relatif Roughnees) = 0,00015 ; maka $E/D = (0,00015 / 0,115) = 0,0013$ dari tig 14-1 peters hal. 482 untuk $E/D = 0,0013$.

$NRe = 111421,6036$; diperoleh faktor friksi (f)= 0,005

Maka :

$$\Sigma F = \frac{0,005 \times 121,49 \times (2,6)^2}{2 \times 32,174 \times 0,115} = 0,55 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

. Energi mekanik pompa :

Menggunakan persamaan bernouilly untuk fluida incompressible isothermal (pers 20-18 allan foust hal 546)

$$\frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + F + wf$$

Atau :

$$-wf = \frac{\Delta p}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + F ; \frac{\Delta p}{\rho} = D (P_1 = P_2)$$

$$\frac{\Delta V^2}{2gc} = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2gc} = \frac{(2,6)^2 - 0^2}{2 \times 32,174} = 0,105 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

$$\Delta z = 20 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

$$-wf = 0,55 + 0,105 + 20 = 20,655 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lbm}$$

. Tenaga pompa (wHp)

$$\begin{aligned}
 W_{Hp} &= \frac{-wf \times Q \times \rho}{550} \\
 &= \frac{20,655 \text{ ft.lbf/lbm} \times 0,0275 \text{ ft}^3/\text{dtk} \times 61,58 \text{ lb/ft}^3}{550 \text{ ft.lbf/dtk/1Hp}} \\
 &= 0,06
 \end{aligned}$$

Dari fig 14-37 Peters hal 520 diperoleh μ untuk kapasitas minimal 20% - 40% (diambil $\mu = 20\%$)

$$B_{Hp} = \frac{W_{Hp}}{m} = \frac{0,06 \text{ Hp}}{0,20} = 0,3 \text{ Hp}$$

Untuk BHP = 0.3 Hp (dari fig 14-30 Peters hal 5-21) dipilih μ motor = 50 %

Maka :

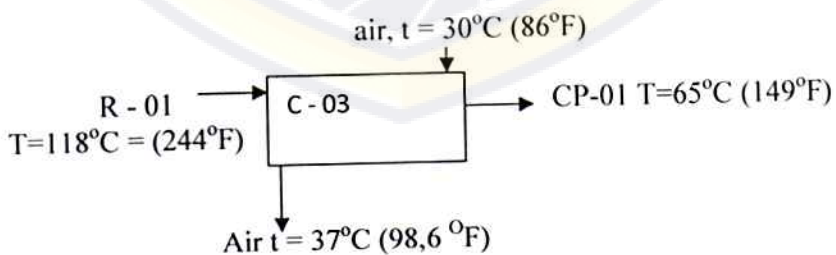
$$B_{Hp} = \frac{0,3 \text{ Hp}}{0,50} = 0,6 \text{ Hp}$$

Digunakan pompa dengan daya sebesar 1 Hp.

21). Cooler III

Kode alat = C - 03

Fungsi = menurunkan suhu larutan katalis Mn – asetat yang keluar dari produk bottom flash drum : FD-01



Beban panas cooler C-03 Q = 459,3382 kkal/jam
 = 1822,7706 BTU/jam

1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
244	Suhu tinggi	98,6	145,4
149	Suhu rendah	86	63
95	Beda	12,6	82,4

$$LMTD = \frac{82,4}{\ln(145,4/63)} = 98,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{95}{12,6} = 7,5$$

$$S = \frac{12,6}{244-86} = 0,08$$

Dari tig 18 kern untuk HE 1-2 diapat Ft = 0,98

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta t &= LMTD \times Ft \\ &= 98,5 \times 0,98 \\ &= 96,6 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2. UD dan A

Sesuai tabel 8 kern hal 840 untuk fluida panas heavy organik organik dan fluida dingin air diketahui,

$$UD = 5 - 75 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Triad Ud} = 5 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{1822,7706 \text{ BTU/jam}}{5 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 96,6 \text{ } ^\circ\text{F}} = 3,78 \text{ ft}^2$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi (kern tabel 10 hal 843)

OD = 3/4 in

BWG = 16

ID = 0,62 in

$a_0 = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$a^1 t = 0,302 \text{ in}$

Pitch = 15/16 in triangular

Panjang = 6 ft

Jumlah tube (Nt)

$$Nt = \frac{A}{a_0 \times L} = \frac{3,78 \text{ ft}^2}{0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 6 \text{ ft}} = 3,2 \text{ buah}$$

Sesuai tabel 9 kern hal 842 dipilih nilai yang mendekati, Nt= 3,2 buah.

Untuk dan pitch triangular 15/16 in didapat :

ID shell = 8 in

Nt = 18 buah

Passes = 8

A terkoreksi = Nt x L x a_0

$$= 18 \times 6 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 21,2004 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{UD terkoreksi} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t} \\ &= \frac{1822,7706 \text{ BTU/jam}}{21,2004 \text{ ft}^2 \times 96,6 \text{ }^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

$$= 0,8905 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

3. Tube side (fluida panas)

a. Luas aliran ; at

$$at = \frac{Nt \times a^1 t}{144 \times n} = \frac{18 \times 0,302}{144 \times 8} = 0,0047 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; Gt

$$Gt = \frac{W}{at} = \frac{144,5368 \text{ lb/jam}}{0,0047 \text{ ft}^2} = 30630,3119 \text{ lb/jam ft}^2$$

c. Bilangan reynold ; Ret

$$\text{Pada } t_c = \frac{(86 + 96,3)}{2} = 92,3 \text{ }^\circ\text{F} \text{ didapat sifat-sifat fisik}$$

$$\text{Viskositas (M)} = 0,5989 \text{ lb/jam ft}$$

$$\text{Konduktifitas panas (k)} = 0,3682 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\text{Kapasitas panas (c)} = 1 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

$$\text{Ret} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 30630,3119 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,5989 \text{ lb/jam.ft}} = 2644,1595$$

Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; h_i

$$h_i = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot M}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{M_w} \right)^{0,14}$$

untuk $Re_t = 2644,1595$ dari tig 24 kern didapat $JH = 10$

$$h_i = 10 \left(\frac{0,3682}{0,0517} \right) \left(\frac{1 \times 0,5989}{0,3682} \right)^{1/3} (1) = 83,7562 \text{ BTU/jam}$$

$\text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$h_{i_o} = h_i \left(\frac{ID}{OD} \right) = 83,7562 \times \frac{0,62}{0,75} = 69,2384 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Shell side (fluida panas)

a. Luas aliran ; A_s

$$A_s = \frac{ID \cdot C^1 \cdot B}{144 \cdot PT}$$

Dimana :

$$C^1 = PT - OD = 15/16 - 0,75 = 0,1875 \text{ in}$$

$$B = ID \text{ shell}/5 = 8/5 = 1,6 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{ID \cdot C^1 \cdot B}{144 \cdot PT} = \frac{8 \times 0,1875 \times 1,6}{144 \times 15/16} = 0,0178 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; G_s

$$G_s = \frac{W}{A_s} = \frac{36,7198 \text{ lb/jam}}{0,0178 \text{ ft}^2} = 2065,4900 \text{ ft}^2$$

c. Bilangan reynold ; Res

$$Res = \frac{De \cdot G_s}{m}$$

Dimana ; D_e = diameter ekivalen shell = 0,55 in = 0,0458 ft

$$\text{Pada } t_c = \frac{(149 + 244)}{2} = 196,5 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ didapat sifat-sifat fisik}$$

$$\text{Viskositas (M)} = 2,45 \text{ lb/jam ft}$$

$$\text{Konduktifitas panas (k)} = 0,0018 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

$$\text{Kapasitas panas (c)} = 0,334 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Res} &= \frac{0,0458 \text{ ft} \times 2065,4900 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}}{2,45 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}} \\ &= 38,6401 \end{aligned}$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar; h_o

$$h_o = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot M}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{Mw} \right)^{0,14}$$

untuk $\text{Res} = 38,6401$ dari tig 28 kern didapat $JH = 3$

$$h_o = 3 \left(\frac{0,0018}{0,0458} \right) \left(\frac{0,334 \times 2,45}{0,0018} \right)^{1/3} (1) = 0,9059 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan ; U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{69,2384 \times 0,9059}{69,2384 + 0,9059} = 0,8942 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

6. Faktor pengotor ; R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{0,8942 - 0,8905}{0,8942 \times 0,8905} = 0,0047 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/BTU}$$

R_d desain > R_d minimum = 0,0047 maka desain cooler digunakan

7. Pressure drop (Penurunan tekanan)

a. Tube side; Δp_t

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot g t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s}$$

Dari tig 26 kern untuk $Re_t = 13433,9095$ didapat faktor fraksi

$$F = 0,00039$$

$$L = \text{Panjang tube} = 6 \text{ ft}$$

$$D = \text{Diameter dalam tube} = 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$S = \text{Spesifikasi grafiti} = 1$$

$$n = \text{Jumlah passes} = 8$$

$$\Delta p_t = \frac{0,00039 \times (30630,3119)^2 \times 6 \times 8}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0517 \times 1} = 0,0065 \text{ PSI}$$

$$\Delta p_t \text{ hitung} < \Delta p_r \text{ maksimum} = 10 \text{ psi (Untuk aliran cairan)}$$

maka desain tube cooler layak digunakan

b. Shell side; p_q

$$\Delta p_q = 1/2 \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times D_e \times S} \right)$$

Dari tig 29 kern untuk $Re_g = 38.6401$ didapat faktor friksi

$$f = 0,011$$

$$s = \text{spesifik grafitiy} = 0,696$$

$$N + 1 = 12 + (L/B) = 12 \times (6/1,6) = 45 \text{ ft}$$

$$D_q = \text{diameter dalam shell} = 8 \text{ in} = 0,6667 \text{ ft}$$

$$D_c = \text{diameter ekivalen shell} = 0,0608 \text{ ft}$$

$$\Delta\rho q = 1/2 \left(\frac{0,011 \times (2065,4900)^2 \times 0,6667 \times 45}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,696} \right) = 0,00032 \text{ psi}$$

$\Delta\rho q$ hitung < $\Delta\rho q$ maksimum = 10 psi

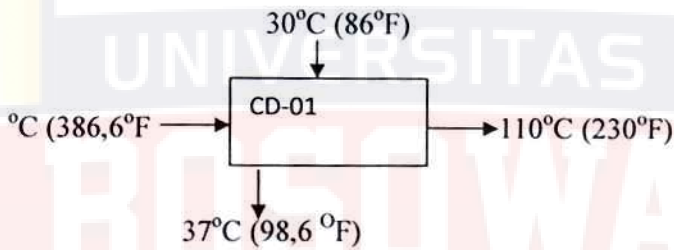
maka desain layk digunakan.

22. CONDENSOR (CD – 01)

Kode : CD - 01

Fungsi : Mengkondensasikan uap yang keluar dari top flash drum FD-01

Type : Total kondensor (Shell and Tube)



Sesuai hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas dapat diketahui :

$$\begin{aligned} \text{Beban panas kondensor (Q)} &= 286166,4214 \text{ kkal/jam} \\ &= 1135581,0370 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Rate Fluida panas (W)

Komponen	kg/jam	kgmol	Fraksimol
C ₂ H ₄ O	42,9601	0,9764	0,0201
H ₂ O	6,6888	0,3716	0,0077
CH ₃ COOH	2728,1289	47,1188	0,9722
Total	2777,7778	48,4668	1,0000

Rate fluida dingin (air) $w = 40880,9173 \text{ kg/jam} = 90046,0735 \text{ lb/jam}$

1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda suhu
386,6	Suhu tinggi	98,6 °F	288
230	Suhu rendah	86 °F	144
156,6	Beda	12,6 °F	144

$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{144 \text{ } ^\circ\text{F}}{\ln(288/144)}$$

$$= 207,75 \text{ } ^\circ\text{F}$$

2. UD dan A

Sesuai tabel 8 Kern hal. 840 Fluida panas gas (light organic) dan Fluida dingin (air) diketahui:

$U_D = 2 - 50 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ dengan $R_d = 0,0030$.

Trial UD = 44,5 Btu/jam.ft².°F

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{UD \times \Delta t} \\
 &= \frac{1135581,0370 \text{ Btu/jam}}{44,5 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 207,75 \text{ °F}} \\
 &= 122,8336 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi : (Kern tabel 10 Hal. 843) :

- OD = ¾ 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 = 12 ft
- Jumlah tube: $N_t = \frac{A}{a_o \times L}$
- = $\frac{122,8336 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12 \text{ ft}}$
- = 52,15 buah

Dari tabel 9 Kern hal. 842 dipilih nilai yang mendekati dengan $N_t = 52,15$ buah untuk OD ¾ in dan pitch tringuler, $P_T = 1$ in, didapat :

- ID shell = 10 in
- $N_t = 52$ buah

$$\text{Passes (n)} = 2$$

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= Nt \times L \times a_o \\ &= 52 \times 12 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 122,4912 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_D \text{ koreksi} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t} \\ &= \frac{1135581,0370 \text{ Btu/jam}}{122,4912 \text{ ft}^2 \times 207,75 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 44,6 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(trial $U_D \approx 44,5 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$; maka trial U_D memenuhi)

3. Tube side (fluida dingin); air

a. Luas aliran (at)

$$\begin{aligned} at &= \frac{Nt \times at'}{144 \times n} \\ &= \frac{52 \times 0,302}{144 \times 2} \\ &= 0,0545 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Kecepatan massa, Gt :

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{w}{at} \\ &= \frac{90046,0735 \text{ lb/jam}}{0,0545 \text{ ft}^2} \\ &= 1652221,5320 \text{ lb/jam ft}^2 \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold (R_{et})

$$R_{et} = \left(\frac{D \times Gt}{\mu} \right)$$

Pada $T_c = \frac{86 + 98,6}{2} = 92,3$ °F didapat sifat-sifat fisik air :

Visikositas $\mu = 0,5989$ lb/jam.ft

Konduktivitas panas $k = 0,3682$ Btu/jam ft²(°F/ft)

Kapasitas panas $c = 1,0$ Btu/lb °F

$$\begin{aligned} R_{et} &= \frac{0,0517 \text{ ft} \times 1652221,5320 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,5989 \text{ lb/jam.ft}} \\ &= 142627,9065 \end{aligned}$$

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 $Re_t = 142627,9065$ dari fig. 24 Kern di dapat $JH = 350$

$$h_i = 350 \left(\frac{0,3682}{0,0517} \right) \left(\frac{1 \times 0,5989}{0,3682} \right)^{1/3} (1)$$

$$= 4054,4487 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$h_{io} = h_i \times \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

$$= 4054,4487 \times \frac{0,62}{0,75}$$

$$= 3351,6776 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

4. Shell side (fluida panas)

a. Luas aliran (as)

$$as = \frac{ID \times C' \times B'}{144 \times P_T}$$

Dimana: $C' = P_T - OD = 1 - 3/4$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$$B' = ID \text{ shell (baffle maximum)}$$

$$= 10 \text{ in}$$

$$As = \frac{10 \times 0,25 \times 10}{144 \times 1}$$

$$= 0,1736 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa (Gs)

$$Gs = \frac{w}{as}$$

$$= \frac{6118,4534 \text{ lb/jam}}{0,1736 \text{ ft}^2}$$

$$= 35244,5472 \text{ lb/jam ft}^2$$

Kecepatan massa terkondensasi (G'')

$$G'' = \frac{W}{L \cdot Nt^{2/3}}$$

$$= \frac{6118,4534 \text{ lb/jam}}{12 \times (52)^{2/3}} = 36,6 \text{ lb/jam.ft}$$

c. Bilangan Retnold (Res)

$$Res = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

Dimana ;

Pada $T_c = (230 + 386,6)/2 = 308,3$ °F didapat Viskositas Uap

$\mu = 0,0256$ lb/jam ft De = diameter ekivalen sheel = 0,0608 ft.

$$R_{es} = \frac{0,0608 \times 35244,5472 \text{ lb/jam ft}^2}{0,0256 \text{ lb/jam ft}^2}$$

$$= 83705,7996$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar; (h_o):

$$h_o = 55 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$$

$$= 96,3 + \frac{55}{(3351,6776 + 55)} (308,3 - 96,3)$$

$$= 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

untuk $t_r = 204,15$ °F didapat sifat-sifat campuran bahan:

$$k_r = 0,09 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

$$s_r = 0,75$$

$$\mu_r = 0,10 \text{ Cp}$$

Dari fig 12.9 Kern hal. 267 dan $G'' = 36,6$ lb/jam ft didapat $h = h_o = 55$

Btu/jam ft² °F

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan bersih ; (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= \frac{3351,6776 \times 55}{3351,6776 + 55}$$

= 54,1120 Btu/jam ft².°F

6. Faktor Pengotor ; (Rd)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$= \frac{54,1120 - 44,6}{54,1120 \times 44,6}$$

$$= 0,0039$$

R_d desain > R_d minimum = 0,0030, maka perancangan condensor dapat digunakan.

7. Pressure Drop

$$\Delta Pt = \left(\frac{F \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \cdot 10^{10} \times D \times S} \right)$$

Dari Fig. 26 Kern untuk Re_t = 142676,9065 didapat:

F = Faktor friksi = 0,00013 ft²/in²

L = Panjang Tube = 8 ft

D = Diameter dalam tube = 0,0517 ft

s = Spesifik grafiti = 1,0

n = Jumlah passes = 2

Sehingga:

$$\Delta Pt = \left[\frac{0,00013 \times (1652221)^2 \times 8 \times 2}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0517 \times 1,0} \right]$$

$$= 2,1 \text{ Psi}$$

a. Tekanan Reduce

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s} \times \left(\frac{V^2}{2 \cdot g_c} \right)$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \cdot \rho} = \frac{1652221,5320 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{3600 \text{ dtk/jam} \times 62,43 \text{ lb/ft}^3} = 7,35 \text{ ft/dtk}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 2}{1,0} \times \frac{(7,35)^2}{2 \times 32,174} = 6,72 \text{ Psi}$$

Tekanan total tube (ΔP_T) :

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 2,1 + 6,72 \\ &= 8,82 \text{ Psi} \end{aligned}$$

ΔP_T hitung < ΔP_T maksimum = 10 psi (aliran cairan), maka desain condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

b. Shell side

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left[\frac{F \times G_s^2 \times D_s \times (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times D_e \times s} \right]$$

Dari Fig. 29 Kern untuk $Re_s = 83705,7996$ didapat faktor friksi $f = 0,0015 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

$$\begin{aligned} (N + 1) &= 12 \times (L/B) \\ &= 12 \times (12/10) \\ &= 14,4 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$D_s = \text{Diameter dalam shell} = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

$$D_e = \text{Diameter equivalen shell} = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft}$$

s = Spesifik grafiti = 0,0031

Sehingga:

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \left(\frac{0,0015 \times (35244,5472)^2 \times 0,8333 \times 14,4}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0608 \times 0,0031} \right)$$

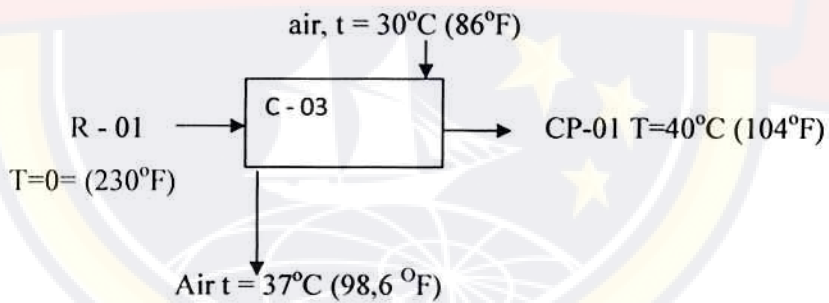
$$= 1,14 \text{ Psi}$$

ΔP_s hitung < ΔP_s maximum = 2,0 psi (aliran cairan), maka desain condensor memenuhi syarat untuk digunakan.

23). COOLER IV (C - 04)

Kode alat = C - 04

Fungsi = Menurunkan suhu produk larutan As. Asetat keluar dari kondensor sebelum dialirkan ke tangki produk asam asetat.



Beban panas cooler C-04 Q = 115971,7639 kkal/jam
 = 460205,4123 BTU/jam

1. Δt

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
230	Suhu tinggi	98,6	131,4
104	Suhu rendah	86	18
126	beda	12,6	113,4

$$LMTD = \frac{113,4}{\ln(126/12,6)} = 57,05 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{126}{12,6} = 10$$

$$S = \frac{12,6}{230-86} = 0,09$$

Dari tig 18 kern untuk HE 1-2 diapat Ft = 0,98

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta t &= LMTD \times Ft \\ &= 57,05 \times 0,98 \\ &= 56 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2. UD dan A

Sesuai tabel 8 kern hal 840 untuk fluida panas heavy organik organik dan fluida dingin air diketahui,

$$UD = 75 - 150 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Triad Ud} = 100 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{460205,4123 \text{ BTU/jam}}{100 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 56 \text{ } ^\circ\text{F}} = 82,3193 \text{ ft}^2$$

Dirancang menggunakan tube dengan spesifikasi (kern tabel 10 hal 843)

$$\text{OD} = 3/4 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

$$a_0 = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a^1_t = 0,302 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in triangular}$$

$$\text{Panjang} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)}$$

$$Nt = \frac{A}{a_0 \times L} = \frac{82,3193 \text{ ft}^3}{0,1963 \text{ ft}^3/\text{ft} \times 8 \text{ ft}} = 52,4 \text{ buah}$$

Sesuai tabel 9 kern hal 842 dipilih nilai yang mendekati, $Nt = 52,4$ buah.

Untuk dan pitch triangular 1 in didapat :

$$\text{ID shell} = 10 \text{ in}$$

$$Nt = 52 \text{ buah}$$

$$\text{Passes} = 2$$

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= Nt \times L \times a_0 \\ &= 52 \times 8 \text{ ft} \times 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 81,6608 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{UD terkoreksi} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta t} \\
 &= \frac{460205,4123 \text{ BTU/jam}}{81,6608 \text{ ft}^2 \times 56 \text{ }^\circ\text{F}} \\
 &= 100,8064 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

3. Tube side (fluida panas)

a. Luas aliran ; at

$$\text{at} = \frac{Nt \times a^1 t}{144 \times n} = \frac{52 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,0136 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; Gt

$$\text{Gt} = \frac{W}{\text{at}} = \frac{36492 \text{ lb/jam}}{0,0136 \text{ ft}^2} = 2676951,8596 \text{ lb/jam ft}^2$$

c. Bilangan reynold ; Ret

$$\text{Pada } t_c = \frac{(86 + 98,3)}{2} = 96,3 \text{ }^\circ\text{F} \text{ didapat sifat-sifat fisik}$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,5989 \text{ lb/jam ft}$$

$$\text{Konduktifitas panas } (k) = 0,3682 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\text{Kapasitas panas } (c) = 1 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

$$\text{Ret} = \frac{0,0517 \text{ ft} \times 2676951,8596 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,5989 \text{ lb/jam.ft}} = 231087,6793$$

Koefisien perpindahan panas bagian dalam ; hi

$$\text{hi} = \text{JH} \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot M}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{Mw} \right)^{0,14}$$

untuk Ret = 231087,6793 dari tig 24 kern didapat JH = 500

$$h_i = 500 \left(\frac{0,3682}{0,0517} \right) \left(\frac{1 \times 0,5989}{0,3682} \right)^{1/3} \quad (1) = 4187,8079 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{i_o} = h_i \left(\frac{ID}{OD} \right) = 4187,8079 \times \frac{0,62}{0,75} = 3461,9212 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Shell side (fluida panas)

a. Luas aliran ; A_s

$$A_s = \frac{ID \cdot C^1 \cdot B}{144 \cdot PT}$$

Dimana :

$$C^1 = PT - OD = 1 - 0,75 = 0,25 \text{ in}$$

$$B = ID \text{ shell}/5 = 10/5 = 2 \text{ in}$$

$$A_s = \frac{ID \cdot C^1 \cdot B}{144 \cdot PT} = \frac{10 \times 0,25 \times 2}{144 \times 1} = 0,0370 \text{ ft}^2$$

b. Kecepatan massa ; G_s

$$G_s = \frac{W}{A_s} = \frac{6118,4553 \text{ lb/jam}}{0,0370 \text{ ft}^2} = 165198,2392 \text{ ft}^2$$

c. Bilangan reynold ; Res

$$Res = \frac{De \cdot G_s}{m}$$

Dimana ; De = diameter ekuivalen shell = 0,73 in = 0,0608ft

$$\text{Pada } t_c = \frac{(104 + 230)}{2} = 167 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ didapat sifat-sifat fisik}$$

$$\text{Viskositas (M)} = 1,153 \text{ lb/jam ft}$$

$$\text{Konduktifitas panas (k)} = 0,125 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)}$$

$$\text{Kapasitas panas (c)} = 0,35 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Res} = \frac{0,0608 \text{ ft} \times 165198,2392 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}}{1,1530 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}}$$

$$= 8716,0100$$

d. Koefisien perpindahan panas bagian luar; h_o

$$h_o = JH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \cdot M}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{M}{M_w} \right)^{0,14}$$

untuk $\text{Res} = 8716,01$ dari tig 28 kern didapat $JH = 55$

$$h_o = 55 \left(\frac{0,125}{0,0608} \right) \left(\frac{0,35 \times 1,153}{0,125} \right)^{1/3} (1) = 167,0296 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

5. Koefisien perpindahan panas keseluruhan ; U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{3461,9212 \times 167,0296}{3461,9212 + 167,0296} = 159,3418 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

6. Faktor pengotor ; R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{159,3418 - 100,8064}{159,3418 \times 100,8064} = 0,0036 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/BTU}$$

$R_d \text{ desain} > R_d \text{ minimum} = 0,0030$ maka desain cooler digunakan

7. Pressure drop (Penurunan tekanan)

a. Tube side; Δp_t

$$\Delta p_t = \frac{f \cdot g t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s}$$

Dari tig 26 kern untuk $\text{Ret} = 13433,9095$ didapat faktor fraksi

$$F = 0,00012$$

$$L = \text{Panjang tube} = 8 \text{ ft}$$

$$D = \text{Diameter dalam tube} = 0,62 \text{ in} = 0,0517 \text{ ft}$$

S = Spesifikasi grafiti = 1

n = Jumlah passes = 2

$$\Delta p_t = \frac{0,00012 \times (2676951,8596)^2 \times 2 \times 8 \text{ ft}}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0517 \times 1} = 5,10 \text{ PSI}$$

Δp_t hitung < Δp_r maksimum = 10 psi (Untuk aliran cairan)

maka desain tube cooler layak digunakan

b. Shell side; ρq

$$\Delta p_{pq} = 1/2 \left(\frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \times D_e \times S} \right)$$

Dari tig 29 kern untuk Reg = 8716,0100 didapat faktor friksi

$$f = 0,0022$$

s = spesifik grafitiy = 1,05

$$N + 1 = 12 + (L/B) = 12 \times (8/2) = 48 \text{ ft}$$

$$D_q = \text{diameter dalam shell} = 10 \text{ in} = 0,8333 \text{ ft}$$

$$D_c = \text{diameter ekivalen shell} = 0,0602 \text{ ft}$$

$$\Delta p_{pq} = 1/2 \left(\frac{0,0022 \times (165198,2392)^2 \times 0,8333 \times 48}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0602 \times 1,05} \right) = 0,36 \text{ psi}$$

Δp_{pq} hitung < Δp_{pq} maksimum = 10 psi

maka desain layak digunakan.

24. TANGKI PRODUK ASAM ASETAT (T – 03)

Kode : T - 03

Fungsi : Menampung produk asam asetat.

Type : Silinder vertikal dengan tutup atas dishead dan tutup bawah plat

diatas

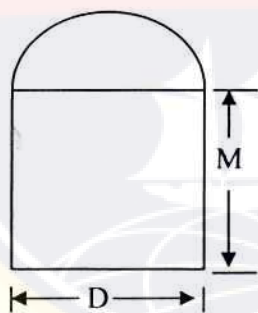
Kondisi penyimpanan bahan :

Tekanan = 1 atm = 14,7 Psi

Suhu = 40 °C

Lama penyediaan = 1 bulan (720 jam)

1. Sketsa tangki



2. Volume tangki

Dari perhitungan neraca massa diketahui :

- Laju alir massa, $m = 2777,7778 \text{ kg/jam} = 6118,4533 \text{ lb/jam}$

- Densitas, $\rho = 1,0447 \text{ gr/jam} = 65,2220 \text{ lb/Ft}^3$

Volume bahan untuk satu bulan penyimpanan :

$$V = \frac{m \times t}{\rho}$$

Dimana :

m = rate massa bahan : lb/jam

ρ = Densitas : lb/Ft³

t = Waktu penyimpanan

= 1 bulan (720 jam)

$$V = \frac{6118 \text{ lb/jam} \times 720 \text{ jam}}{65,2220 \text{ lb/Ft}^3}$$

$$= 67537,9473 \text{ Ft}^2$$

Tangki dirancang dengan ketentuan :

1. 85% volume tangki terisi cairan
2. Perbandingan tinggi (H) = 1,5 Diameter (D)
3. Digunakan tangki sebanyak 2 buah

Volume untuk satu buah tangki :

$$V = \frac{67357,9473 \text{ ft}^3}{0,85}$$

$$= 79456,4086 \text{ ft}^3$$

Maka volume untuk 1 buah tangki;

$$\begin{aligned}
 V_t &= \frac{79456,4086 \text{ ft}^3}{2} \\
 &= 39728,2043 \text{ ft}^3 \\
 &= 1125 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

3. Diameter Tangki

Volume tangki : Volume silinder + volume tutup atas

Volume silinder = $\frac{1}{4} \pi D^2 H$ dimana $H = 1,5 D$

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 (1,5D)$$

$$= 0,375 \pi D^3$$

Volume tutup $V_h = (0,000049 D^3)$ (Persamaan 5.11 Hal 88 Brownell and Young)

Maka :

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= 0,375 \pi D^3 + 0,000049 (D / 12)^3$$

$$= 1,1775 D^3$$

$$\text{Diameter tangki } D = \left(\frac{V_t}{1,1775} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{39728,2043 \text{ ft}^3}{1,1775} \right)^{1/3}$$

$$= 32,2 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Silinder, H} = 1,5 D$$

$$= 1,5 \times 32,3 \text{ ft}$$

$$= 48,45 \text{ ft}$$

4. Tebal dinding Tangi (Ts)

Untuk internal pressure, tebal shell dihitung dengan menggunakan pers.

13-1 brownell & young hal 254.

$$T_s = \frac{Pr}{F.E - 0,6P} + c$$

Dimana :

P = Tekanan desain : Psi

r = Jari-jari tangki : in

$$= \frac{1}{2} D = \frac{1}{2}(32,3 \text{ Ft})$$

$$= 16,15 \text{ Ft} = 193,8 \text{ in}$$

F = Tegangan yang diijinkan : Psi

C = Faktor korosi : in

$$P \text{ desain} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrolisis}$$

$$P \text{ hidrolisis} = P \times g/gc \times hL \longrightarrow hl = \text{tinggi cairan}$$

$$= 65,2220 \text{ Pb/ft}^3 \times \frac{32,2 \text{ ft / dt}^2}{32,174 \text{ ft .lbf/ lbm .dt}} \times 41,23$$

$$= 2691,1936 \text{ lb/ft}^2 = 18,70 \text{ Psi}$$

$$P \text{ desain} = 14,7 + 18,70 = 33,40 \text{ Psi}$$

Bahan konstruksi yang digunakan stainless stell SA – 167 grade 10 tipe 310 dengan nilai $f = 18750 \text{ Psi}$ (appendix C Brownell & young) faktor korosi ditetapkan 0,125 in.

Maka :

$$T_s = \frac{33,40 \text{ Psi} \times 193,8 \text{ in}}{(18750 \text{ Psi} \times 0,80) - (0,6 \times 33,40 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,56 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat shell standar = 1/2 in = 1,27 cm

5. Tebal Tutup Atas Tangki(th)

Tebal tutup atas tangki standar dishead dihitung dengan menggunakan persamaan 13-12 Brownell and young halaman 258

$$Th = \frac{0,885 \cdot P \cdot rc}{f \cdot E - 0,1 P} + C$$

Dimana :

P = Tekanan desain : Psi

r_c = Crown Radius : in

F = tegangan yang diizinkan bahan konstruksi :Psi

E = efisiensi pengelasan : 80 %

C = faktor korosi : in

$r_c = OD\ Shell = ID\ Shell + 2 \cdot ts$

$$= (32,2\ ft \times 12\ in/ft) + (2 \times \frac{1}{2}\ in)$$

$$= 388,6\ in$$

Bahan konstruksi yang digunakan untuk tutup sama dengan shell maka :

$$th = \frac{0,885 \times 33,40\ Psi \times 388,6\ in}{(18750 \times 0,8) - (0,1 \times 33,40\ Psi)} + 0,125\ in$$

$$= 0,89\ in$$

Digunakan tebal plat tutup standar = $\frac{7}{8}$ in = 2,22 cm

6. Tebal tutup bawah tangki (tb)

Tebal tutup bawah (plat datar) dihitung dengan menggunakan persamaan

13-16 Brownell and Young Hal 45)

$$T_b = \frac{p \cdot d}{2 \cdot F \cdot E} + C$$

Dimana :

P = Tekanan desain : Psi

d = diameter dalam shell : in

$$= 32,3 \text{ ft} \times \frac{12 \text{ in}}{1 \text{ Ft}} = 387,6 \text{ in}$$

F = Tegangan yang diizinkan bahan konstruksi = Psi

E = Efisiensi pengelasan = 80 %

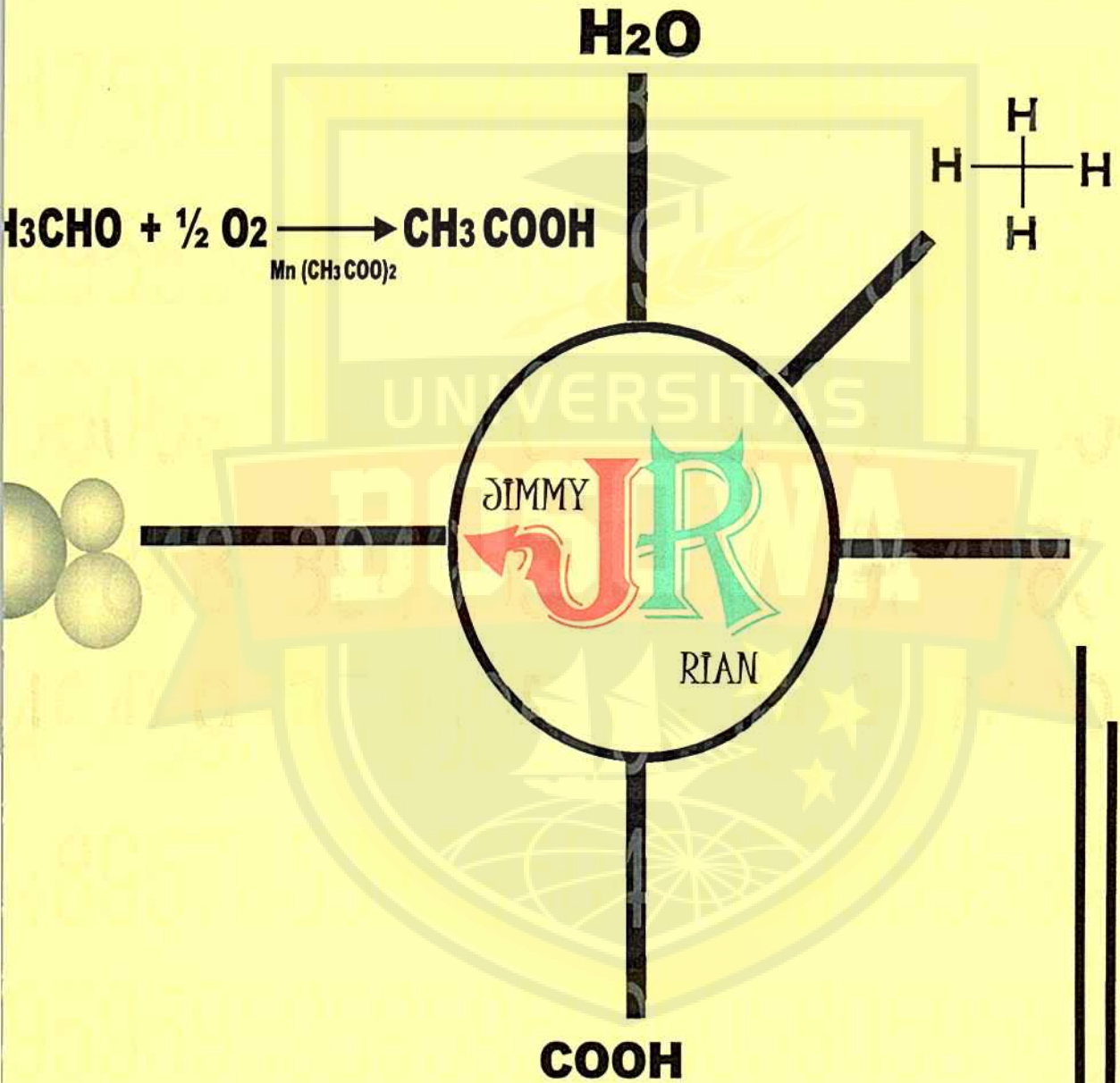
C = Faktor korosi = 0,125 in

Bahan konstruski yang digunakan tutup sama dengan shell maka :

$$\begin{aligned} T_p &= \frac{33,40 \text{ Psi} \times 387,6 \text{ in}}{2 \times 18750 \text{ Psi} \times 0,8} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,56 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal plat tutup standar = 1/2 in = 1,30 cm

AMPIRAN. D



PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI



LAMPIRAN D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

1. Perkiraan Harga Alat

Pabrik asam asetat direncanakan didirikan pada tahun 2008 perkiraan harga alat didasarkan, alat pada tahun 2003.

Penentuan harga alat pada tahun 2008 dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$E_x = E_y \left(\frac{N_x}{N_y} \right)$$

Dimana : E_x = Harga alat pada tahun 2008

E_y = Harga alat pada tahun 2003

N_x = Indeks pada tahun 2008

N_y = Indeks pada tahun 2003

$$C_A = C_B \left[\frac{X_A}{X_B} \right]$$

Dimana :

C_A = Harga Alat Kapasitas Terhitung

C_B = Harga Alat Kapasitas Yang Diketahui

X_A = Kapasitas Alat Terhitung

X_B = Kapasitas Alat Yang Diketahui

n = Pangkat Waktu Biaya Peralatan (dapat dilihat pada table 5, hal 170 peters)

Dari table 3 Peters hal 163 dan *WWW.Eng.Tips.Com* (Chemical Plant Design and Operation). Didapat "annual chemical plant indeks" dengan menganggap kenaikan indeks tetap tiap tahun yang ditentukan merupakan garis lurus, penentuan indeks harga dilakukan dengan metode (last square peters hal 760).

Penentuan indeks harga pada tahun 2008.

Tabel. D - 1. Penentuan Indeks Harga

No	Tahun (X)	Indeks harga	X ²	X.Y
1	1990	356,0	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	280809,4
11	2000	394,1	4000000	788200
12	2001	400,7	40004001	801800,7
13	2002	405	40008004	810810
Σ	25948	4932	51792390	9845049

(Sumber; Balai Pusat Statistik, Makassar 2003)

Bentuk umum persamaan *last square*:

$$Y = a + b(x - \bar{x})$$

Dimana: $a = \bar{y}$

$$\begin{aligned} b &= \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2} \\ &= \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2} = \sum xy - \left(\frac{\sum x \times \sum y}{n} \right) \\ &= \sum(\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \left[\frac{(\sum x)^2}{n} \right] \end{aligned}$$

Dari tabel D - 1 diperoleh :

$$\sum x = 25948 \quad \bar{x} = (\sum x/n) = (25948/13) = 1996$$

$$\sum x^2 = 51792390$$

$$\sum(\bar{x} - x^2) = 51792390 - \left[\frac{(25948)^2}{13} \right]$$

$$= 182$$

$$\sum y = 4932$$

$$\sum xy = 9845049$$

$$\Sigma(\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = 9845049 - \left[\frac{25948 \times 4932}{13} \right] = 777$$

Maka didapat :

$$a = \bar{y} = \frac{\Sigma y}{n} = \frac{4932}{13} = 379,3846$$

$$b = \frac{\Sigma(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\Sigma(\bar{x} - x)^2} = \frac{777}{13} = 4,2692$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} y &= 379,3846 + 4,2692(x - 1996) \\ &= 379,3846 + 4,2692x - 8521,3232 \\ &= 4,2692x - 8141,9386 \end{aligned}$$

Dimana :

y = Indeks Harga

x = Tahun

Jadi indeks harga untuk tahun 2008 adalah :

$$\begin{aligned} y &= (4,2692 \times 2008) - 8141,9386 \\ &= 430,615 \end{aligned}$$

Jadi indeks harga untuk tahun 2003 adalah :

$$\begin{aligned} y &= (4,2692 \times 2003) - 8141,9386 \\ &= 409,269 \end{aligned}$$

Contoh perhitungan harga peralatan :

I. Tangki Bahan Baku Asetaldehid

Tipe : Selinder vertikal tutup atas dishead dan tutup bawah
plat datar

Kapasitas : 37851 ft³ (1072 m³)

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA-167 grade 10 tipe 310

Jumlah : 2 Buah

Berdasarkan data dari situs www.matche.com didapat harga alat pada tahun 2003 sebesar US.\$ 53,000

Maka harga alat pada tahun 2008 :

$$= \text{harga alat tahun 2003} \times \frac{\text{Indeks harga tahun 2008}}{\text{Indeks harga tahun 2003}}$$

$$= \text{US\$ } 53,000 \times \frac{430,615}{409,269}$$

$$= \text{US\$ } 55,764$$

Penentuan harga peralatan yang lain dihitung dengan metode seperti diatas dan hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel harga peralatan sebagai berikut :

Table D-2 Harga Peralatan Proses

No	Nama alat	kode	Harga/unit (US \$)		Harga total (US \$) Tahun 2008
			Tahun 2008	JML	
1	Tangki asetaldehid	T-01	55764	2	111528
2	Tangki pencampur	TP-01	68983	1	68983
3	Heater I	H-01	17246	1	17246
4	Filter udara	F-01	5749	10	57486
5	Compressor	CP-01	74732	1	74732
6	Cooler I	C-01	14946	1	14946
7	Reactor	R-01	191,812	1	191,812
8	Cooler II	C-02	14946	1	14946
9	Absorber	AB-01	97726	1	97726
10	Heater III	H-03	17246	1	17246
11	Distilasi	D-01	113822	1	113822
12	Condenser distilasi	CD-01	19545	1	19545
13	Accumulator	AC-01	4599	1	4599
14	Reboiler	RB-01	18396	1	18396
15	Heater II	H-01	17246	1	17246
16	Flas drum	FD-01	74732	1	74732
17	Cooler III	C-03	13797	2	27593
18	Cond. Produk	CD-02	15521	1	15521
19	Cooler IV	C-04	13797	1	13797

20	Tangki produk	T-02	143715	2	287430
21	Pompa I	P-01	805	2	1610
22	Pompa II	P-02	805	2	1610
23	Pompa III	P-03	575	2	1150
24	Pompa IV	P-04	805	2	1610
25	Pompa V	P-05	575	2	1150
26	Pompa VI	P-06	575	2	1150
27	Pompa VII	P-07	575	2	1150
Total					1268762

Total harga peralatan proses pada tahun 2008, Diperkirakan biaya impor, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai dilokasi sebesar 25 % dari harga peralatan.

Jadi harga peralatan proses :

$$= 1,25 \times \text{US. \$} . 1268762$$

$$= \text{US \$} . 1585952$$

Table D-3 Harga Peralatan Utilitas

No	Nama alat	Kode	Harga/unit (US \$)	jml	Harga total (US \$)
			Tahun 2008		Tahun 2008
1	Clarifier	C-01	57486	1	57486
2	Kation exchanger	KE-01	86229	1	86229
3	Anion exchanger	AE-01	86229	1	86229
4	Tangki air U.boiler	TB-01	17246	1	17246
5	Cooling tower	CT-01	91978	1	9197
6	Pompa I	P-01	1150	2	2299
7	Pompa II	P-02	805	2	1610
8	Pompa III	P-03	805	2	1610
9	Pompa IV	P-04	805	2	1610
10	Pompa V	P-05	1150	2	2299
11	Pompa VI	P-06	805	2	1610
12	Generator	G-01	86229	1	86229
13	Tangki B.B generator	TBB-01	8048	1	8048
Total					567501

Diperkirakan harga peralatan utilitas pada tahun 2008, biaya import, pengangkutan, pembongkaran dan transportasi alat sampai di lokasi pabrik sebesar 25 % dari harga peralatan.

Jadi harga alat :

$$= 1,25 \times \text{US } \$. 567501$$

$$= \text{US } \$. 709377$$

Tabel D-4 Harga Peralatan Yang Dibuat Dilokasi Pabrik

No	Nama alat	kode	Harga/unit (Rp) Tahun 2008	Jumlah (buah)	Harga total (Rp) Tahun 2008
1	Bak air sungai	B-01	26.800.000	1	26.800.000
2	Bak air bersih	B-02	26.800.000	1	26.800.000
3	Bak air pendingin	B-03	32.300.000	2	64.600.000
4	Bak air sanitasi	B-04	22.100.000	1	22.100.000
5	Bak air lunak	B-05	19.500.000	1	19.500.000
Total					159.800.000

Total harga (peralatan proses + peralatan utilitas) :

$$= \text{US \$} . 1585952 + \text{US \$} . 709377$$

$$= \text{US \$} . 2295329$$

Diambil kurs konversi 1 US \$ = Rp. 10.000

Maka harga (peralatan proses + peralatan utilitas):

$$= \text{Rp} . 10.000/1 \text{ US\$} \times \text{US \$} . 2295329$$

$$= \text{Rp} . 22.953.290.941$$

Jadi total keseluruhan harga peralatan :

$$= (\text{harga alat proses} + \text{harga alat utilitas}) + \text{alat dibuat di lokasi pabrik}$$

$$= \text{Rp} . 22.953.290.941 + 159.800.000$$

$$= \text{Rp} . 24.551.290.000$$

2. Perkiraan Modal Investasi (Capital Investment)

Modal investasi dihitung berdasarkan harga peralatan dan disesuaikan dengan tabel 17 Peters hal. 183 untuk proses cair.

a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

1). Biaya langsung (*direct cost*)

1. Harga peralatan	100 % (a)	Rp	24.551.290.000
2. Pemasangan alat	47 % (a)	Rp	11.539.106.300
3. Instrumentasi & kontrol	18 % (a)	Rp	4.419.232.200
4. Perpipaan	66 % (a)	Rp	16.203.851.400
5. Instalasi pabrik	11 % (a)	Rp	2.700.641.900
6. Gedung dan perawatan	18 % (a)	Rp	4.419.232.200
7. Fasilitas pelayanan	70 % (a)	Rp	17.185.903.000
8. Halaman	10 % (a)	Rp	2.455.129.000
9. Tanah	6 % (a)	Rp	1.473.077.400
Total		Rp	84.947.461.400

2). Biaya Tak Langsung (*indirect cost*)

1. Rekayasa dan supervisi	33 % (a)	Rp	8.101.925.700
2. Biaya konstruksi	41 % (a)	Rp	10.061.033.580
Total		Rp	18.162.959.380

3). Biaya Kontraktor 21% (a) Rp 5.155.770.900

4). Biaya Tak Terduga 42% (a) Rp 10.311.541.800

$$\begin{aligned} \text{Total modal tetap (FCI)} &= (1) + (2) + (3) + (4) \\ &= \text{Rp } 118.577.731.480 \end{aligned}$$

b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

$$\text{Working Capital Investment (WCI)} = 15 \%$$

c. Modal Tetap (Total Capital Investment)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + 0,15 \text{ TCI}$$

$$\text{TCI} - 0,15 \text{ TCI} = \text{FCI}$$

$$\text{TCI} = \text{FCI}$$

$$\text{TCI} = \frac{\text{FCI}}{0,85}$$

$$= \frac{\text{Rp.}118.577.731.480}{0,85}$$

$$= \text{Rp. } 139.503.212.964$$

Investasi direncanakan 40 % modal sendiri 60 % modal pinjaman dari Bank dengan masa konstruksi 2 tahun. Dimana 60 % dari total investasi di keluarkan pada tahun pertama.

a. Investasi pada tahun pertama (-1) konstruksi :

Investasi tahun pertama adalah 60 % TCI

$$= 0,6 \times \text{Rp } 139.503.212.964$$

$$= \text{Rp. } 83.704.927.195$$

Investasi ini terdiri dari 40 % modal sendiri dan sisanya modal pinjaman.

1. Modal sendiri

$$\begin{aligned} &= 40 \% \times \text{TCI} \\ &= 0,4 \times \text{Rp } 139.503.212.964 \\ &= \text{Rp. } 55.801.284.386 \end{aligned}$$

2. Modal pinjaman

$$\begin{aligned} &= (\text{Investasi tahun pertama}) - (\text{Modal sendiri}) \\ &= \text{Rp } 83.704.927.195 - \text{Rp } 55.801.284.386 \\ &= \text{Rp. } 27.903.642.809 \end{aligned}$$

Bunga pinjaman pada akhir tahun pertama sebesar 15 % per tahun

$$\begin{aligned} &= 15 \% \times \text{modal pinjaman} \\ &= 0,15 \times \text{Rp } 27.903.642.809 \\ &= \text{Rp. } 4.185.546.423 \end{aligned}$$

Total investasi tahun pertama konstruksi

$$\begin{aligned} &= \text{Investasi tahun pertama konstruksi} + \text{bunga pinjaman} \\ &= \text{Rp } 83.701.927.278 + \text{Rp } 4.185.546.423 \\ &= \text{Rp. } 87.887.473.701 \end{aligned}$$

3. Perhitungan Biaya Produksi Dan Biaya Bahan Baku

Biaya ini merupakan jumlah dari biaya langsung, biaya tak langsung, dan biaya tetap yang berhubungan dengan produksi

a) Perhitungan Harga Bahan Baku dan pembantu :

1. Larutan Asetaldehid

Kebutuhan (kg/jam)	: 2058,8606
Harga perkg	: Rp. 8.750
Harga pertahun	: Rp. 142.679.039.611

2. Katalis Mangan Asetat

Kebutuhan (kg/jam)	: 16,6708
Harga/kg	: Rp. 21.900
Harga pertahun	: Rp 365.090

(Sumber ; BPS Makassar 2006)

Total biaya bahan baku dan pembantu(1 + 2) : Rp 142.679.404.701

b) Biaya Utilitas

1. Bahan bakar

Kebutuhan ltr/jam	: 63 liter/jam
Harga per liter	: Rp. 6.250
Harga pertahun	: Rp. 31.185.000.000

2. Koagulan $\text{Al}_2\text{SO}_4 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$

Kebutuhan kg/jam	: 0,349
------------------	---------

Harga perkg : Rp. 3000

Harga pertahun : Rp. 8.292.240

3. Listrik

Kebutuhan (KWH) : 570.3525

Harga per KWH : Rp. 950

Harga per tahun : Rp. 4.291.332.210

4. Kaporit (air sanitasi)

Kebutuhan (kg/jam) : 0,05

Harga per liter : Rp. 10.500

Harga per tahun : Rp. 4.158.000

5. HCl 37% (untuk regenerasi resin)

Kebutuhan (litr/minggu) : 0,10

Harga per liter : Rp. 15.000

Harga per tahun : Rp. 450.000

6. NaOH (untuk regenerasi resin)

Kebutuhan (kg/minggu) : 7,42

Harga per kg : Rp. 10.500

Harga per tahun : Rp. 2.337.300

Total biaya Utilitas (1+2+3+4+5+6) : Rp. 7.425.069.750

c) Perincian Gaji Karyawan

Tabel D - 5 Gaji Karyawan Pabrik Asam Asetat

No	Jabatan	jml	Gaji/bulan (Rp)	Total gaji (Rp)
1	Direktur	1	15.000.000	15.000.000
2	Sekretaris Perusahaan	1	3.500.000	3.500.000
3	Staf Sekretaris Perusahaan	3	2.000.000	6.000.000
4	Direktur Teknik & Produksi	1	10.000.000	10.000.000
5	Direktur Administrasi & Keuangan	1	10.000.000	10.000.000
6	Direktur Pemasaran	1	10.000.000	10.000.000
7	Kepala Litbang	1	6.000.000	6.000.000
8	Staf Litbang	5	2.500.000	12.500.000
9	Kepala Departemen Teknik	1	8.000.000	8.000.000
10	Kepala Bagian Maintenance	1	6.000.000	6.000.000
11	Kepala Bagian Teknik	1	6.000.000	6.000.000
12	Staf Departemen Teknik	6	2.500.000	15.000.000
13	Kepala Departemen Produksi	1	8.000.000	8.000.000
14	Kepala Bagian Proses & Produksi	1	6.000.000	6.000.000
15	Kepala Bagian Laboratorium	1	6.000.000	6.000.000
16	Kepala Bagian Utilitas	1	6.000.000	6.000.000
17	Staf Departemen Produksi	4	2.500.000	10.000.000
18	Kepala Bagian Diklat	1	6.000.000	6.000.000
19	Kepala Bagian Personalia	1	6.000.000	6.000.000
20	Kepala Bag. Kesehatan & Keamanan Kerja	1	6.000.000	6.000.000
21	Kepala Bagian Keamanan	1	6.000.000	6.000.000

22	Staf Departemen Kepegawaian	4	2.500.000	10.000.000
23	Kepala Dept. Administrasi & Keuangan	1	8.000.000	8.000.000
24	Kepala Bagian Anggaran & Keuangan	1	6.000.000	6.000.000
25	Staf Dept. Adiministrasi dan keuangan	2	2.500.000	5.000.000
26	Kepala Bagian Pemasaran	1	6.000.000	6.000.000
27	Kepala Bagian Distribusi	1	6.000.000	6.000.000
28	Staf Departemen Umum & Distribusi	3	2.000.000	6.000.000
29	Perawatan & K ₃	5	1.500.000	7.500.000
30	Karyawan Proses & Produksi	80	1.500.000	120.000.000
31	Karyawan Laboratorium	5	1.250.000	6.250.000
32	Petugas keamanan	6	1.250.000	7.500.000
33	Sopir	5	1.250.000	6.250.000
34	Petugas Kebersihan	5	1.250.000	6.250.000
Total		155	294.250.000	

Total gaji karyawan perbulan = Rp 294.250.000

Total gaji karyawan pertahun = 12 x Rp 294.250.000

= Rp 3.531.000.000

1. Manufacturing Cost

a. Biaya Produk Langsung (*Inderct Production Cost*)

- | | |
|------------------|---------------------|
| 1. Bahan baku | Rp. 142.679.404.701 |
| 2. Gaji karyawan | Rp 3.531.000.000 |
| 3. Utilitas | Rp. 7.425.069.750 |

4. Pengawasan 15 %	Rp.	2.371.554.628
5. Pemeliharaan & perbaikan (5 % FCI)	Rp.	2.371.554.628
6. Operasi suplay 0,5 %	Rp.	592.888.657
7. Laboratorium 10 %	Rp.	353.100.000
8. Paten % royalti 2% TPC	Rp.	0,02TPC

Total Rp.150.442.797.364+0,02TPC

b. Biaya tetap (*Fixed Changes*)

1. Depresiasi 10% FCI	Rp	11.857.773.145
2. Pajak lokal 3% FCI	Rp	3.557.331.942
3. Asuransi 0,5% FCI	Rp	592.888.657
Total	Rp	16.007.994.694

c. Biaya pengeluaran tambahan pabrik

(*Plant Overhead Cost*) 5 % FCI Rp 0,05 TPC

Jadi Total Manufacturing Cost :

= (a) +(b) +(c)

= Rp 166.450.792.404 + 0,07 TPC

II. Pengeluaran Umum (General expanses)

1. Biaya administrasi 5 %	Rp	0,05 TPC
2. Biaya distribusi 10 % TPC	Rp	0,10 TPC
3. Riset dan pengembangan 5 % TPC	Rp	0,05 TPC
4. Pembiayaan 5 % TCI	Rp	139.503.212.964
Total	Rp	6.975.160.648 + 0,20 TPC

Maka total biaya produksi langsung (*Total Production Cost*)

$$TPC = \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses}$$

$$= (\text{Rp. } 150.442.797.364 + 0,07 \text{ TPC}) + (\text{Rp. } 6.975.160.648 + 0,20$$

TPC)

$$TPC - 0,25 \text{ TPC} = \text{Rp } 180.401.113.700$$

$$TPC = \frac{\text{Rp. } 180.401.113.700}{0,73}$$

$$= \text{Rp. } 237.124.813.260$$

4. Harga Penjualan Produk

Produk asam asetat = 20.000 ton/tahun atau 20.000.000 kg/tahun, dengan harga jual per kg Rp. 15.200 (*Sumber ; BPS Makassar 2006*)

Harga penjualan produk :

Produk asam asetat = 20.000 ton/tahun

= 20.000.000 kg/tahun

Harga jual per kg = Rp 15.200

Total harga penjualan produksi = 20.000.000 kg x 15.200

= 304.000.000.000

5. Perhitungan Break Event Point (BEP)

Perhitungan BEP dengan persamaan :

$$BEP = \frac{FC + 0,3.SVC}{S - (0,7.SVC) - VC} \times 100\%$$

Dimana:

S = Total harga penjualan (*sales*)

FC = Biaya tetap (*Fixed Changes*)

SVC = Biaya semi variable (*semi variabel cost*)

VC = Biaya variabel cost (*variabel cost*)

a. Biaya tetap (FC)

1. Depresiasi 10 % FCI	Rp	11.857.773.130
2. Pajak 3 % FCI	Rp	3.557.331.942
3. Asuransi 0,5 % FCI	Rp	592.888.657
Total	Rp	16.007.993.729

b. Biaya variabel (VC)

1. Bahan baku dan pembantu	Rp	142.679.404.701
2. Utilitas	Rp	7.425.069.750
3. Patent dan Royalti	Rp	4.942.496.264
Total	Rp.	155.104.964.715

c. Total Harga Penjualan (S) **Rp 304.000.000.000**

d. Biaya Semi Variable (SVC)

1. Pembiayaan	Rp	6.975.160.648
2. Gaji karyawan	Rp	3.531.000.000
3. Laboratorium	Rp	353.100.000
4. Pemeliharaan dan perbaikan	Rp	2.371.554.628
5. Operasi suplay	Rp	592.888.657

6. Plant over head cost	Rp	1.235.624.006
7. Administrasi	Rp	12.356.240.661
8. Riset dan pengembangan	Rp	12.356.240.661
9. Distribusi dan penjualan	<u>Rp</u>	<u>24.712.481.326</u>
Total	Rp	67.222.701.252

Maka :

$$BEP = \frac{FC + (0,3 \times SVC)}{(S) - (0,7 SVC) - (VC)} \times 100\%$$

$$BEP = \frac{16.726.461.930 + (0,3 \times 67.222.701.252)}{304.000.000.000 - (0,7 \times 67.222.701.252) - 155.104.964.715} \times 100\%$$

$$= 36,23 \%$$

6. Perhitungan Shut Down Point (SDP)

Perhitungan (SDP) dengan persamaan :

$$SDP = \frac{0,3SVC}{S - 0,7.SVC - VC} \times 100\%$$

Dimana :

S = Total harga penjualan (*sales*)

FC = Biaya tetap (*Fixed Changes*)

SVC = Biaya semi variable (*semi variabel cost*)

VC = Biaya variable (*variabel cost*)

Maka:

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \times 67.222.701.252}{304.000.000.000 - (0,7 \times 67.222.701.252) - 155.104.964.715} \times 100\%$$

$$= 19,80 \%$$

7. Perhitungan Cash Flow

a. Laba kotor :

$$= \text{Harga penjualan} - \text{TPC}$$

$$= \text{Rp } 384.000.000.000 - \text{Rp } 237.124.813.260$$

$$= \text{Rp } 66.875.187.530$$

b. Pajak penghasilan

$$= 35 \% \times \text{laba kotor}$$

$$= 0,35 \times \text{Rp. } 66.875.187.530$$

$$= \text{Rp. } 23.406.315.644$$

c. Laba Bersih

$$= \text{Laba Kotor} - \text{Pajak}$$

$$= \text{Rp. } 66.875.187.530 - \text{Rp. } 23.406.315.644$$

$$= \text{Rp. } 33.468.871.883$$

d. Pengembalian pinjaman direncanakan 7 tahun, dengan bunga pinjaman 15 % pertahun.

Pengembalian pinjaman untuk tahun ke-n :

$$= \frac{\text{Jumlah pinjaman}}{7 \text{ tahun}} + \text{bunga tahun ke - n}$$

$$= \frac{\text{Rp.101.074.044.779}}{7}$$

$$= \text{Rp. } 14.439.006.397 + \text{bunga tahun ke - n}$$

(hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel *Cash Flow*)

e. Cash Flow

$$= \text{Laba bersih} - \text{depresiasi}$$

$$= \text{Rp } 33.486.871.883 + \text{Rp } 11.857.773.130$$

$$= \text{Rp } 45.326.645.013$$

f. Net Cash Flow

$$= \text{Cash flow} - \text{Pengembalian Pinjaman}$$

$$= \text{Rp. } 45.326.645.013 - \text{Pengembalian Pinjaman}$$

(Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel cash flow)

g. Discount Cast Flow

$$= \frac{\text{Cash flow}}{(1 + 0,15)^n}$$

(Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel cash flow)

Return On Investment (ROI)

a. ROI sebelum pajak

$$= \frac{\text{Laba kotor}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{Rp.66.875.187.530}}{\text{Rp.139.503.212.964}} \times 100 \%$$

$$= 47,93 \%$$

b. ROI sesudah pajak

$$= \frac{\text{Laba bersih}}{\text{TCI}} \times 100 \%$$

$$= \frac{Rp.33.468.871.883}{139.503.212.964} \times 100 \%$$

$$= 23,99 \%$$

PAY OUT TIME (POT)

a. POT sebelum pajak (Aries & Newton ; hal. 195)

$$= \frac{FCI}{\text{Laba kotor} - \text{defresiasi}}$$

$$= \frac{Rp.118.577.731.480}{Rp.56.875.187.530 + 11.857.773.145}$$

= **1,5 Tahun** (Syarat POT maksimum sebelum pajak
= 5 tahun untuk Industri kimia, *tabel 55 hal. 196 Aries & Newton*).

b. POT sesudah pajak

$$= \frac{FCI}{\text{Laba bersih} + \text{defresiasi}}$$

$$= \frac{Rp.118.577.731.480}{Rp.36.968.871.883 + 11.857.773.145}$$

= **2,6 Tahun**

INTERES RATE OF RETURN (IRR)

Untuk perhitungan IRR pada setiap tahun, untuk berbagai harga inflasi dihitung dengan persamaan :

$$\text{Present value} = \sum \left(\frac{\text{Cash Flow}}{(1+i)^n} \right)$$

Dimana :

i = inflasi

n = tahun

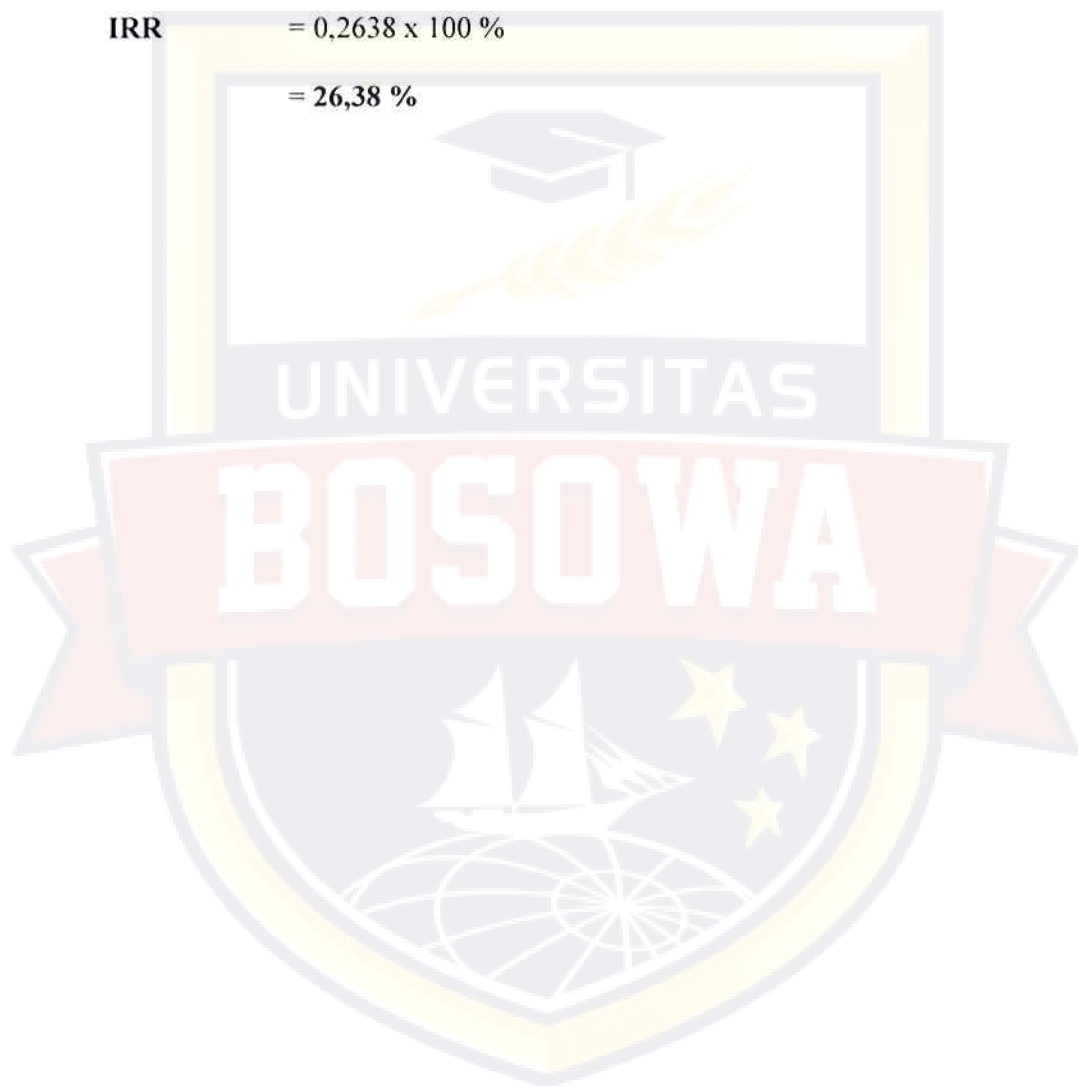
Nilai i didapat dengan cara trial and error yaitu apabila percent value sudah sama dengan total investasi maka i yang ditrial dianggap sudah benar.

Dari hasil trial and error pada tabel cash flow didapat nilai (i) : 0,2638

Maka:

$$\text{IRR} = 0,2638 \times 100 \%$$

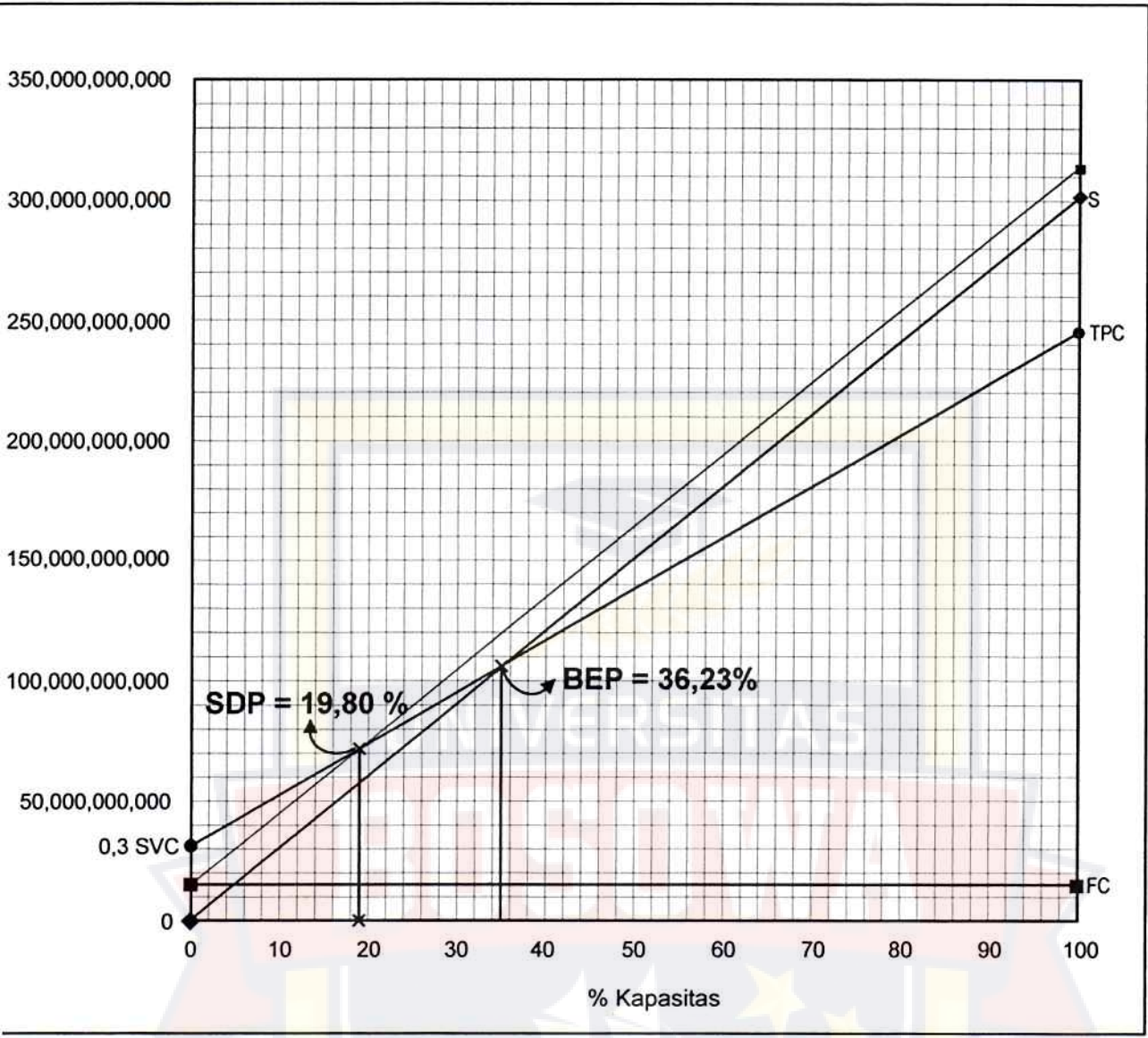
$$= 26,38 \%$$



1	(%)	Modal sendiri (Rp)	Modal Pinjaman (Rp)	Bunga Pinjaman (Rp)	Jumlah (Rp)	Penjualan (Rp)	Biaya Produksi (Rp)
1	2	3	4	5	6	7	8
-1		55,801,284,386	27,903,642,809	4,185,546,433	87,890,473,628		
0			55,801,284,386	13,183,571,161	68,984,855,547		
1	75		83,704,927,195	17,369,117,594	156,875,329,175	228,000,000,000	177,843,609,945
2	85					258,400,000,000	201,556,091,271
3	100					304,000,000,000	237,124,813,260
4	100					304,000,000,000	237,124,813,260
5	100					304,000,000,000	237,124,813,260
6	100					304,000,000,000	237,124,813,260
7	100					304,000,000,000	237,124,813,260
8	100					304,000,000,000	237,124,813,260
9	100					304,000,000,000	237,124,813,260
10	100					304,000,000,000	237,124,813,260
11	100					304,000,000,000	237,124,813,260
12	100					304,000,000,000	237,124,813,260
13	100					304,000,000,000	237,124,813,260
14	100					304,000,000,000	237,124,813,260
15	100					304,000,000,000	237,124,813,260

Net Cash Flow (Rp)	16	17	18	19
Net Cash Flow (Rp)	16	Discounted Cash Flow	Discounted Net Cash Flow	Present Value i = 0,2638986
9,525,314,888	32,138,632,211	8,282,882,511	29,242,398,370	
15,038,053,036	30,477,364,258	11,370,928,571	25,231,821,265	
22,224,234,778	29,803,004,858	14,612,795,120	22,450,626,205	
24,390,085,737	25,915,656,398	13,945,110,681	17,762,521,290	
26,555,936,697	22,535,353,390	13,202,993,910	14,052,745,757	
28,721,787,656	19,595,959,469	12,417,221,408	11,119,368,673	
30,887,638,616	17,039,964,756	11,611,807,432	8,797,674,487	
45,326,645,013	14,817,360,657	14,817,360,657	6,960,743,785	
45,326,645,013	12,884,661,441	12,884,661,441	5,507,359,259	
45,326,645,013	11,204,053,427	11,204,053,427	4,357,437,501	
45,326,645,013	9,742,655,154	9,742,655,154	3,447,616,305	
45,326,645,013	8,471,874,047	8,471,874,047	2,727,763,320	
45,326,645,013	7,366,846,997	7,366,846,997	2,158,213,697	
45,326,645,013	6,405,953,911	6,405,953,911	1,707,584,498	
45,326,645,013	5,570,394,705	5,570,394,705	1,351,045,461	
			156.875.329.175	





Gambar XI-1. Break Event Point Pabrik asam asetat

rangan :

- S : Total Harga Penjualan
- TPC : Total Product Cost (Total Biaya Produksi)
- FC : Fixed Cost (Biaya Tetap)
- SVC : Semi Variable Cost (Biaya Semi Variabel)
- BEP : Break Event Point (Titik impas)
- SDP : Shut Down Point (Titik pabrik berhenti beroperasi)

BAB XII

KESIMPULAN

1. Prarancangan pabrik Asam Asetat dari Asetaldehid dengan kapasitas 20.000 Ton/Tahun ini rencananya didirikan dikawasan kabupaten Takalar . propinsi Sulawesi Selatan
2. Sesuai perhitungan analisa ekonomi dapat diketahui:
 - a. Rate Of Investmen untuk pabrik ini 40,76% sebelum pajak dan 26,50% sesudah pajak.
 - b. Pay Out Time untuk pabrik ini 2,2 tahun sebelum pajak dan 2,4 tahun sesudah pajak
 - c. Interest Rate Of Return pabrik ini sebesar 22,42 %
 - d. Shud Down Point (SDP) untuk pabrik ini sebesar 19,80%
 - e. Break Event Point ini sebesar 36,23%
3. Berdasarkan data-data diatas, maka pabrik Asam Asetat dari Asetaldehid yang berkapasitas 20.000 ton/Tahun ini dapat dilanjutkan ketahap perencanaan.